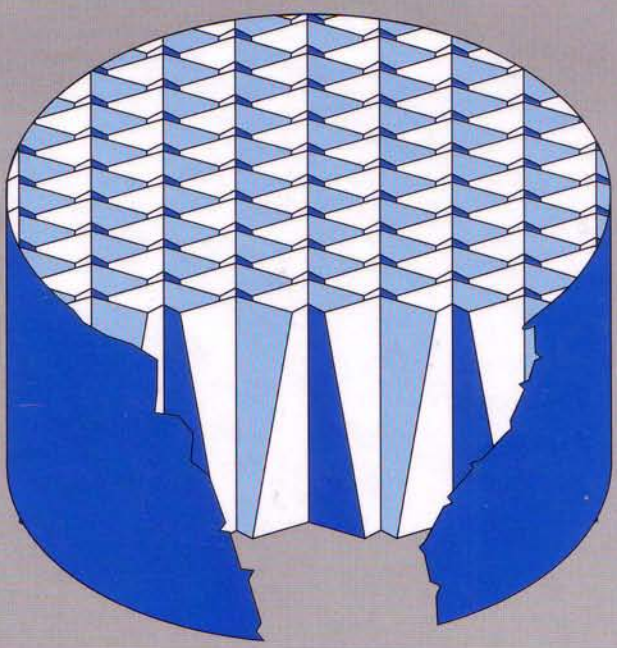
Fonyó Zsolt – Fábry György

VEGYIPARI MŰVELETTANI ALAPISMERETEK



NEMZETI TANKÖNYVKIADÓ

Dr. Fonyó Zsolt
okl. vegyészmérnök
egyetemi tanár
akadémikus

Dr. Fábry György
okl. gépészmérnök
ny. egyetemi tanár

VEGYIPARI MŰVELETTANI ALAPISMERETEK

NEMZETI TANKÖNYVKIADÓ, BUDAPEST

Felsőoktatási Tankönyv

Lektor:
Dr. Takács István
okl. gépészmérnök, c. egyetemi tanár

© Dr. Fonyó Zsolt, Dr. Fábry György, Nemzeti Tankönyvkiadó Rt.,
Budapest, 1998, 2004

ISBN 963 19 5315 7

Minden jog fenntartva. A mű egészének vagy bármely részének mechanikus, illetve elektronikus másolása, sokszorosítása, valamint információszolgáltató rendszerben való tárolása és továbbítása a Kiadó előzetes írásbeli engedélyéhez kötött.

Tartalomjegyzék

Előszó 13
Jelölések jegyzéke 21

I. Művelettan, hidrodinamika, hasonlóság 33

1. Művelettani alapfogalmak 35
   1.1. A művelettan mibenléte 35
   1.2. A műveleti egység 37
   1.3. A műveleti egységet leíró fizikai mennyiségek 38
   1.4. Extenzív mennyiségek transzportja 42
   1.5. Nemnewtoni fluidumok: reológiai alapfogalmak 48
   1.6. A műveleti egységeket leíró egyenletek 50
2. Áramlástan alapjai 53
   2.1. Mérlegegyenletek 53
   2.2. Tömeg-mérlegegyenlet: folytonossági tétel 55
   2.3. Impulzus-mérlegegyenlet: Navier–Stokes-tétel 59
   2.4. Egyszerűsített impulzus-mérlegegyenletek 65
   2.5. Nevezetes alkalmazások 67
3. Hidrodinamikai hasonlóság 75
   3.1. Hasonlóságelmélet 75
   3.2. Modellelmélet 78
   3.3. Dimenzióanalízis 81
   3.4. A hidrodinamikai hasonlóság alkalmazásai 84
   3.5. Áramlási ellenállás kör keresztmetszetű egyenes csőben 85
   3.6. Körüláramlott testek áramlási ellenállása 88
   3.7. Szemcsehalmazon (töltött ágyon) áthaladó fluidumok áramlási ellenállása 92
   3.8. Fluidizáció 98
   3.9. Szűrési sebesség Darcy-féle egyenlete 102
   3.10. Keverés hasonlósága 103

II. Hidrodinamikai és mechanikai műveletek 107

4. Ülepítés 109
4.1. Ülepítők 113
4.2. Áramkészülékek 118

5. Szűrés és lényerés 121
5.1. Bevezetés 121
5.2. Szűrőközegek 131
5.3. Szűrőkészülékek 135
5.4. Lényerés 162

6. Por- és csepplevalasztás 166
6.1. A porleválasztás készülékei 166
6.2. Leválasztási (portalanítási) fok 166
6.3. Porszűrők 168
6.4. Porkamrák 174
6.5. Ciklonok 177
6.6. Elektrosztatikus porleválasztók 182
6.7. Nedves gáztisztítók, gázmosók 184
6.8. Cseppfogók, csepplevalasztók 185

7. Centrifugálás 186
7.1. A centrifugális erőtér 188
7.2. Centrifugatípusok 190

8. Keverés 213
8.1. Bevezetés 213
8.2. Keverők teljesítményszükséglete 214
8.3. Keverőtípusok 224
8.4. Nagy viszkozitású anyagok keverése 234
8.5. Dagasztók 235
8.6. Szilárd szemcsés anyagok, porok keverése 236
8.7. Sztatikus keverők 238
8.8. Gázdiszpergálás és pneumatikus keverés 240
8.9. Homogenizáló gépek 241

9. Méretcsökkentés, méretnövelés és fajtázás 244
9.1. Szemcseanalízis. RRSB-eloszlás 245
9.2. Méretcsökkentés 252
9.3. Porlasztás 267
9.4. Méretnövelés 268
9.5. Osztályozás és fajtázás 278

III. Hőátadási műveletek 301

10. A hőátvitel elméleti alapjai 303
10.1. A hőátvitel megnyilvánulási formái 303
10.2. Hővezetés 304
10.3. Konvektív hőátadás 307
10.4. Hőátbocsátás 309
10.5. Logaritmikus közepes hőmérséklet-különbség 310
10.6. Hő-mérlegegyenlet 312
10.7. Hőtani hasonlóság: a konvektív hőátadás kritériális egyenlete 313
10.8. Hősugárzás 318
10.9. Instacionárius hőátvitel 323

11. Hőhordozók 333
11.1. Bevezetés 333
11.2. A fázistörvény és a fázisdiagram 334
11.3. A Clausius–Rankine-körfolyamat 343
11.4. Fűtés hőközvetítő közeggel 346

12. Hőkonvekció, hőátvitel és hőcserélők 350
12.1. A hőcserélők áttekintése 350
12.2. A hőcserélők alapegyenletei 351
12.3. Hőkonvekció 357
12.4. Hőátadás fázisváltozás nélkül 358
12.5. Hőátadás kényszerkonvekcióval 360
12.6. Hőátadás szabad konvekcióval 369
12.7. Hőátadás fázisváltozás közben 370
12.8. Bordáscsöves hőátadás 375
12.9. Hőátadás keverős készülékben 378
12.10. Hőcserélők 379

13. Bepárlás 419
13.1. Bevezetés 419
13.2. Robert-bepárló 421
13.3. Többfokozatú bepárlás 422
13.4. A bepárlást befolyásoló tényezők 424
13.5. A bepárló teljesítménye 429
13.6. A bepárló anyag- és hőmérlege 431
13.7. A bepárlókészülékek k hőátviteli tényezője 432
13.8. Bepárlókészülék-típusok 435

13.9. Fűtőgőzvezetési és légtelenítési megoldások ... 439
13.10. Külső ejtőgyűrűs kristályosító bepárló ... 440
13.11. Zsigmond-féle bepárló ... 442
13.12. Gyorsbepárlók ... 442
13.13. Lemezes bepárló ... 447
13.14. Páravíz eltávolítása ... 447
13.15. A bepárlás különleges esetei (Különleges bepárlók) ... 450

14. Kristályosítás ... 456
14.1. Kristályállapot ... 456
14.2. Egy- és kétalkotós rendszerek ... 456
14.3. A kristályosítóberendezések csoportosítása ... 458
14.4. Hidrátok, kristályvíz ... 459
14.5. Kristályok képződése ... 460
14.6. Többalkotós rendszerek ... 462
14.7. Egyszerű elpárologtató kristályosítók ... 464
14.8. Hűtőkristályosítók ... 465
14.9. Bepárló kristályosítók ... 469
14.10. Vákuumkristályosítók ... 469
14.11. Szétválasztás olvadékkristályosítással ... 477

15. Hűtés ... 483
15.1. Hűtés, léghűtés és vízhűtés ... 483
15.2. Hűtősólevek és hűtőoldatok ... 483
15.3. Hűtés jéggel ... 485
15.4. Entalpiadiagramok ... 486
15.5. Hűtőgépek ... 487
15.6. Kompresszoros hűtőgépek ... 487
15.7. Abszorpciós hűtőgépek ... 515
15.8. Gőzsugárszivattyú, gőzsugárhűtőgép ... 519
15.9. Hűtőtornyok ... 527

IV. Anyagátadási műveletek ... 539

16. Az anyagátadás elméleti alapjai ... 541
16.1. A diffúzió megnyilvánulási formái ... 542
16.2. Fick-törvény és az ekvimoláris ellenáramú diffúzió ... 543
16.3. Diffúzió és konvekció ... 546
16.4. Egyirányú diffúzió: Stefan-egyenlet ... 547
16.5. Konvektív anyagátadás ... 549
16.6. Komponens-mérlegegyenlet ... 551

16.7. Anyagátadási hasonlóság 553
16.8. Analógia a konvektív anyag-, hő- és impulzustranszportok között 556
16.9. Átadási elméletek 561
16.10. Határfelületi jelenségek 563

17. Anyagátbocsátás és gázabszorpció 565
17.1. Az anyagátbocsátási műveletek típusai 565
17.2. Az anyagátbocsátási műveletek megvalósítása 566
17.3. Fázisegyensúlyok 567
17.4. Egy- és többfokozatú abszorpciós egyensúlyi egységek 569
17.5. Anyagátbocsátás 580
17.6. Anyagátbocsátási tényező 583
17.7. Folytonos érintkeztetésű oszlopok számítása 586
17.8. Az abszorpció megvalósítása 593

18. A desztilláció alapjai 597
18.1. Gőz-folyadék egyensúlyok jellemzése 597
18.2. Gőz-folyadék egyensúlyok számítása 612
18.3. Egyszerű desztillációs módszerek 618
18.4. Rektifikálás fogalma 626
18.5. Biner elegyek rektifikálása 630
18.6. Minimális és optimális refluxarány, minimális tányérszám ... 639
18.7. Az elméleti tányérszám számítása empirikus összefüggéssel („Short-cut" számítás) 644
18.8. Hőmérleg figyelembevétele biner elegyek rektifikálásánál 650
18.9. Rektifikálóoszlopok hatásfoka 654
18.10. Szakaszos rektifikálás 658

19. Többkomponensű elegyek rektifikálása 664
19.1. Rektifikálóoszlopok kapcsolási sorrendje 664
19.2. A rektifikálóberendezés szabadsági foka 670
19.3. Többkomponensű rektifikálás matematikai modellezésének alapjai 673
19.4. Elméleti tányérszám számítása közelítő módszerekkel 677
19.5. A többkomponensű rektifikálás matematikai modellezése 688
19.6. Komplex elegyek frakcionálása 701
19.7. Különleges desztillációs módszerek 708
19.8. Desztillálóoszlopok és egyéb termikus szétválasztó műveletek energiaintegrációs tervezése 720

20. Rektifikálóoszlopok és abszorberek belső szerkezete 741
20.1. Működési elv szerinti csoportosítás 742
20.2. A kolonnaszerkezetek jellemzői és értékelési módjai 746
20.3. Tányéros oszlopok 751
20.4. Tányéros oszlopok működési tartománya 770
20.5. Tányéros oszlopok átmérője 771
20.6. Töltött oszlopszerkezetek 778
20.7. A töltött oszlop átmérője és nyomásesése 782
20.8. A komponensátadási együtthatók számítása 786
20.9. Rendezett töltetszerkezetek 787
20.10. Rektifikálóoszlopok egyéb tartozékai és konstrukciós megoldásaik 795

21. Extrakció 798
21.1. Alapelvek, csoportosítás 798
21.2. Folyadék-folyadék extrakció 798
21.3. Szilárd-folyadék extrakció 842
21.4. Szuperkritikus extrakció. (Destrakció) 860

22. Adszorpció 869
22.1. Bevezetés 869
22.2. Alapfogalmak 869
22.3. Adszorbensek 873
22.4. Zónavándorlás és áttörés 878
22.5. Oldószervisszanyerés 880
22.6. Gázelegyek szétválasztása 881
22.7. Folyadékelegyek szétválasztása 884
22.8. Cukorlevek színtelenítése 887

23. Szárítás 891
23.1. Bevezetés 891
23.2. A nedves anyag 892
23.3. A szárítóközeg 906
23.4. A nedves anyagok száradási folyamata 922
23.5. A szárítás változatai 929

24. Szárítóberendezések 933
24.1. Bevezetés 933
24.2. Atmoszferikus konvekciós szárítók 936
24.3. Atmoszferikus kontakt szárítók 962
24.4. Vákuumszárítók 967

24.5. Szublimációs szárítók 975
24.6. Egyéb szárítók 979

25. Membránszétválasztó műveletek. (Permeáció) 980
25.1. Membránok jellemzése 982
25.2. A membránmodulok 984
25.3. Membránszeparáció a vegyiparban 987
25.4. Membránszeparációs alkalmazások a vegyiparban 998
25.5. Membrános szétválasztó műveletek versenyképessége 1000
25.6. Membránszeparációs berendezések 1001

Függelék 1011

Név- és tárgymutató 1029

ELŐSZÓ

A mérnöki tevékenység jelentőségét nem lehet túlbecsülni a modern társadalomban. Gazdaságunk jelenlegi helyzetében rendkívül megnőtt a kreatív műszaki értelmiségiek szerepe. Az innovációs folyamat egészét elvégezni képes, kreatív műszaki értelmiséget csak olyan felsőoktatás képezhet, amely i) nyitott a legkorszerűbb ismeretekre, ii) szoros kapcsolatban áll az iparral és iii) egységes szemléletben, áttekintésében tanítja a szerteágazó mérnöki ismereteket. Könyvünk e komplex feladat megvalósításához kíván hozzájárulni.

A vegyipar és a vele rokon iparok (pl. biokémiai technológiák, élelmiszeripar, környezetvédelemi eljárások) mérnöki teendőit ellátó szakemberek képzésében központi helyet foglal el az a tananyag, amely az ipari berendezések működési módját és tervezési alapelveit ismerteti. Az ide tartozó ismeretkört általánosságban *vegyészmérnöki tudománynak (chemical engineering)* nevezhetjük. A műszaki tudományoknak ez az ága („akadémiai besorolás" szerint *műszaki kémia*) az utóbbi évtizedekben igen gyorsan fejlődött. Világosan megfigyelhető továbbá e tématerületen belül a tudományos absztrakció előrehaladása és elmélyülése.

A fejlődést tömören úgy vázolhatjuk, hogy a kémiai technológiából – amely az ide tartozó ismeretkört eredetileg leíró módon kezelte – a huszadik század első felében kivált és idővel kifejlődött a *művelettan,* mint *hasonló célú berendezések (készülékek, gépek) általános, vagyis a konkrét gyártási eljárástól (technológiától) független elmélete.* A korai művelettan már elemző jellegű ismeretanyag volt, de igazán tudományos megalapozottságot csak az 50-es években fejlődésnek indult *transzportfolyamatok elméletének* bevonásával nyert.

A fentiekben körülhatárolt *„chemical engineering"* területén ugyanis a XX. század egyik alapvető tudománytörténeti felismerése az volt, hogy a különböző műveleteknek azonos fizikai és kémiai alapjai vannak, nevezetesen *a komponens-, hő- és impulzustranszport.* Ezeknek az alapoknak az általánosítása és rendszerezése ma már lehetővé teszi a művelettan egységes tárgyalását. Tehát egy újabb absztrakciós lépéssel – a transzportfolyamatok elméletének bevonásával – kidolgozhatóvá vált a tudományos megalapozottságú művelettan.

A vegyipari és vele rokonipari műveleteket különböző jellemzők alapján lehet csoportosítani. A legjellemzőbb azonban az a csoportosítás, amikor azt vizsgáljuk, hogy a műveletekben végbemenő folyamatokat milyen hajtóerők idézik elő és azokat általában milyen törvényszerűségek határozzák meg. Ezek szerint a műveleteknek öt csoportját különböztethetjük meg.

1. *Hidrodinamikai műveletek,* amelyek végbemenetelét a folyadékok és a gázok mozgásával foglalkozó tudomány, a hidrodinamika törvényszerűségei határozzák meg. Ilyen műveletek, ill. folyamatok: folyadékok és gázok áramlása csőben, készülékben és szemcsehalmazon, továbbá az ülepítés, a centrifugálás, a szűrés, a lényerés, a fluidizáció és folyadékok keverése.

2. *Hőátadási (kalorikus) műveletek,* amelyek végbemenetelét a hőterjedéssel, a hőátadással foglalkozó tudomány, a hőtan törvényszerűségei határozzák meg. Ilyen műveletek: melegítés, hűtés, elpárologtatás, kondenzáció, hőcsere, bepárlás. Ide soroljuk a környezetinél alacsonyabb hőmérsékletre történő hűtést is. A hőtani műveleteket jelentősen befolyásolja a folyamatok hidrodinamikája, ugyanis a közegek közti hőátvitel a kialakuló áramlási határrétegek függvénye.

3. *Anyagátadási (komponensátadási) műveletek,* amelyek legnagyobb csoportját a kiindulási elegy komponenseinek fázishatáron keresztül történő áthaladása jellemzi. E műveletek törvényszerűségeit az anyagátadás elmélete alapján értelmezhetjük. A lejátszódó folyamatok a fázisegyensúly irányába mennek, és azok leglassúbb (sebességmeghatározó) részfolyamata a megoszló komponensek diffúziója. Ezekhez az ún. *egyensúlyi műveletekhez* tartozik a desztilláció, az abszorpció, az extrakció, az adszorpció és a szárítás. A kristályosítás is ebbe a csoportba sorolható, könyvünkben azonban ezt a műveletet a bepárló- és hűtőberendezésekhez való kapcsolódása miatt a hőátadási műveleteknél tárgyaljuk.
Ugyancsak az anyagátadási műveletekhez tartoznak az ún. *nemegyensúlyi elválasztási műveletek,* amelyeknél szelektíven működő membránokat használunk a különböző komponensek két fluidfázis közötti elválasztására. E műveletek az ún. nemegyensúlyi elválasztási törvényszerűségekkel értelmezhetők, ezekkel ugyanis teljes fázisegyensúly nem érhető el. Ide tartoznak a különböző membránszétválasztó műveletek, mint pl. a membránszűrés, mikro- és ultraszűrés, reverz ozmózis, pervaporáció, dialízis és elektrodialízis.
Az anyagátadási műveleteket jelentősen befolyásolják a fázishatárokon kialakuló hidrodinamikai és hőátadási viszonyok, ill. folyamatok.

4. *Kémiai műveletek (kémiai reaktorok),* amelyek végbemenetelét a reakciókinetika törvényszerűségei határozzák meg. A kémiai reakciók anyag- és energiaátvitellel járnak és a műveletek sebessége függ a hidrodinamikai feltételek-

től is. A kémiai kölcsönhatások és az anyagátadási folyamatok közül mindig a leglassúbb részfolyamat a sebesség-meghatározó.

5. *Mechanikai műveletek,* amelyek törvényszerűségeit a szilárd testek mechanikája tárgyalja. Ezeket a műveleteket elsősorban szilárd anyagok előkészítésére, szilárd végtermékek megmunkálására, valamint szilárd darabos és por alakú anyagok szállítására használják. Ide tartozik pl. az aprítás, a fajtázás, az osztályozás, a granulálás és a szilárd anyagok keverése.

Könyvünkben elsősorban a *hidrodinamikai,* a *hőtani* és az *anyagátadási* műveletekkel foglalkozunk, beleértve a nemegyensúlyi elválasztó műveleteket is. E könyv korlátozott terjedelme miatt egyáltalán nem foglalkozunk a kémiai reaktorok, és csak érintőlegesen a mechanikai műveletek témaköreivel. Ez utóbbiak az egyetemeken és főiskolákon általában külön tárgyak keretében kerülnek előadásra (pl. Kémiai reaktorok, Aprítás és fajtázás, stb.)

A könyv alapvető *célja* az, hogy az átalakulóban lévő hazai vegyipar és vele rokon iparok igényeinek megfelelően *egységes szemléletben ismertesse a művelettan elméleti és gyakorlati alapjait a mérlegegyenletektől kezdve, a hasonlósági módszeren keresztül a hidrodinamikai, a hőtani és az anyagátadási műveleteket megvalósító berendezésekig.* Célunk tehát a művelettani alapelvek és alapfogalmak egzakt matematikai és fizikai kémiai alapokon történő értelmezése és magyarázata, majd ezt követően az egyes műveletek tömör ismertetése.

A megalapozó elméleti részeknél (elsősorban a 2., 3., 10. és 16. fejezetekben) különös figyelmet fordítottunk arra, hogy rámutassunk a *hasonlóságelmélet* fontos és *áthidaló szerepére az elmélet és a mérnöki gyakorlat között.* A hasonlóságelmélet segítségével ugyanis a transzportfolyamatok elméletéből következő differenciális mérlegegyenleteket dimenziómentes mennyiségek összefüggéseire vezethetjük vissza. Ennek alkalmazása során a helyi differenciális mérlegegyenletek tagjaiból makroszkopikus vezetési és konvektív tagok, a térbeli határfeltételekből pedig átadási tagok lesznek. A hasonlóságelmélet az e tagok dimenziómentes arányairól, illetve az egyes transzportjelenségekhez tartozó (energia-, impulzus-, komponenstranszport) dimenziómentes arányok közti összefüggésekről ad számot.

Fontosnak tartottuk hangsúlyozni, hogy a vegyipari folyamatokat tervező, fejlesztő és üzemeltető mérnök gyakorlati munkája során általában már nem differenciálegyenletek megoldását végzi (eltekintve a szakaszos és instacionárius műveletektől, valamint a folyamatirányítási és dinamikai vizsgálatoktól), hanem olyan elméletileg megalapozott dimenziómentes összefüggésekkel számol, melyeket kísérleti úton meghatározott együttható- és kitevőértékekkel egészített ki. Könyvünkben rámutatunk arra is, hogy a hasonlóságelmélet nemcsak a vegyipari folyamatok biztonságosabb méretnövelését segíti elő laboratóriumi méretről üzemire, de a kísérleti adatok és tapasztalatok általánosításával

lehetővé teszi a hidrodinamikai, hőtani, anyagátadási és kémiai műveletek egységes tárgyalását is. A vegyipari műveletek ilyen értelmű felépítését vázolja egyszerűsítve a *Függelékben* található *F. 7. táblázat.*

A könyv felépítése és kifejtése a vegyészmérnöki tudomány történeti kialakulásával összhangban, két szempontból is *rendszerszemléletű.* Egyrészt rámutat arra, hogy a művelettan alapvető koncepciója az 1920-as években megszületett *műveleti egység,* melynek alapján a vegyipari folyamatok széles választéka kevés számú alapműveletből összeállítható. Ennek keretében olyan viszonylag egyszerű modellek, ill. elvek bevezetése és értelmezése szükséges, mint a transzportálódó tulajdonságok fogalma, a mérlegegyenletek, a hasonlóságelmélet, a komponenstranszportot leíró anyagátadási elméletek, a fokozatokból álló berendezések elméleti tányér vagy a folytonos érintkeztetésű oszlopok átviteli egység koncepciói.

Másrészt az utóbbi négy évtizedben a fokozódó műszaki gazdasági követelmények szükségessé, a digitális számítógépek elterjedése pedig lehetővé tette egy új, *rendszerszemléletű vegyészmérnöki tudomány* kifejlesztését, alkalmazva a matematikai operációkutatás, a numerikus módszerek és általában a számítógépes kezelés nyújtotta lehetőségeket. Ennek keretében lehetővé vált a folyamatok viselkedésének egyre pontosabb becslése, továbbá a kifejlesztett új, egyre hatékonyabb módszerek segítségével tökéletesebb (optimális) folyamatok tervezése és üzemeltetése.

Fentieknek megfelelően ma is nélkülözhetetlen klasszikus ismeretek mellett kitérünk több, a legutóbbi két évtized fejlődését tükröző eredményre, pl. néhány új típusú műveletre, az új konstrukciós és méretezési elvekre, esetenként a számítógépes tervezési eljárásokra, a matematikai modellezésre, energiagazdálkodásra, optimalizálásra és a rendszerelméletet alkalmazó folyamatszintézisre.

A könyv négy részre tagozódik, 25 fejezetet és Függeléket tartalmaz. Az I. Rész (1...3. fejezetek) *a művelettani és áramlástani alapfogalmakat, valamint a hidrodinamikai hasonlóság elméletét és leggyakoribb alkalmazásait* tartalmazza. Ebben az első részben tárgyaljuk a tömeg- és impulzus-mérlegegyenleteket és a hidrodinamikai hasonlóság fontosabb alkalmazásait kifejező kritériális egyenleteket. Az itt levezetett összefüggések a II. Részben tárgyalt hidrodinamikai műveletek alapegyenleteit képezik. Ugyancsak ebben az I. Részben tárgyaljuk a szemcsehalmazon áthaladó fluidumok áramlástani alapfogalmait és a fluidizációt, melyet napjainkban számos vegyipari művelet megvalósításánál használnak az intenzív anyag- és hőátadási körülmények biztosítására.

A II. Részben (4...9. fejezetekben) vesszük sorra a különböző *hidrodinamikai műveleteket:* az ülepítést, a por- és cseppleválasztást, a szűrést és lényerést, a centrifugálást és a folyadékok keverését. Ennek a Résznek a végén

a 9. fejezetben röviden ismertetjük a legfontosabb mechanikai műveletek (méretcsökkentés, méretnövelés és fajtázás) alapvető tudnivalóit is.

A III. Rész a *hőátadási műveleteket* ismerteti (10...15. fejezetek). Először a hőátvitel elméleti alapjait tekintjük át, beleértve a hő-mérlegegyenletet és a hőtani hasonlóság bevezetését. Ez utóbbi meghatározó szerepet játszik a hőtani műveleteket tárgyaló későbbi fejezetekben. Az elméleti rész végén röviden kitérünk az instacionárius hőátvitel kezelésére dimenziómentes változókkal (10. Fejezet). Ezt követik a hőtani műveleteket tárgyaló gyakorlati fejezetek, a hőhordozók és a hőcserélők ismertetése, a bepárlás, a kristályosítás és a hűtés.

A IV. Rész az *anyagátadási műveleteket* tárgyalja (16...25. fejezetek). Először az anyagátadás elméleti alapjait ismertetjük (16. fejezet), beleértve az ekvimoláris ellenáramú és az egyirányú diffúziót, a konvektív anyagátadást és a komponens-mérlegegyenletet. Ezt követi az anyagátadási hasonlóság, majd az analógiák bemutatása a konvektív anyag-, hő- és impulzustranszportok között. Az elméleti részt az átadási elméletek és a határfelületi jelenségek rövid összefoglalói zárják. Külön fejezetben tárgyaljuk a két fázis határfelületén kialakuló sorba kapcsolt két anyagátadási folyamatot egyesítő anyagátbocsátást és a gázabszorpciót (17. fejezet). Az elméleti tányérok és az átviteli egységek fogalmának értelmezése után külön tárgyaljuk a folytonos érintkeztetésű és a fokozatokból álló oszlopok számítását. A IV. Rész további fejezetei a desztilláció alapjai, a többkomponensű elegyek rektifikálása, a rektifikálóoszlopok és az abszorberek belső szerkezete, az extrakció, az adszorpció, valamint a szárítás elmélete és készülékei. A könyv utolsó, 25. fejezetében található a nemegyensúlyi, membránszétválasztó műveletek és általában a permeáció rövid ismertetése.

Az egyes témaköröket nem azonos részletességgel fejtettük ki. Azokat a részeket, amelyek magyar nyelvű könyvekben megtalálhatók, legtöbbször csak összefoglalólag és az általunk követett egységes szemlélet szempontjából tárgyaltuk. Az elvi mondanivaló kifejtése mellett, könyvünk összeállításánál a mindennapi mérnöki gyakorlat követelményeit is figyelembe vettük. Ezt a célt kívántuk elérni a könyvben található számpéldákkal, nomogramokkal és táblázatokkal is.

A könyv szemlélete és mondanivalója közös munka eredményeként alakult ki, így az – néhány, a mondanivaló szempontjából lényegtelen módszertani kivételtől eltekintve – közös álláspontot tükröz. A „megírás" munkáját azonban meg kellett osztanunk, így az 1–3., 10., 16–20. fejezeteket *Fonyó Zsolt,* a 4–9., 11–15., 21–24. fejezeteket *Fábry György* írta. A membránelválasztásokról írott 25. fejezetnél *Hodúr Cecília és Deák András* docensek, a szuperkritikus extrakcióról írott 21.4. alfejezetnél pedig *Simándi Béla* docens *és Sawinsky János* professzor működtek közre társszerzőként. Értékes hozzájárulásukért ezúton mondunk hálás köszönetet.

Köszönettel tartozunk könyvünk lektorának, *Takács István* professzornak, akinek tárgyilagos kritikája és segítőkészsége minden esetben célkitűzésünk elérésének megvalósítására irányult. Külön köszönetet mondunk a Budapesti Műszaki Egyetem Vegyipari Műveletek Tanszék oktatóinak, akik messzemenően magukévá tették e könyv megírásának és tökéletesítésének ügyét. Elsősorban *Manczinger József, Sawinsky János* és *Kemény Sándor* professzorok, *Havas Géza, Mizsey Péter, Rév Endre* docensek és *Rezessy Gábor* adjunktus segítettek sokat értékes tanácsaikkal, a kéziratok átnézésével és javításával. Értékes szövegrészek és ábrák könyvünkbe illesztéséért *Parti Mihály* docens, *Pátkai Györgyi* adjunktus, valamint *Balázs Lajos, Kucsera Gyula és Szalay Júlia* gépészmérnök-kollegáinkat illeti köszönet. Köszönetet mondunk továbbá *ifj. Fábry György* és *Fábry Kornél* gépészmérnök-kollégáinknak, akik bizonyos ábravázlatok elkészítésénél, ill. javításuknál segítettek.

Nem mulaszthatjuk el, hogy megköszönjük a Nemzeti Tankönyvkiadó Rt. munkatársainak *Zsadonné Szilasi Mária* felelős szerkesztőnek és *Palojtay Mária* főszerkesztőnek, *Görög Istvánné* műszaki szerkesztőnek odaadó és figyelmes munkáját. *Danics Istvánnét és Kovács Sándornét* a kézirat szakszerű technikai elkészítéséért, *Szurduk Sándort* pedig az ábraanyag szakavatott megrajzolásáért illeti köszönet.

A könyv megírásának végeztével fontosnak tartjuk megemlíteni *tanítóinkat,* akik a jelen könyv szerzőivel a szakmát megszerettették, ill. *tanítványainkat,* akik megteremtették annak lehetőségét, hogy a szerzők mellett nemzetközileg is elismert kutatócsoportok jöjjenek létre. Ezekben a szakmai alkotóműhelyekben folyó munka eredményeként értették meg ugyanis a vegyipari műveletek és folyamatok elméletét és gyakorlatát, és mertek vállalkozni e könyv megírására. *Fonyó Zsolt* szakmai, ill. menedzseri tanítói közül elsősorban *Benedek Pál, László Antal, Tettamanti Károly, Földes Péter, Szolcsányi Pál* ill. *Pallai Iván* professzorokat emeli ki, munkatársai, ill. tanítványai közül pedig a kutatócsoport jelenlegi és a korábbi meghatározó egyéniségeit, elsősorban *Mizsey Péter, Rév Endre, Mészáros István, Lesták Frigyes, Torma Árpád, Tegyey Ágnes, Balog György, Kaszás Mihály, Semih Kürüm, Roger Kurrat és Benkő Norbert* vegyészmérnök-kollégákat. *Fábry György* szakmai tanárai közül *Varga József* és *Sárkány György* vegyész-, *Komondy Zoltán, Heller László, Bass Emil* és *Szántay Balázs* gépészprofesszorokat, a mérnöki mesterfogások átadásáért *Tegzes Béla, Retzler Ferenc, Szöllössy Károly, Migray Emőd, Vercseg László, Harmathy Lajos, Kompolthy Tivadar* és *Kerényi János* főmérnököket, a pártfogó támogatásért *Vajda Ödön, Reuss Endre és Fodor Lajos* dékánokat, korábbi munkatársai, tanítványai közül pedig *Klusóczky Imre, Hegedűs Pál, Égető Csaba* és *Vimmer László* kollégákat emeli ki. A szerzők ugyancsak sokat tanultak az egyetemeken, továbbá hazai és külföldi üzemek-

ben és intézményekben dolgozó több száz korábbi munkatársuktól is, akiket mindig szívesen látnak vissza szakmai beszélgetésre, baráti eszmecserére.

A könyv elsősorban a vegyészmérnöki, biomérnöki, környezetmérnöki, élelmiszermérnöki, vegyipari gépészmérnöki, műszaki-menedzser és rokon tanulmányokat folytató graduális és posztgraduális egyetemi hallgatók számára íródott, de arra is törekedtünk, hogy jól használható legyen a gyakorlatban dolgozó tervező, fejlesztő, üzemeltető és kutató szakemberek kézikönyveként is. Könyvünket olyan mérnökkollegáink számára is ajánljuk, akik már bizonyos gyakorlattal rendelkeznek és szeretnék a fejlődésben lévő ipar problémáit átfogó módon látni, a modern folyóiratok és könyvek nagyigényű közleményeit megérteni, felhasználni és alkotó módon továbbfejleszteni.

Kérjük olvasóinkat és hallgatóinkat, hogy esetleges észrevételeiket és kritikai megjegyzéseiket juttassák el hozzánk a Budapesti Műszaki Egyetem Vegyipari Műveletek Tanszékére.

Budapest, 1998 március hó.

A szerzők

Előszó a könyv második, javított kiadásához

A Vegyipari művelettani alapismeretek című könyv első kiadása több egyetemi és főiskolai karon ajánlott olvasmány lett, és kedvező visszhangot váltott ki ipari szakemberek körében is. A második kiadásban a könyvet sem tartalmában, sem szerkezetében nem változtattuk, csupán néhány sajtóhibát, értelemzavaró hibát kijavítottunk, kiegészítéseket tettünk, figyelembe véve néhány kívánságot és kritikai megjegyzést.

Köszönetünket fejezzük ki mindazoknak, akik elküldték észrevételeiket, bírálataikat, javaslataikat. Meggyőződésünk, hogy az elvégzett javítások méginkább fő célkitűzéseink megvalósításához vezetnek, nevezetesen a hallgatóság mérnöki szemléletre neveléséhez, a gyakorló mérnök korszerű munkájában pedig a mű kézikönyvként történő használatához.

Budapest, 2004. március

A szerzők

Jelölések jegyzéke

a	aktivitás
a	hőmérséklet-vezetési tényező vagy hődiffuzivitás, [$=\lambda/(\rho\ c_p)$], m/²s
a	amplitúdó, mm (21. Fejezet)
a,b	állapotegyenlet-paraméterek
$\underline{a}$, a	gyorsulás, m/s²
a, b	szélesség, hosszúság, m
A	felület, m²
$\underline{A}$	irányított felület, m²
A	abszorpciós faktor [= $L/(mV)$]
A,B,C	tridiagonális mátrix elemei
A,B,C	komponensek extrakciónál: anyaoldat, oldószer, céltermék (21. Fejezet)
b	betáplálások száma
b	oldatkoncentráció, tömeg % (13. Fejezet)
b	Nernst-féle megoszlási hányados, ($=y/x$), (21. Fejezet)
B	látszólagos viszkozitási együttható, kg/(ms)
B	permeabilitási együttható szűrésnél, m²
B	folyadék térfogatáram-sűrűség (locsolás), m³/(m²s)
c	fajhő, J/(kgK)
c_0	porkoncentráció (6. Fejezet)
c_f	ellenállás-tényező (8. Fejezet)
c_i	koncentráció i-edik. komponensre, kmol/m³
c_p	fajhő állandó nyomáson, J/(kgK)
C	a komponensek száma
C	centrifugális erő (7. Fejezet)
C	közegsebesség, m/s (15. Fejezet)
C_D	közegellenállási tényező
d	átmérő, m

d	szemcseméret, szálvastagság, m
d_i	az i-edik komponens moláris tömegárama a fejtermékben (Dx_{iD})
d_p	részecskeátmérő, m
d'	szemcse-középérték (9. Fejezet)
d_h	határszemcse-nagyság
D	átmérő, m
D	átesés, áthullás (9. fejezet)
D	desztillátum (fejtermék) moláris tömege v. tömegárama, mol, v. mol/s
D_i	diffúziós együttható i-edik komponensre, m^2/s
e	2,71828..., a természetes logaritmusrendszer alapszáma
e	excentricitás, külpontosság, m, (9. Fejezet)
E	folyadékáthordás (entrainment), mol/s
E	extraktum tömege vagy tömegárama, kg, kg/s (21. Fejezet)
E	aprítási energiaigény (9. Fejezet)
E_M	Murphree-féle tányérhatásfok, definiálva a (18.85) egyenletben
E_o	általános kolonnahatásfok, definiálva a (18.84) egyenletben
E_l	helyi-vagy ponthatásfok
f	csősúrlódási tényező
f	alakfaktor (9. Fejezet)
f	folyadékarány, (=E/R), (21. Fejezet)
f	frekvencia, alakfaktor, csatorna-keresztmetszet
f_i	az i-edik komponens fugacitása
f_i	az i-edik komponens moláris tömegárama a betáplálásban ($Fx_{iF}=Fz_i$)
f_i^o	az i-edik komponens standard fugacitása
f_i^P	az i-edik tiszta komponens fugacitása
$\underline{f}_i$	betáplálási oszlopvektor, definiálva a (19.29) egyenletben
F	szabadsági fokok száma
F	gőzterhelési faktor, definiálva a (20.1) egyenletben
F	betáplálás moláris tömege vagy tömegárama, mol v. mol/s
$\underline{F}, F$	erő, kgm/s^2
FP	áramlási paraméter, definiálva a (20.5 egyenletben)
g, g	nehézségi gyorsulás, ($9{,}81 m/s^2$)
g_n	száradási sebesség
G	forrás, mennyiség/(m^3/s)
G	tömegáram, kg/s
G	fűtőgőz (13. Fejezet)

h	magasság, m
h	fajlagos folyadékentalpia, J/mol
H	fajlagos gőzentalpia, J/mol
H	tányértávolság, magasság, m
H	Henry-állandó, N/m^2 vagy dimenziómentes
ΔH	reakcióhő, J/mol
HTU	átviteli egység magasság, m
$HETP$	egy elméleti tányérnak megfelelő magasság, m
i	fajlagos entalpia, J/kg
$\underline{I}$	impulzus (=$m\underline{v}$), kgm/s
j	centrifuga jelzőszáma
$\underline{j}$	áramsűrűség, extenzív mennyiség/(m^{2}s)
J	áteresztőképesség vagy a membránon átáramlott anyag átlagos sebessége, m/s
J	általánosított áram, extenzív mennyiség/s
k	hőátbocsátási tényező, hőátviteli tényező, W/(m^{2}K)
k	a betáplálás feletti elméleti tányérok száma
k	kiemelkedések átlagos magassága, m
k_{ij}	az i és j komponensek kölcsönhatási paramétere
K	együttható, arány
K	részesítő hányados (=$b \cdot f$), (21. Fejezet)
K_i	(= y_i/x_i), az i-edik komponens egyensúlyi aránya
K_G, K_L	a gáz- és folyadékfázishoz tartozó anyagátbocsátási tényező, mol/sm^2
K_M	a membrán permeabilitása (25. Fejezet)
l	fajlagos munka, J/kg (15. Fejezet)
l	a betáplálás alatti elméleti tányérok száma
l	hosszúság, m
l	lyukméret, (szitalyuk), (9. Fejezet)
l_{in}	az i-edik komponens moláris folyadékárama a n-edik tányéron (= Lx_{in})
L	karakterisztikus hosszméret, m
L	moláris folyadékmennyiség v. folyadékáram, mol v. mol/s
L	az oldat tömege (13. Fejezet)
L	levegőáram, kg/h (23. Fejezet)
L'	moláris folyadékáram, a szegényítő szekcióban, mol/s
L'	oldószer moláris árama, mol/s
L_o	tömörített magasság, hézagmentes töltetmagasság, [=$L(1-\varepsilon)$], (3. Fejezet)

L_V	vezetéses transzportegyüttható
m	egyensúlyi görbe meredeksége vagy megoszlási hányados ($=y/x$)
m	tömeg, kg
$\dot{m}$	tömegáram, kg/s
$\boldsymbol{M}_i$	tridiagonális mátrix, definiálva a (19.30) egyenletben
M	egyenletek (megkötések) száma
M	móltömeg, g/mol
n	n-edik tányér
n	fordulatszám, 1/s
n	Ostwald–de Waele-modell kitevője (1.15 egyenlet)
n_i	az i-edik komponens tömege, mol
n	egyenletességi tényező (9. Fejezet)
n	aprítási fok (9. Fejezet)
$\dot{n}$	az i-edik komponens moláris tömegárama, mol/s
N	változók száma
N	teljesítmény, W
N	tányérszám
N_{elm}	az elméleti tányérok száma
NTU	az átviteli egységek száma, definiálva a (17.40) egyenletben
p	nyomás, Pa
p_i^o	az i-edik komponens gőznyomása, Pa
p_i	az i-edik komponens parciális nyomása, Pa
P	össznyomás, Pa
P	oldaltermék moláris árama, mol/s
P	a fázisok száma
P	teljesítmény, W
q	mennyiségek száma
q	a betáplálás hőállapotára jellemző tényező, definiálva a (18.64) egyenletben
q	hőterhelés, J/m^2
q	kondenzációs hő, J/kg (15. Fejezet)
q_o	hűtés, J/kg (15. Fejezet)
q_n	az n-edik tányér betáplálási entalpiaárama
Q	hőmennyiség, J
$\dot{Q}$	hőáram, W
r	rejtett hő, párolgáshő, J/kg

r	sugár irányú koordináta
r	fajlagos ellenállás szűrésnél (=1/B), m^{-2}
R	sugár, görbületi sugár, m
R	univerzális gázállandó [8314,5 J /(K kmol)]
R	visszatartási tényező [definiálva a (25.1) egyenlettel]
R	refluxarány
R	raffinátum tömege vagy tömegárama, kg, kg/s (21. Fejezet)
R	szitamaradvány (9. Fejezet)
s	sík fal vastagsága, m
s	felületmegújulási faktor, s^{-1}
s	fajlagos entrópia, J/(kgK)
S	a készülék keresztmetszeti területe, m^2
S	az oldott (száraz)anyag tömege (13. Fejezet)
S	entrópia, J/K
S_{ij}	szelektivitás, definiálva a (19.37a) egyenletben
$\boldsymbol{S}$	(= 1/$\boldsymbol{A}$=mV/L) stripping-faktor
t	idő, s
t	osztástávolság, m
T	hőmérséklet, K
$\Delta T_{átl}$	logaritmikus közepes hőmérséklet-különbség, definiálva a (10.20) egyenletben, K
u	alapmennyiségek száma
u,v,w	kerületi, szűrési, ülepedési sebességek, m/s
U	nedvesített kerület, m^2
v	fajtérfogat, m^3/kg
$\underline{v}$	lineáris sebesség, m/s
$\overline{v}$	molekulák átlagos sebessége (16. Fejezet)
$\overline{v}$	átlagos lineáris sebesség, m/s
v_o	ülepítési határsebesség, m/s
v_o	üres oszlopra vonatkoztatott áramlási sebesség (3. Fejezet), m/s
v_{in}	az i-edik komponens moláris gőzárama az n-edik tányéron (= Vx_{in})
V	gázáram, m^3/h (6. Fejezet)
V	móltérfogat, m^3/mol
V	moláris gőzmennyiség, v. gőzáram, mol v. mol/s
V'	moláris gőzáram a szegényítő szekcióban, mol/s
V'	inert gáz árama, mol/s
V	térfogat, m^3

$\dot{V}$	térfogatáram, m^3/s
w	keverőlapát szélessége (8. Fejezet)
w	a nedves anyagra vonatkozó nedvességtartalom (23. Fejezet)
w_i	az i-edik komponens moláris tömegárama a fenéktermékben (Wx_{iW})
W	fenéktermék (maradék) moláris tömege v. tömegárama, kmol v. kmol/s
W	páramennyiség (13. Fejezet)
W	a száraz anyagra vonatkozó nedvességtartalom (23. Fejezet)
W	vízérték, hőkapacitás-áram, W/K, W/ °C
W	munka, J
x	abszolút nedvességtartalom, kg/kg (23. Fejezet)
x,y,z	lineáris koordináta
$\boldsymbol{x}_i$	összetételi oszlopvektor, definiálva a (19.29) egyenletben
x_i	az i-edik komponens móltörtje a folyadékfázisban vagy raffinátumban
x	szemcseméret (9. Fejezet)
x	telítés, kg adszorptívum/kg adszorbens (22. Fejezet)
X	szemcseméret (9. fejezet)
X	szolutum/hordozó mólarány a folyadékfázisban vagy raffinátumban
y_i	az i-edik komponens móltörtje a gőzfázisban vagy az extraktumban
y	gyakorisági vagy sűrűséggörbe (9. Fejezet)
Y	szolutum/hordozó mólarány a gázfázisban vagy az extraktumban
z	magasság v. hossz, m
z	kompresszibilitási tényező
z_i	($= x_{iF}$) az i-edik komponens kiindulási (betáplálási) móltörtje
Z	töltetmagasság, m
Z	csövek száma (12. Fejezet)
α	relatív illékonyság
α	hőátadási tényező, $W/(m^2K)$
α_{rad}	sugárzási hőátadási tényező, $W/(m^2K)$
α	kontrakciós tényező,
β	forráspont-emelkedés (13. Fejezet)
β	lejtésszög
β_i	az i-edik komponens komponensátadási tényezője, m/s
β_T	köbös hőtágulási tényező, K^{-1}
γ_i	az i-edik komponens aktivitási együtthatója

δ	határréteg vastagsága, vastagság, falvastagság, m
ε	relatív hézagtérfogat, m^3/m^3
ε	relatív érdesség (k/d),
ε	emisszióképesség (az abszolút fekete test összsugárzásának hányadában)
ε	fajlagos hűtőteljesítmény
ζ	nyomásveszteség tényező
η	termikus (Carnot) hatásfok, hatásfok (általában)
η	dinamikai viszkozitás, Pa · s
ϑ	hőmérséklet, (=T–273,15), °C,
Θ	póluspont, ellenáramú extrakció tömegáram-különbsége (21. Fejezet)
Θ	többlethőmérséklet, definiálva a (10.60) egyenletben, K
Θ	R/R_{min}
λ	hővezetési tényező, W/(mK)
λ	párolgáshő, J/mol
λ	hullámhossz, m
λ	folyadékáram-viszony (21. Fejezet)
λ	jég olvadáshője (23. Fejezet)
λ	falsúrlódási tényező
λ	molekulák átlagos szabad úthossza
μ	súrlódási tényező
ν_i	az i-edik komponensre vonatkozó sztöchiometriai együttható (16. fejezet)
ν^o_{iV}, ν^o_{iL}	a tiszta komponensek ún. fugacitási együtthatója (18.34, 18.35)
ξ	oldatkoncentráció, tömeg % (15. Fejezet)
π	ozmózisnyomás
π	3,14159..., a Ludolph-féle szám
Π	Buckingham-féle dimenziómentes változó
ρ	sűrűség, kg/m^3
σ	felületi feszültség, húzófeszültség, N/m
σ	sugárzási állandó, $5{,}676 \cdot 10^{-8}$ $W/(m^2K^4)$
τ	érintkezési idő, s
τ	nyíró-, v. csúsztatófeszültség, N/m^2
υ	kinematikai viszkozitás, m^2/s
φ	általánosított sűrűség, extenzív mennyiség/m^3
φ	relatív páratartalom (23. Fejezet), relatív telítettség (22. Fejezet)

φ	relatív telítettség, ill. térkitöltési tényező (9. Fejezet)
φ_{iV}, φ_{iL}	a gőzfázisú és a folyadékfázisú fugacitási együttható, (18.30,18.31)
Φ	hengerkoordináta szöge
Φ	hasonlósági együttható
Φ	alaktényező (3.44 egyenlet)
ω	térfogategységre vonatkoztatott átadási felület vagy fajlagos töltet-felület, m^2/m^3
ω	szögsebesség, 1/s
ω_p	tölteléktestek fajlagos töltetfelülete, m^2/m^3
ω_q	fajlagos hőátadási felület, m^2/m^3

Indexek

a	külső érték
a	szegény oldatra vonatkozik
A	ülepedési paraméter
ad	adszorpciós
A,B,C,D,E	komponens
átl	átlagérték
b	belépésre vonatkozó, belső
b	bordára vonatkozik
bulk	a fluidum főtömege
c	kezdeti érték
c	kritikus érték
c	Carnot-ciklusra vonatkozik
D	fejtermékre vonatkozó jellemző
e	expanziós
e	legszűkebb keresztmetszetre vonatkozik (12. Fejezet)
extr	extraktum
elm	elméleti érték
f	fluidumra vonatkozó
f	betáplálási tányérra vonatkozó jellemző
f	forrásban lévő
fal	falra vonatkozó, jellemző a szilárd hő átadó felületnél
F	betáplálásra vonatkozó jellemző
F	fajlagos
g	gázelegy

G	gázfázis v. gáztisztításra vonatkozik
h	hő-, hőáram
h	hidraulikus
h	határszemcsére vonatkozó
hv	hőveszteség
H	horizontális
H	hármaspontra vonatkozó érték
i	belső érték
i	komponens sorszáma
I	fázishatárfelületi érték
j	iteráció sorszáma
j, jég	jégre vonatkozó
k	kilépésre vonatkozó, külső
kond	kondenzációs
krit	kritikus érték
KK	könnyű kulcskomponens
KNK	könnyű nem kulcskomponens
l, lev	levegő
L	folyadékfázis
m	közepes érték
max	maximális érték
min	minimális érték
n	tányér sorszáma
n	nedves
na	nedves anyag
nl	nedves levegő
N	elméleti tányérok száma
NK	nehéz kulcskomponens
NNK	nehéz nem kulcskomponens
ö	összes
p	állandó nyomáson
p	szilárd részecskére vonatkozó
p	pórusra vonatkozó
q	hőátadásra vonatkozó jellemző
r	gazdag oldatra vonatkozik
raff	raffinátum (21. Fejezet)
S	szilárd fázis
sz	száraz

szv	szárítóból visszanyert
t	telítettségi
t	tartózkodási
T	teljes mennyiség
u	környezeti érték
u	utóhűtés
ü	ülepedési
v, víz	vízre vonatkozó
V	gőzfázis
w	hideg vízre vonatkozó
W	fenéktermékre vonatkozó jellemző
Z	ciklonra vonatkozik
α	kiinduló, kezdő érték
ω	végső érték
’	szegényítő szakaszra vonatkozó jellemző
’	oldószermentes anyag (21. Fejezet)
’	forrásban lévő folyadékra vonatkozó érték
’’	száraz telített gőzre vonatkozó érték
*	egyensúlyi érték
*	vízgőzzel telített (15. Fejezet)
∞	főtömegbeli érték
o	hűtésre, hűtőteljesítményre, refrigerációra vonatkozó
o	belépő közegre vonatkozó
o	elpárolgó (15. Fejezet)
0	kiinduló, kezdeti, „nyers”

A könyvben használt nevezetes dimenziómentes számok

Hidrodinamika

Reynolds $$\mathbf{Re} = \frac{v\,L}{\upsilon} = \frac{v\,L\,\rho}{\eta}$$

Froude $$\mathbf{Fr} = \frac{v^2}{L\,g}$$

Euler $$\mathbf{Eu} = \frac{p}{\rho\,v^2} \qquad \left(\text{ill.} = \frac{\Delta\,p}{\rho\,v^2}\right)$$

Galilei $$\mathbf{Ga} = \frac{g\,L^3}{\upsilon^2} \qquad \left(= \frac{\mathbf{Re}^2}{\mathbf{Fr}}\right)$$

Archimedes $$\mathbf{Ar} = \frac{g\,L^3\,\Delta\,\rho}{\upsilon^2\,\rho} \qquad \left(= \mathbf{Ga}\,\frac{\Delta\,\rho}{\rho}\right)$$

Hőátadás

Nusselt $$\mathbf{Nu} = \frac{\alpha\,L}{\lambda}$$

Prandtl $$\mathbf{Pr} = \frac{\upsilon}{a} \qquad \left(= \frac{\eta c_p}{\lambda}\right)$$

Péclet $$\mathbf{Pe} = \frac{v\,L}{a} \qquad \left(= \mathbf{Re}\,\mathbf{Pr}\right)$$

Grashof $$\mathbf{Gr} = \frac{\beta_T\,\Delta\,T\,g\,L^3}{\upsilon^2} \qquad \left(= \beta_T\,\Delta T\,\mathbf{Ga}\right)$$

Stanton $$\mathbf{St} = \frac{\alpha}{v\,\rho\,c_p} \qquad \left[= \mathbf{Nu} / \left(\mathbf{Re}\,\mathbf{Pr}\right)\right]$$

Fourier $$\mathbf{Fo} = \frac{a\,t}{L^2}$$

Biot $$\mathbf{Bi} = \frac{\alpha\,L}{\lambda_S}$$

Rayleigh $$\mathbf{Ra} = \frac{\beta_T \Delta T\, g\, L^3}{\upsilon a} \qquad \left(= \mathbf{Gr\,Pr}\right)$$

Anyagátadás

Sherwood $$\mathbf{Sh} = \frac{\beta_i\,L}{D_i}$$

Schmidt $$\mathbf{Sc} = \frac{\upsilon}{D_i}$$

Lewis $$\mathbf{Le} = \frac{a}{D_i} \qquad \left(= \mathbf{Sc}/\mathbf{Pr}\right)$$

Péclet' $$\mathbf{Pe'} = \frac{v\,L}{D_i} \qquad \left(= \mathbf{Re\,Sc}\right)$$

Stanton' $$\mathbf{St'} = \frac{\beta_i}{v} \qquad \left[= \mathbf{Sh}/\left(\mathbf{Re\,Sc}\right)\right]$$

I. Rész

MŰVELETTAN, HIDRODINAMIKA, HASONLÓSÁG

1. Művelettani alapfogalmak

1.1. A művelettan mibenléte

A vegyipari termelés (fazekasmesterség, kohászat, kőolaj-feldolgozás, továbbá az építőanyag-, élelmezési, alapanyaggyártó-, finomkémiai, biokémiai, petrolkémiai iparok stb.) gyökerei történelmileg nagyon régre nyúlnak vissza. Az idők folyamán összegyűjtött, rögzített és bizonyos mértékig általánosított tapasztalatok képezték a vegyipari termelés mesterségének egyik forrását. Másfelől az anyagi termelés minden területéről származó tapasztalatok és a tudatosan végrehajtott kísérletek eredményei alapján, nagyfokú absztrakcióval, általánosan érvényes természeti törvényeket ismertek fel. Ilyen törvények gyűjtőtárává vált a matematika, a fizika és a kémia. Ezek az alaptudományok képezték a vegyipari termelés mesterségének (tudományának) másik forrását.

Az imént említett ún. természeti törvények megsértésére az embernek az anyagi termelés során nincs módja, vagyis azok kivételt nem ismerő módon érvényre jutnak a vegyipari termelésben is. Másrészről, mivel a termelés a társadalomban folyik és a társadalom életére, fejlődésére meghatározott törvények hatnak, az anyagi termelés során az embernek nincs módja – legalábbis tartósan – a társadalomban uralkodó és az anyagi termelésben mérvadó gazdasági törvények megsértésére sem. Így tehát a vegyipari termelés egyik oldalán természeti, másik oldalán társadalmi-gazdasági törvények uralkodnak. Mindkét típusú törvények ismerete a vegyipari termelés során alapvető fontosságú. Ezeknek a törvényeknek foglalata a vegyipari termelés mestersége vagy más néven a *vegyészmérnöki tudomány* (chemical engineering, „vegyészmérnökség"), amely ezek szerint egyidejűleg alkalmazott természettudomány és alkalmazott ökonómia.

Az iparági és a szakmai szemlélet aránya szerint, vagyis a tárgyalás kitüntetett szempontja függvényében a vegyészmérnöki tudományt háromféleképpen lehet kiépíteni. Ha a kitüntetett szempont a nyersanyagtól (vagy alapanyagtól) a végtermékig vezető út egészének és részleteinek elemzése, *kémiai*

technológiáról beszélünk.[1] Ha a kitüntetett szempont a párhuzamosan egymás mellett létező gyártási eljárásokban fellelhető azonos vagy hasonló célú és jellegű berendezések, készülékek, gépek működésének elemzése, *vegyipari műveletlanról* beszélünk. Ebben az értelemben a *műveletlan készülékek, berendezések általános,* vagyis a konkrét gyártási eljárástól (technológiától) független *elmélete.* A harmadik szempont a gyártási eljárások *gazdasági és társadalmi* vonatkozásainak (beleértve a biztonság, megbízhatóság, energiafelhasználás, környezetvédelem, stb. kérdésköreit) *elemzése* lehet. Ilyen szemléleten alapuló tárgyalást ma már a vegyipari és a vele rokon iparok számára képzett mérnökök több tárgy keretében is kapnak (rendszertan, üzemgazdaságtan, biztonságtechnika, energetika, környezetbarát folyamattervezés és folyamatirányítás stb.)

A vegyészmérnöki tudomány iménti hármas beosztása gyakorlati szempontból hasznos, de a gyakorló mérnök munkáját nézve éppen az egység lényeges. Bármelyik nézőpont is kerül előtérbe, az sohasem szoríthatja háttérbe a másik kettőt.

Jelen könyvben a tárgyalás kitüntetett szempontja az egymás mellett létező eljárásokban fellelhető azonos vagy hasonló rendeltetésű készülékek, berendezések, vagyis a *vegyipari műveletek elemzése és ismertetése.* Célunk tehát a művelettani alapelvek és alapfogalmak egzakt matematikai és fizikai-kémiai alapokon történő értelmezése és magyarázata, majd ezt követően az egyes műveletek kompakt ismertetése.

Korunk jellegzetessége, hogy a gyakorlati munka során a mérnök művelettani szemlélete és a műveletek áttekintő jellegű ismerete egyre nagyobb szerephez jut. Ez a tendencia általánosan érvényes, csaknem függetlenül attól, hogy a mérnök a kutatás, a tervezés vagy az üzemvitel területen dolgozik. A huszadik század egyik *alapvető tudománytörténeti felismerése* ugyanis az, *hogy a különböző vegyipari folyamatoknak azonos fizikai és kémiai alapjai vannak, nevezetesen a komponens-, hő- és impulzustranszport.* Ezen alapok általánosítása és rendszerezése ma már lehetővé teszi a szerteágazó mérnöki ismeretek áttekintő jellegű leírását, az ipari eljárások tervezésének, kivitelezésének és irányításának egységes szemléletben történő megvalósítását, továbbá az oktatási elvek általánosításával az innovációs folyamat egészét elvégezni képes kreatív műszaki értelmiség nevelését.

---

[1] A kémiai technológia az ilyen szemléletű tárgyalásmód általános gyűjtőfogalma. Ebben a szemléletmódban szokás még *vegyipari eljárástanról* is beszélni, amikor nem okvetlenül a teljes technológiát, csak annak egy részét vizsgáljuk, ill. amikor a konkrét eszközöktől és készülékektől független tárgyalásmódot követjük.

1.2. A műveleti egység

A kémiai technológia tehát horizontálisan, a művelettan pedig vertikálisan (azonos vagy hasonló rendeltetésű műveletek bemutatásával) tárgyalja a vegyipari eljárások megvalósításának műszaki problémáit. Az ágazati technológiák elsősorban a kémiai részletekkel foglalkoznak, melyek egyedivé, az adott esetben (szabadalmaztathatóvá) teszik a konkrét vegyipari eljárást. A művelettan pedig inkább a berendezések fizikai-kémiai elveken alapuló általános (nagyobb léptékben is érvényes) tervezési és üzemeltetési elveivel foglalkozik. Ugyancsak a művelettani koncepciók alapján végezhető el a teljes vegyipari folyamat kvantitatív tervezése, optimalizálása és intenzifikálása (méretnövelés, hő- és anyagmérleg-számítás, folyamatszintézis).

A művelettan alapvető koncepciója a század elején megszületett *műveleti egység* (unit operation), melynek alapján a vegyipari eljárások széles köre viszonylag kevés számú alapműveletből összeállítható. Első közelítésben azt mondhatjuk, hogy az elvi folyamatábrákon található egyszerű készülékszimbólumok általában egy-egy műveletet képviselnek; így egy kolonna desztillációt, egy reaktor reagáltatást, egy szűrő szűrést, egy kondenzátor gőz-folyadék fázisváltást stb. jelent, tehát a készülék egyben műveleti egységnek is felfogható. Már itt szeretnénk azonban megjegyezni, hogy a készülék fogalom nem minden esetben azonos a „műveleti egység" fogalmával. Előfordulhat, hogy az elvi folyamatábrán a műveleti egység nem szerepel készülékként (pl. elágazás) vagy, hogy több ún. egyszerű műveleti egység alkot egy készüléket (pl. reaktorkaszkád vagy rektifikálóoszlop).

Ha elvontabban közelítjük meg a műveleti egység fogalmát, azt mondhatjuk, hogy a vegyipari termelés folyamatában az alapanyag és a végtermék között létrejövő változás általában több, az egészhez képest kicsiny és egyedi átalakítások egész sorozatának összegződéséből áll. Minden átalakítás feltételezi

- a munka tárgyának
- a munka eszközének
- és az emberi tevékenységnek

az együttes jelenlétét és kölcsönhatását. A három tényező együttese a *műveleti egység.* A három tényező kölcsönhatása során a munka tárgya átalakul, a munka eszköze az elhasználódástól eltekintve nem változik, az ember pedig használati értéket termel. Ebben a definícióban konkrétan a munka tárgya a kezelendő anyagot, a munka eszköze a készüléket vagy berendezést, az emberi tevékenység pedig a beavatkozást jelenti.

A műveleti egység lehet *egy-, két- vagy többfázisú*. Egy fázis az anyag azon része, amelyben a kémiai összetételt és a fizikai állapotot leíró függvényeknek nincs szakadási pontjuk. Ha a belépő áramok csak egyszer keverednek (ill. érintkeznek), akkor *egyszerű* , ha többször, akkor *összetett műveleti egységről* beszélünk. Az összetett műveleti egységek egyszerű műveleti egységekből építhetők fel párhuzamos, soros, megkerülő vagy recirkulációs kapcsolásokkal.

Egyensúlyinak nevezzük a műveleti egységet, ha a kilépő fázisok egymással termodinamikai egyensúlyban vannak, vagyis a fázisokban a hőmérséklet, a nyomás és a komponensek kémiai potenciálja egyenlő. A műveleti egység az időbeni viselkedés szempontjából lehet *szakaszos* vagy *folyamatos*. Szakaszos működésről beszélünk, ha a fázisokat jellemző intenzív paraméterek (nyomás, hőmérséklet, sűrűség, koncentrációk stb.) értéke egy rögzített helyen időben változó. Ha a szakaszos egységben az intenzív paraméterek eloszlása bármely időpontban egyenletes, akkor a műveleti egység *tökéletesen kevert*. Folyamatos műveleti egységnél a kiindulási anyagokat egyenletes sebességgel tápláljuk be, és a termékek elvezetése is egyenletes. Ha az időegység alatt betáplált áramok tömegének összege megegyezik az időegység alatt elvezetett áramok tömegének összegével, ún. *stacionárius állapot* alakul ki. Stacionárius állapotú műveleti egységben az intenzív paraméterek térbeli eloszlása az időtől független. A stacionárius állapot eléréséhez szükséges felfutási (lecsengési, be- és kikapcsolási, indítási és leállási) periódus alatt a műveleti egység átmeneti (tranziens) állapotban van.

1.3. A műveleti egységet leíró fizikai mennyiségek

Az SI-mértékrendszer

A műveleti egység leírása akkor egyértelmű, ha ismerjük az azt meghatározó fizikai mennyiségeket. A fizikai mennyiség valamely fizikai tulajdonság mérhető jellemzője. Mérésen egy összehasonlítást értünk: a mérendő mennyiséget ugyanannak a mennyiségnek a konvencionális egységnyi értékével hasonlítjuk össze. A mérés eredménye a mérőszám, amely megadja azt, hogy a konvencionális mértékegység hányszor van meg a szóban forgó mennyiségben. Általában:

$$mennyiség = mérőszám \cdot mértékegység\,. \qquad (1.1)$$

A fizikai mennyiségek általában egy definiáló egyenlettel számíthatók. Minden tudományágban azonban vannak kitüntetett mennyiségek, amelyeket más mennyiségre visszavezetni nem tudunk. Általánosan k darab definiáló egyenletünk van és ezekben n fizikai mennyiség szerepel, ahol $n > k$. Tehát $(n-k)$ fizikai mennyiség meghatározatlan, mert nincs hozzá tartozó definiáló egyenlet. Ezt a $(n-k)$ számú fizikai mennyiséget másra visszavezetni nem tudjuk és *alapmennyiségnek* nevezzük. Ezek száma a tudományágak egyes területein különböző.

A témakör részletezése nélkül megemlítjük, hogy az ún. csoportelmélet alapján bebizonyítható, hogy a vegyészmérnöki tudományban, ill. művelettanban öt alapegység (vagy alapmennyiség) bevezetése szükséges [3, 11, 16, 23]. A tudományos és műszaki életben az ún. genfi konvenció szerint elfogadott SI-mértékrendszer (Système International d'Unités) használata kötelező. E szerint az alapmennyiségek: a hosszúság [L], az idő [T], a tömeg [M], a hőmérséklet [θ] és a komponensek mennyisége vagy fajlagos anyagmennyiség [N]. Ha a vizsgálatainkban az elektromos és fénytani mennyiségeket is bevonjuk, további két alapmennyiséget kell figyelembe venni: az áramerősséget (amper) és a fényerősséget (kandela). E két utóbbi alapmennyiségtől most eltekintünk.

Ugyancsak bebizonyítható, hogy a művelettan témakörében nemcsak a fenti öt fizikai mennyiség tesz eleget az alapmennyiségek ún. bázisrendszer követelményeinek. Példaképpen megemlíthetjük, hogy használható lenne egy olyan alaprendszer (mértékrendszer) is, amelyben a fenti mennyiségek közül a tömeg [M] helyett az erőt [F] használjuk. A korábban használatos ún. műszaki (MKS) mértékrendszer pl. ezt az alapmennyiséget használta tömeg helyett.

Az SI-mértékrendszer alapmennyiségeinek konvencionális mértékegységei: a hosszúság mértékegysége a méter (m), az idő mértékegysége a szekundum (s), a tömeg mértékegysége a kilogramm (kg), a hőmérséklet mértékegysége a Kelvin-fok (K), a komponensek anyagmennyiségének mértékegysége pedig a mól (mol).

A többi alapmennyiség ezekből származtatható. A legfontosabbak:
az erő mértékegysége a newton (N)

$$1 \text{ newton (N)} = 1 \text{ kg}\cdot\text{m/s}^2;$$

az energia, hő vagy munka mértékegysége a newton · méter vagy joule (J)

$$1 \text{ joule (J)} = 1 \text{ newton}\cdot\text{m (N}\cdot\text{m)} = 1 \text{ kg}\cdot\text{m}^2/\text{s}^2;$$

a teljesítmény mértékegysége a joule/s vagy watt (W):

$$1 \text{ joule/s (J/s)} = 1 \text{ watt (W)} = 1 \text{ kg}\cdot\text{m}^2/\text{s}^3;$$

a nyomás mértékegysége a newton/m^2 vagy pascal (Pa):

$$1 \text{ newton/m}^2 \text{ (N/m}^2) = 1 \text{ pascal (Pa)} = 1 \text{ kg/(ms}^2).$$

A standard nehézségi gyorsulás (gravitáció) ebben a mértékrendszerben:

$$1 \text{ g} = 9{,}80665 \text{ m/s}^2.$$

A gyakorlati életben használatos mértékegységek közül megengedett a hőmérsékletre K helyett a Celsius-fok (°C):

$$\vartheta(°\text{C}) = \text{T(K)} - 273{,}15 \,,$$

illetve a nyomásra Pa helyett a bar:

$$1 \text{ Pa} = 10^{-5} \text{ bar}$$

használata. Ez utóbbi mértékegység azért közkedvelt, mert 1 bar közelítőleg megegyezik a korábban általánosan használt fizikai és technikai atmoszféra mértékegységekkel (1 bar = 0,9869 atm =1,0197 at). A mértékegységek további átszámítási táblázatai a függelékben találhatók.

E helyen megemlítjük, hogy a csoportelméleti rendszerezés másik fontos eredménye a *dimenzió* fogalmának tisztázása volt. E szerint a mértékegység fogalmától függetlenül összefüggést tudunk létesíteni az alapmennyiségek és az azokból levezetett bármelyik mennyiség között. Ennek az összefüggésnek a kifejezője a dimenzió. Valamely mennyiség dimenzióján az alapmennyiségek olyan hatványszorzatát értjük, ahol a kitevők pozitív vagy negatív egész számok vagy zérusok. A dimenzió tehát általánosított mértékegységként fogható fel. A dimenziók jelölésére mindenütt nyomtatott nagybetűt használunk és azokat szögletes zárójelbe tesszük. Példaképpen írjuk fel az erő dimenzióegyenletét:

$$\underline{F} = m\underline{a} = m\,\frac{\mathrm{d}^2 x}{\mathrm{d}t^2} \text{ egyenlet alapján: } [\mathrm{F}] = [\mathrm{MLT}^{-2}]. \qquad (1.2)$$

A leíró mennyiségek száma

A fizikai mennyiségek tárgyalásának közvetlen folytatásaként vizsgáljuk meg azt a kérdést, hogy a műveleti egység ki- és belépő pontjain az anyagáramok állapotának egyértelmű leírására hány mennyiség megadása szükséges és elégséges.

Mivel a művelettanban elsősorban a komponensenkénti tömeg, az impulzus és az energia transzportját vizsgáljuk, és általában eltekintünk a villamos, a mágneses és határfelületi jelenségektől, így akkor tekinthetjük a műveleti egység leírását teljesnek, ha megadunk minden be és kilépő pontra az anyagáramokra fázisonként $(C+2)$ adatot, mégpedig C számú komponensnél:

a komponensáramokat,
az impulzusáramot és
az energiaáramot.

Ha az energiaáramot hőáramra korlátozzuk és eltekintünk az áramló anyag kinetikus és potenciális energiájától, akkor az előző három áram helyett megadhatunk az anyagáramokra fázisonként egy extenzív és $C + 1$ intenzív adatot is, mégpedig:

a tömegáramot,
a $(C-1)$ móltörtet,
a hőmérsékletet és
a nyomást.

Szabadsági fok fogalma

Vizsgáljuk meg azt a kérdést, hogy egy műveleti egység vagy általában egy berendezés tervezésénél, ill. üzemeltetésénél hány paraméter választható meg szabadon. Ugyanis csak meghatározott számú változót választhatunk meg tetszés szerint, a többi értéke ezektől egyértelműen függ, ezeket tehát nem rögzíthetjük a tervezés vagy üzemeltetés során szabadon, mert túlhatároznánk az egység működését.

Általános értelemben egy berendezés matematikai modelljének szabadon megválasztható paramétereinek száma, azaz technológiai *szabadsági foka*

$$F = N - M, \tag{1.3}$$

ahol F a szabadsági fok, N a változók száma, M a változók közötti összefüggéseket leíró egyenletek és egyéb megkötések száma. A szabadsági fok tehát *mo-*

dellfüggő és annak terhére szabadon választható paraméterek értékének rögzítésekor figyelembe kell venni a művelet és az azt megvalósító berendezés által megszabott fizikai korlátokat is. A szabadon választható paraméterek közül legalább egynek extenzívnek kell lennie, mert a folyamat egyértelmű leírása legalább egy abszolút mennyiség (tömeg, entalpia stb.) rögzítését követeli meg.

Összetett műveleti egységek szabadsági fokát az előzőekben ismertetett ún. „körülírásos" módszeren kívül [(1.3) egyenlet] az ún. felépítéses módszerrel is meghatározhatjuk. E módszer alkalmazásához ismerni kell a rendszert alkotó elemek (egyszerű műveleti egységek) szabadsági fokát. A felépítéses módszer szerint az összetett rendszerek szabadsági fokát úgy kapjuk meg, hogy a rendszert alkotó elemek szabadsági fokának összegéből levonjuk a kapcsolódó változók számát. A kapcsolódó változókat ugyanis a teljes rendszer szempontjából már nem lehet függetlennek tekinteni.

1.4. Extenzív mennyiségek transzportja

Mivel a vegyi és a vele rokon iparok készülékei (berendezései) legtöbbször áramló közegekkel dolgoznak, a műveleti egységek kvantitatív leírásához a bennük áramló mennyiségek tér-idő függése alapvető jelentőségű. A folyadékok és gázok (gőzök) mozgástörvényei gyakorlatilag azonosak, ha sebességük lényegesen kisebb a hangsebességnél. Az áramló közeget – halmazállapotától függetlenül – *fluidumnak* nevezzük. A fluidum lehet folyadék, gáz vagy gőz, lehet továbbá inkompresszibilis (összenyomhatatlan) és kompresszibilis (összenyomható). A művelettan témakörében az anyag általános mozgásegyenlete, vagyis a *tömeg-mérlegegyenlet* mellett további három extenzív mennyiség transzportjával, azaz a *komponens-*, a *termikus energia (hő)* és az *impulzus transzportjával* kell foglalkoznunk. Fontos megjegyezni, hogy az energiára felírt mérleget általában a termikus energiára (hőre) korlátozzuk. A művelettanban ui. ha egy rendszerrel hőt közlünk vagy a rendszerből hőt vonunk el (de nincs elektromos és egyéb energiaközlés, valamint munkavégzés), a hőforgalomhoz képest a kinetikus és potenciális energiák változása kicsi, és az entalpiaváltozás mellett általában elhanyagolható. Ez esetben tehát a rendszerre a hőmérleg felírása elegendő.

A műveleti egység leírásához a fentieknek megfelelően a következő három típusú tér-idő függvény ismerete szükséges (x,y,z helykoordináta, t időkoordináta):

– sűrűségmező: $\rho = \rho\,(x,y,z,t)$ vagy koncentrációmező:
$c_i = c_i(x,y,z,t),\ i=1...C;$
– hőmérsékletmező: $T = T\,(x,y,z,t)$;
– sebességmező: $v_x = v_x(x,y,z,t), \quad v_y = v_y(x,y,z,t), \quad v_z = v_z(x,y,z,t).$

Az extenzív mennyiségek geometriai térben való elmozdulását *áramnak* nevezzük, amely mindig valamilyen geometriai felületen át történik. Az áram (vagy áramerősség) skaláris mennyiség és dimenzióját tekintve

$$[\text{áram}] = \frac{\text{extenzív mennyiség}}{\text{idő}}. \tag{1.4}$$

A művelettanban négy áram elegendő a rendszer jellemzésére, ezek az összes tömegáram (kg/s), a komponensáram (kmol/s), a hőáram (J/s) és az impulzusáram, azaz $\frac{\mathrm{d}(m\underline{v})}{\mathrm{d}t}$ (kgm/s^2).

Az áramon kívül az *áramsűrűség* sok esetben jobban jellemzi az áramlást. Az áramsűrűség vektor, melynek iránya megegyezik az áramlás irányával, nagysága pedig az extenzív mennyiségnek az áramlás irányára merőleges egységnyi keresztmetszetű felületen időegység alatt átlépő mennyiségével. Dimenziója:

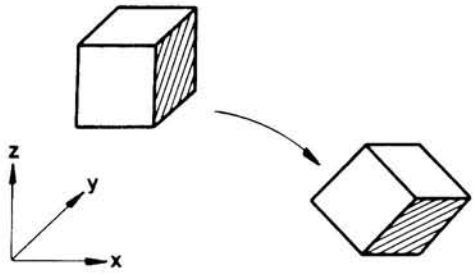
$$\left[\text{áramsűrűség}\right] = \frac{\text{extenzív mennyiség}}{\text{felület} \cdot \text{idő}}. \tag{1.5}$$

A vektoriális áramsűrűségnek a szintén vektoriális irányított felülettel alkotott szorzata adja a skaláris áramot.

Konvektív és vezetéses áram

Az extenzív mennyiségek transzportjánál a tér egy kijelölt helyén egy koordináta-rendszerhez kötött elemi térfogatra mind a makroszkopikus, mind a mikroszkopikus áramokat el kell számolnunk. A leírásban e kétféle elmozdulást formálisan additívnak tekintjük.

Ha az áramot külső behatással (pl. szivattyúval) hozzuk létre, akkor makroszkopikus változást idézünk el. Ez az ún. *konvektív áram,* ahol a φ általánosított sűrűségű részecskehalmaz elmozdul a tér egyik pontjából a másikba *(1.1. ábra).* A φ általánosított sűrűség dimenziója:



1.1. ábra. Konvektív áramlás: a térfogatelemben lévő részecskehalmaz elmozdul a rögzített koordináta-rendszerben

$$[\varphi] = [\textit{általánosított sűrűség}] = \frac{\textit{extenzív mennyiség}}{\textit{térfogat}}, \tag{1.6}$$

az elemi térfogatú részecskehalmaz extenzív mennyisége pedig φV. Ennek alapján a konvektív áramsűrűség: $\underline{j}_k = \varphi \underline{v}$; ui.

$$\underline{j}_k = \frac{\textit{extenzív mennyiség}}{\textit{felület} \cdot \textit{idő}} = \frac{\textit{extenzív mennyiség}}{\textit{térfogat}} \cdot \textit{sebesség} . \tag{1.7}$$

A konvektív áramsűrűséget megkapjuk, ha az extenzív mennyiség sűrűségét az elmozdulás sebességével szorozzuk.

A konvektív (vándorlásos) áramon kívül van egy mikroszkopikus jellegű áram is: ez a *vezetéses áram*. A vezetéses áramok ún. nem uniform rendszerekben jönnek létre, amelyekben az intenzív állapotjelzők értéke a geometriai térben változó (nem mindenütt azonos).

Mivel a nem uniform rendszerekben az intenzív mennyiségek értéke a térben változik, a rendszerben olyan spontán folyamatok jönnek létre, melyek a rendszert uniformmá igyekeznek tenni. (Az uniform rendszerekre jellemző, hogy bennük az intenzív állapotjelzők értéke a térben mindenütt ugyanaz és időben állandó). A lezajló változások közben extenzív mennyiségek áramlanak és ennek hatására az intenzív tulajdonságok megváltoznak.

A nem uniform rendszert leíró intenzív tulajdonságok között mutatkozó térbeli különbségeket tekintjük a rendszerben lezajló változások okainak. Két pont közötti különbségüket vagy folytonos rendszereknél gradiensüket *hajtóerőnek* nevezzük, így beszélhetünk kémiai pontenciál, hőmérséklet és nyomás hajtóerőkről. A hajtóerők fennállása esetén tehát mindig olyan extenzív áramok indulnak meg, melyek a hajtóerők kioltására törekednek.

A kialakuló vezetéses áramsűrűségeket az ún. *fenomenológiai egyenletek* írják le. Ezek általános alakja:

$$\underline{j}_v = -L_v \operatorname{grad} \varphi \tag{1.8}$$

ahol L_v a vezetéses transzportegyüttható. A negatív előjel azt fejezi ki, hogy az extenzív mennyiségek áramlása a nagyobb hajtóerőjű helytől a kisebb hajtóerőjű hely felé irányul.

Szűkebb értelemben csak a vezetéses áramokat leíró egyenleteket nevezik transzportegyenleteknek, általános értelemben azonban ebbe a fogalomkörbe sorolható minden olyan egyenlet, mely a transzportált mennyiségeket a hely és az idő függvényében leírja.

Vezetéses áramsűrűségek

A vezetéses áramsűrűségekre érvényes fenomenológiai egyenleteket három különböző területen, egymástól függetlenül fedezték fel. *Fourier* a hővezetés esetére (innen származtatjuk a vezetéses áram elnevezést és általánosítjuk a többi áramra is), *Fick* a komponensáramra (melyet diffúziónak nevezett el), *Newton* pedig az impulzusáram esetére írta fel a vezetéses áramok fundamentális jelentőségű egyenletét. Ezek egyben a megfelelő transzportegyüttható k definiáló egyenletei is. A könnyebb áttekinthetőség kedvéért a vezetéses áramsűrűségeket most egy irányra írjuk fel.

a) Hővezetés (Fourier I. törvénye):

$$\frac{\mathrm{d}Q}{A\,\mathrm{d}t} = -a\frac{\mathrm{d}(\rho c_p T)}{\mathrm{d}x} = -\lambda\frac{\mathrm{d}T}{\mathrm{d}x}, \quad (\mathrm{Jm^{-2}s^{-1}}) \tag{1.9}$$

ahol a a hőmérséklet-vezetési tényező (hődiffúzivitás) ($\mathrm{m^2/s}$), λ a hővezetési tényező [J/(msK)]. A kettő közötti kapcsolat a fajhő [J/(kgK)] és a sűrűség ($\mathrm{kg/m^3}$) felhasználásával

$$\lambda = a\,\rho\,c_p\,. \tag{1.10}$$

A negatív előjel azt fejezi ki, hogy a hővezetési áram a magasabb hőmérsékletű helyről az alacsonyabb hőmérsékletű hely felé irányul.

b) Komponensdiffúzió (Fick I. törvénye):

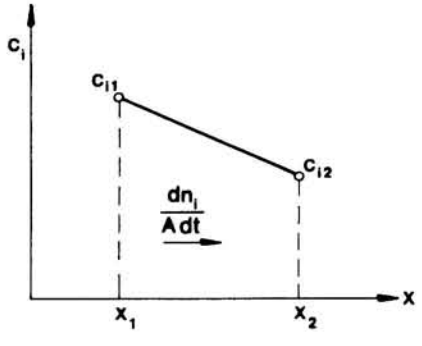
$$\frac{\mathrm{d}n_i}{A\mathrm{d}t} = -D_i \frac{\mathrm{d}c_i}{\mathrm{d}x} \quad (\mathrm{mol\ m^{-2}s^{-1}}), \tag{1.11}$$

ahol D_i a diffúziós együttható (m^2/s). A negatív előjel azt fejezi ki, hogy az áramlás a nagyobb koncentrációjú helyről a kisebb koncentrációjú hely felé irányul. Példaképpen nézzük meg a koncentráció változását a hely függvényében. Az (1.11) egyenletből integrálással az áramsűrűségre a következőt kapjuk:

$$\frac{\mathrm{d}n_i}{A\mathrm{d}t} \int_{x_1}^{x_2} \mathrm{d}x = -D_i \int_{c_{i1}}^{c_{i2}} \mathrm{d}c_i$$

$$\frac{\mathrm{d}n_i}{A\mathrm{d}t} = \frac{D_i(c_{i1} - c_{i2})}{x_2 - x_1}, \tag{1.12}$$

azaz a $\mathrm{d}c_i/\mathrm{d}x$ negatív, és ez az 1→2 irányban pozitív áramot hoz létre a nagyobb koncentrációjú pontból a kisebb koncentrációjú pont felé *(1.2. ábra)*.

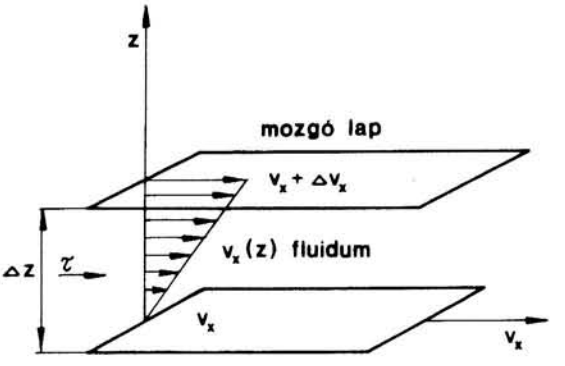


1.2. ábra. Vezetéses áramlás: a nagyobb koncentrációjú helytől a kisebb koncentrációjú hely felé áramlik a vezetéses komponensáram (komponensdiffúzió)

c) Impulzus áramsűrűség (Newton súrlódási törvénye):

$$\tau = \frac{\mathrm{d}I}{A\mathrm{d}t} = -\upsilon \frac{\mathrm{d}(\rho v_x)}{\mathrm{d}z} = -\eta \frac{\mathrm{d}v_x}{\mathrm{d}z}, \quad (\mathrm{kgm^{-1}s^{-2}} = \mathrm{Nm^{-2}}), \tag{1.13}$$

ahol υ a kinematikus viszkozitás (m^2/s), η a dinamikai viszkozitás (kg/ms). A τ nyíró- vagy csúsztatófeszültség tehát tulajdonképpen az x irányú impulzusáramsűrűség, és előállítható a viszkozitás és a sebességgradiens z komponensének szorzataként. *(1.3. ábra)*. A negatív előjel itt is azt jelenti, hogy a nagyobb sebességű és ezért nagyobb impulzusú rétegekből impulzus adódik át a kisebb impulzusú rétegek (tehát a fal felé).



1.3. ábra. Nyírófeszültség (csúsztató feszültség) két párhuzamos síklap között

A negatív előjel az (1.13) összefüggésben tehát arra utal, hogy az impulzust a fluidum a sebességcsökkenés irányába adja át. A τ értéke azonban mindig pozitív és a csúsztató- vagy nyírófeszültség annál nagyobb, minél nagyobb a $\frac{dv_x}{dz}$ sebességgradiens. Az ún. műszaki értelmezés szerint tehát az (1.13) egyenlet jobb oldalának előjelét pozitívnak veszik [11, 14].

Általánosan mondhatjuk, hogy az extenzív mennyiségek áramsűrűségei a transzportegyüttható és hajtóerők szorzataként állíthatók elő. Az *1.1. táblázatban* összefoglaltuk a művelettanban használt mennyiségeket, áramokat, sűrűségeket, valamint a konvektív és vezetéses áramsűrűségeket. A hő- és impulzus-áramsűrűségek vezetéses tagjait kétféle reprezentációban is megadtuk. A felső az ún. sűrűségreprezentáció, az alsó az ún. erőreprezentáció. A reprezentáció kifejezés itt arra utal, hogy milyen mennyiségre alapozzuk a leírást. Sűrűségreprezentációnál a hely szerinti parciális differenciálhányadosok sűrűségre, erőreprezentációnál pedig hajtóerőre vonatkoznak. Erőreprezentációnál a transzportegyüttható az ún. kapacitív tényezőkkel (ρc_p ill. ρ) módosulnak, így áll elő a λ hővezetési tényező és az η dinamikai viszkozitás az eredeti együtthatókból (a-ból és υ-ből).

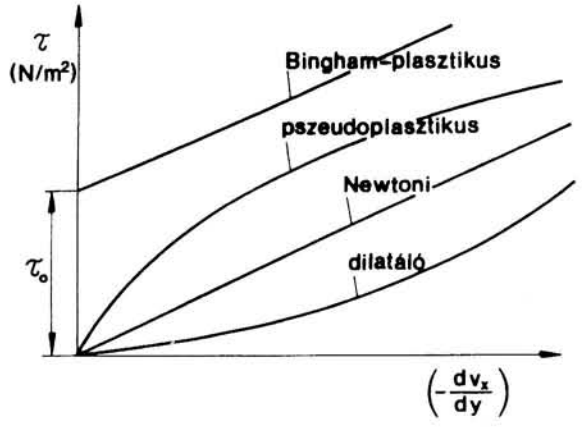
1.1. táblázat

Mennyiségek, áramok, sűrűségek, áramsűrűségek

	Mennyiség	Áram	Sűrűség	Áramsűrűség	
				Konvektív	Vezetéses
Általánosított	Ψ	$\frac{\Psi}{t}$	$\varphi = \frac{\Psi}{V}$	$\varphi \underline{v}$	$-L_v \operatorname{grad} \varphi$
Tömeg	m [kg]	$\frac{m}{t}\left[\frac{\text{kg}}{\text{s}}\right]$	$\rho = \frac{m}{V}\left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right]$	$\rho \underline{v}\left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^2\text{s}}\right]$	$-D \operatorname{grad} \rho$
Komponens	$n_i = \frac{m_i}{M_i}[\text{mol}]$	$\frac{n_i}{t}\left[\frac{\text{mol}}{\text{s}}\right]$	$c_i = \frac{n_i}{V}\left[\frac{\text{mol}}{\text{m}^3}\right]$	$c_i \underline{v}\left[\frac{\text{mol}}{\text{m}^2\text{s}}\right]$	$-D_i \operatorname{grad} c_i$
Hő (entalpia)	$Q = mc_pT$ [J]	$\frac{mc_pT}{t}\left[\frac{\text{J}}{\text{s}}\right]$	$\rho c_p T\left[\frac{\text{J}}{\text{m}^3}\right]$	$\rho c_p T \underline{v}\left[\frac{\text{J}}{\text{m}^2\text{s}}\right]$	$-a \operatorname{grad}(\rho c_p T)$ $-\lambda \operatorname{grad} T$
Impulzus	$\underline{I} = m\underline{v}\left[\frac{\text{kg m}}{\text{s}}\right]$	$\frac{m\underline{v}}{t}\left[\frac{\text{kg m}}{\text{s}^2}\right]$	$\rho\underline{v}\left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^2\text{s}}\right]$	$\rho \underline{v}^2\left[\frac{\text{kg}}{\text{m s}^2}\right]$	$-\upsilon \operatorname{div}(\rho \underline{v})$ $-\eta \operatorname{div} \underline{v}$

1.5. Nemnewtoni fluidumok: reológiai alapfogalmak

A newtoni fluidumok jellemzője, hogy a nyírófeszültség és a sebesség-gradiens közötti összefüggés az (1.13) egyenletnek megfelelő, egyszerű arányosság. Az arányossági tényező a dinamikus viszkozitás és ennek értéke a $\frac{\mathrm{d}v_x}{\mathrm{d}z}$-től független anyagi állandó.



1.4. ábra. Newtoni és nemnewtoni fluidumok folyási görbéi

Az (1.13) egyenletet nem követő fluidumok összefoglaló neve: nemnewtoni fluidum. τ lefutása ezekre a fluidumokra nem lineáris az origón keresztül. Vannak a nyírófeszültség hatóidejétől független és a hatóidőtől függő nemnewtoni fluidumok. Leggyakoribbak az időfüggetlen (stacionárius) nemnewtoni fluidumok *(1.4. ábra)*.

Bingham-féle plasztikus fluidumok

A nyírófeszültség lefutása a newtoni fluidumhoz hasonlóan itt is lineáris, de az nem megy át az origón. Egy véges τ_o nyírófeszültség szükséges az áramlás (folyás) beindulásához:

$$(\tau - \tau_o) = -B\frac{\mathrm{d}v_x}{\mathrm{d}z} \tag{1.14}$$

ahol τ_0 a folyási határ, B a látszólagos vagy plasztikus viszkozitási együttható. Bizonyos Bingham-fluidumok nyírófeszültség-lefutása felfelé vagy lefelé kis mértékben elgörbül. Sűrű szuszpenziók, paszták és zagyok követik a Bingham-fluidumok (1.14) modelljét.

Pszeudoplasztikus fluidumok

A pszeudoplasztikus fluidumok a newtoni folyadékokhoz hasonlóan már egész kis τ érték esetén folynak. Ezeknél a fluidumoknál azonban a nyírófeszültség és a sebességgradiens aránya függ τ nagyságától. B' ún. látszólagos viszkozitás értéke $\left(\frac{\mathrm{d}v_x}{\mathrm{d}z}\right)$ értékének növekedésével csökken. A görbe jól közelíthető az Ostwald–deWaele-modellel:

$$\tau = B'\left(-\frac{\mathrm{d}v_x}{\mathrm{d}z}\right)^n, \quad (n<1). \tag{1.15}$$

A legtöbb nemnewtoni fluidum ehhez a csoporthoz tartozik, pl. polimer oldatok, olvadékok, keményítőszuszpenzió, festékek.

Dilatáló fluidumok

Dilatáló folyadékokra is érvényes az (1.15) Ostwald–deWaele-modell, de itt $n > 1$, ami azt jelenti, hogy ezeknél B' értéke $\left(\frac{dv_x}{dz}\right)$ értékének növekedésével nő. Nagy mennyiségű szilárd szuszpenziót tartalmazó folyadékok tartoznak ide, pl. tengerparti homok, nátrium-szilikát vízben, porok vízben.

Tixotrop fluidumok

A legfontosabb időfüggő newtoni fluidum a tixotrop folyadék. A látszólagos viszkozitás itt már nemcsak a sebességgradienstől, hanem a nyírás időtartamától is függ.

A tixotrop folyadékok esetében az állandó nyírófeszültség időtartalma alatt a szerkezet felbomlik és a folyékonyság nő. A feszültség megszűnése után azonban a folyadék szerkezete fokozatosan helyreáll és a folyás megszűnik. Ide tartozik sok festékfajta, a kefir és a tejtermékek.

Maxwelli fluidumok

Ide tartoznak a szívós, rugalmas folyadékok, amelyek τ nyírófeszültség hatására folynak, de a feszültség megszűnése után részben felveszik a szilárd test alakját. Ilyenek a műgyanták, bitumenek és a tésztakonzisztenciájú anyagok.

1.6. A műveleti egységeket leíró egyenletek

A művelettanban négy transzportálódó mennyiségre szokás mérleget készíteni. Ezek az összes tömeg, a kémiai komponensek tömege, a hő és az impulzus (mozgásmennyiség). Általában a geometriai tér egy körülhatárolt térfogatelemére számoljuk el az összes makroszkopikus és mikroszkopikus áramlást.

Az 1.4 alfejezetben ismertetett konvektív és vezetéses áramokat leíró tagok mellett további három tagot különböztethetünk meg a leíró egyenletekben. Ezek az *átadási áramok*, a *források* és a *lokális megváltozások*, azaz a sűrűségek egy rögzített helyen vett idő szerinti parciális differenciálhányadosai.

Átadási áramok

A konvektív és vezetéses áramokra levezetett összefüggések csak a fázis határfelületéig érvényesek. A fázis-határfelületeken ugyanis az intenzív állapotjelzők (c, T, v) törést mutatnak, sőt a koncentráció rendszerint szakadást is. A határfelületi változásokat tehát nem tudjuk folytonos függvény alakjában előállítani.

Ebből következően a folytonos függvények helyett olyan átadási áramokat definiálunk, melyek értéke arányos a fázisok közötti érintkezési felülettel és a fázisok belsejében lévő intenzív paraméterek különbségeivel. Arányossági együtthatók az ún. *átadási tényezők*. Az átadási áram kifejezése pl.:

$$\text{komponensre: } J_i = \beta A \Delta c_i \tag{1.16}$$

$$\text{hőre: } J_q = \alpha A \Delta T, \tag{1.17}$$

ahol β a komponensátadási tényező $\left[\frac{\text{mol}}{\text{s}}\frac{1}{\text{m}^2}\frac{1}{\frac{\text{mol}}{\text{m}^3}} = \frac{\text{m}}{\text{s}}\right]$,

α a hőátadási tényező $\left[\frac{\text{J}}{\text{s}}\frac{1}{\text{m}^2}\frac{1}{\text{K}} = \frac{\text{J}}{\text{m}^2\text{sK}}\right]$,

Δc_i a koncentrációkülönbség,

ΔT a hőmérséklet-különbség,

A átadási felület.

Források és a lokális megváltozás

Az áramló rendszerekben a nem megmaradó extenzív mennyiségekre források is lehetségesek. A térfogatelemben előálló áramtöbblet, azaz növekedés a *forrás*. Áramhiány, azaz csökkenés esetén *nyelőről* beszélünk. Általánosan a forrás az áram térfogat szerinti differenciálhányadosa:

$$G = \frac{\mathrm{d}(\underline{j}\underline{A})}{\mathrm{d}V}, \quad \left[\frac{\text{mennyiség}}{\text{m}^3\text{s}}\right] \tag{1.18}$$

A *lokális megváltozás* tag a mennyiség időbeli megváltozását adja a körülhatárolt térfogatelemre. Matematikailag ez a sűrűség idő szerinti parciális differenciálhányadosa. Például:

$$\text{komponensre: } \frac{\mathrm{d}\, c_i}{\mathrm{d}t}, \quad \text{hőre: } \frac{\mathrm{d}(\rho c_p T)}{\mathrm{d}t}. \tag{1.19}$$

Mérlegek általános alakja

Az előző meggondolások alapján a műveleti egységeket leíró mérlegegyenletek általános alakja:

$$\begin{pmatrix} \textit{Lokális megváltozás} \\ \textit{vagy időbeli változás} \end{pmatrix} = (\textit{konvekció}) + (\textit{vezetés}) + (\textit{átadás}) + (\textit{forrás}). \tag{1.20}$$

Minden mérlegegyenlet tulajdonképpen azt a megfigyelést írja le analitikus formában, hogy adott rendszerben valamely extenzív mennyiségből bizonyos idő alatt annyi gyűlik össze (akkumulálódik), amennyivel több áramlik be mint ki a rendszer határfelületein, plusz amennyi termelődik a rendszerben.

A művelettanban a mérlegek mozgásjellege van előtérben, ezért az összes tömegre, a kémiai komponensek tömegére, a hőre és az impulzusra felírt mérlegegyenleteket *mozgásegyenleteknek* is nevezzük. Köztük alapvető szerepe van az összes tömegre felírt mérlegnek. Az összes tömegre megmaradási tétel vonatkozik, ezért az áramló rendszerekre felírt tömegmegmaradási egyenletet *folytonossági tételnek*, a matematikai leírást pedig *kontinuitási egyenletnek* hívjuk.

A folytonossági tételt és az impulzus-mérlegegyenletet a hidrodinamika alapjait ismertető 2. fejezetben részletezzük. E két mérlegegyenlet és az ún. hidrodinamikai hasonlóság alapján (3. fejezet) értelmezhetővé válnak a hidrodinamikai műveletek. A hőre vonatkozó mérlegegyenletet a hőtani műveletek előtt, a 10. fejezetben, a kémiai komponsekre vonatkozó ún. komponens-mérlegegyenletet pedig az anyagátadási műveletek előtt, a 16. fejezetben ismertetjük.

2. Áramlástan alapjai

2.1. Mérlegegyenletek

A modern természettudomány egyik alapvető felismerése az, hogy elsősorban LOMONOSZOV, LAVOISIER, MAYER és JOULE megfigyelései alapján az anyagi világ olyan tulajdonságait sikerült megállapítani (tömeg és energia), amelyekre ún. *megmaradási törvények* érvényesek. Ezekhez a tulajdonságokhoz rendelt mennyiségek ui. a változások során összegükben állandók maradnak.

A *tömegmegmaradás törvénye* egyszerűen azt mondja ki, hogy a tömeg nem teremthető elő és nem is tüntethető el. Ennek megfelelően, egy rendszerbe belépő tömeg egyenlő a kilépő és a felhalmozódó tömegek összegével:

$$bemenet = kimenet + felhalmozódás. \tag{2.1}$$

Azokat a folyamatokat, amelyeknél nincs felhalmozódás, stacionárius folyamatoknak nevezzük. Ezeknél az összes belépő tömegáram egyenlő az összes kilépő tömegárammal.

Hasonló módon fogalmazható meg az *energiamegmaradás törvénye.* Eszerint a rendszerbe belépő összes energia egyenlő a kimenő és felhalmozódó összes energiák összegével. Az energiának azonban számos megjelenési formája ismert, legáltalánosabbak a következők: az entalpia, az elektromos energia, a kinetikus energia, a potenciális energia, a munka és a hőáramok. A művelettanban a fizikai és kémiai folyamatokat leggyakrabban állandó nyomáson hajtjuk végre, és olyan feltételek mellett, amelyeknél az elektromos, kinetikus, potenciális energiák, valamint a munkavégzés, vagy nem játszanak szerepet, vagy elhanyagolhatóak az entalpiaváltozásokhoz és a hőáramlásokhoz képest. Ezekben az esetekben a hőmérlegek felvétele elegendő és így csak a reakcióentalpiákat és a hőáramokat kell elszámolnunk.

Mivel az anyag legfőbb jellemzője a mozgás, a műveleti egységek matematikai leírására a bennük szerepet játszó mennyiségek tér-idő függését kell megadnunk. Az előző fejezetben már megemlítettük, hogy az áramló rendszereknél célszerű a folyadékoknak, gázoknak és gőzöknek közös elnevezést adni, ez a *fluidum.* Fluidumok olyan anyagok, amelyek nem állnak ellen az áramlási

irány megváltozásának, felveszik a vezeték, készülék stb. alakját. A fluidumokkal elárasztott geometriai tér tehát folytonosan ki van töltve; ebben az értelemben szokás „kontinuumról" is beszélni. Az ilyen kontinuumban a legkisebb térfogatelem is rendelkezik a fluidum átlagos makroszkopikus tulajdonságaival (sűrűség, viszkozitás, nyomás stb.)

A fluidumok áramlásával foglalkozó mérnöki tudományok egy további alapvető felismerése a *transzportálódó tulajdonságok* (vagy mennyiségek) fogalmának tisztázása volt. Az 1950-es évektől kezdően ugyanis többek között BIRD, STEWARD és LIGHTFOOT munkássága nyomán [4, 5, 11, 13] nyilvánvalóvá vált, hogy a fluidumok áramlásával alapvetően három mennyiség transzportálódik, nevezetesen a *tömeg,* a *termikus energia (hő)* és az *impulzus*. Más szavakkal ez azt jelenti, hogy a fluidum minden transzportált elemi részecskéjének meghatározott tömege, termikus energiája és impulzusa van. Ha a tulajdonságokhoz tartozó intenzív paraméterek különbsége fennáll a geometriai tér két pontja között, a nagyobb „koncentrációjú" pontból az extenzív mennyiség áramlása indul meg a kisebb „koncentrációjú" pont irányába. Az így kialakuló molekuláris transzportjelenségeket vagy vezetéses áramokat a konvektív (vándorlásos) árammal együtt már az 1.4 alfejezetben ismertettük.

A művelettan témakörében négyféle mérleget szoktunk felírni, ezek a következők: az összes tömeg, a kémiai komponensek tömege, a hő és az impulzus. Ezekre a mennyiségekre felírt mérlegeket általában *mérlegegyenleteknek* vagy *mozgásegyenleteknek* nevezzük.

Ezzel kapcsolatban meg kell jegyeznünk, hogy bár az össztömegre és az összes energiára a megmaradási tétel mindig érvényes, a komponensek tömege, a hő és az impulzus mennyiségei a vizsgált folyamatnál lehetnek megmaradók vagy nem megmaradók. Az utóbbi esetben források vagy nyelők is szerepet játszanak a folyamatban.

Természetesen mérlegeket nemcsak a fenti transzportálódó mennyiségekre, de más megmaradó és nem megmaradó extenzív mennyiségekre is felírhatunk (pl. mechanikai energia, belső energia, entrópia).

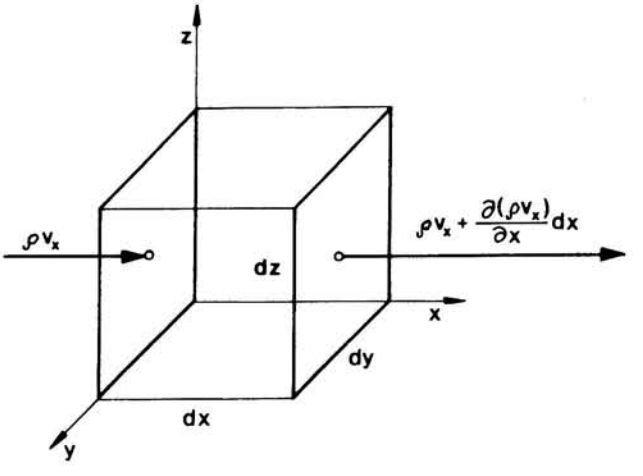
Bármelyik mérlegegyenlettel is számolunk, mindegyik egy megkötést jelent, tehát egy ismeretlen kiszámítását teszi lehetővé. Ha a mérlegegyenletnek minden egyes tagját előre számítjuk vagy mérjük, akkor az egyenlet felvilágosítást ad a folyamat során bekövetkezett manipulációs anyag-, energia-, ill. impulzusveszteségre. Ez a mérnök számára igen fontos adat.

2.2. Tömeg-mérlegegyenlet: folytonossági tétel

A vegyipari, biokémiai és élelmiszeripari műveletek többnyire *áramló rendszerekkel* dolgoznak. A tömegmegmaradás törvényét áramló rendszerekre az ún. folytonossági vagy kontinuitási tétel fejezi ki.

Az áramlásra jellemző mennyiségek időtől és helytől való függése két egymástól eltérő módszer szerint, a Lagrange- vagy az Euler-féle tárgyalásmód szerint írható le. LAGRANGE a mozgó részecskéket veszi alapul, és annak térbeli mozgását kíséri figyelemmel. EULER tárgyalásmódja szerint az áramlásra jellemző mennyiségeket a tér egy kijelölt pontjában az idő függvényében vizsgáljuk, függetlenül attól, hogy a kijelölt pontba más és más részecskék kerülnek. A sűrűséget, a sebességet, a gyorsulást stb. tehát a *hely* és az *idő* függvényében adjuk meg. EULER tárgyalási módszere egyszerűbb és céljainknak megfelelőbb, így a továbbiakban az áramló rendszerek alaptörvényeinek levezetésénél az általa alkalmazott eljárást követjük.

Határoljunk el a tér egy kijelölt helyén egy koordináta-rendszerhez kötött $dV = dxdydz$ térfogatelemet és írjuk fel a dt idő alatt átáramlott tömegmennyiséget *(2.1. ábra)*. A térfogatelem (control volume) $dydz$ területű bal oldali lapján az x koordinátatengellyel párhuzamosan belépő áramsűrűség $\rho\, v_x$. Ebből az x irányból dt idő alatt belépő tömegmennyiség: $\rho\, v_x\, dy\, dz\, dt$. A térfogatelemből ugyancsak az x irányban ettől dx távolságra lévő jobb oldali $dydz$ területű lapon a sűrűség és a sebesség általában már más értékű, így ott a



2.1. ábra. Fluidumáramlás x irányban (a folytonossági tétel levezetéséhez)

$$\left(\rho v_x + \frac{\partial(\rho\, v_x)}{\partial x}\mathrm{d}x\right)\mathrm{d}y\,\mathrm{d}z\,\mathrm{d}t$$

tömegmennyiség áramlik ki. Az időegység alatt ki- és belépő tömegmennyiség különbsége az x irányból kilépő többlet:

$$\frac{\partial(\rho\, v_x)}{\partial x}\,\mathrm{d}x\mathrm{d}y\mathrm{d}z\,.$$

A másik két tengely irányában kiáramló tömegmennyiség-többletet hasonló módon fejezhetjük ki a jelölések alkalmas felcserélésével. Az így nyert három kifejezés összege – azaz a térfogatelemből időegység alatt ki- és belépő tömegmennyiség különbsége – egyenlő a térfogatelemben lévő tömegmennyiség időegységre eső csökkenésével, azaz

$$-\frac{\partial\rho}{\partial t}\,\mathrm{d}x\mathrm{d}y\mathrm{d}z \quad -\text{vel}\,.$$

A tömegmegmaradás tétele tehát általánosan a körülhatárolt térfogatelemre:

$$\sum_{\text{kilépő}} \dot{m} - \sum_{\text{belépő}} \dot{m} = -\frac{\partial\rho}{\partial t}\,\mathrm{d}x\,\mathrm{d}y\,\mathrm{d}z, \tag{2.2}$$

ahol $\dot{m}$ a kilépő, ill. belépő tömegáramokat jelenti. Az egyenlet jobb oldala pedig a térfogatelemben lévő tömegmennyiség időbeli változását adja meg. Az előző eszmefuttatás alapján:

$$\begin{pmatrix}\text{a térfogatelemből ki- és belépő}\\ \text{tömegmennyiség különbsége}\end{pmatrix} = \begin{pmatrix}\text{a térfogatelemben lévő tömegmennyiség}\\ \text{csökkenése}\end{pmatrix}$$

$$\left[\frac{\partial(\rho v_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho v_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho v_z)}{\partial z}\right]\mathrm{d}x\,\mathrm{d}y\,\mathrm{d}z \;=\; -\frac{\partial\rho}{\partial t}\,\mathrm{d}x\,\mathrm{d}y\,\mathrm{d}z$$

és egyszerűsítés után

$$\frac{\partial(\rho v_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho v_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho v_z)}{\partial z} = -\frac{\partial\rho}{\partial t}\,. \tag{2.3}$$

Vektoranalitikus írásmód szerint:

$$\operatorname{div}(\rho \underline{v}) = -\frac{\partial \rho}{\partial t} . \tag{2.3a}$$

Ha az (2.3) egyenletben szereplő differenciálási műveleteket elvégezzük és az egyenletet úgy rendezzük át, hogy a sűrűség parciális differenciálhányadosai egy oldalra kerüljenek, a

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + v_x \frac{\partial \rho}{\partial x} + v_y \frac{\partial \rho}{\partial y} + v_z \frac{\partial \rho}{\partial z} = -\rho \left(\frac{\partial v_x}{\partial x} + \frac{\partial v_y}{\partial y} + \frac{\partial v_z}{\partial z} \right) \tag{2.4}$$

egyenletet kapjuk. Az (2.4) egyenlet bal oldala a sűrűség teljes változását adja, az ilyen teljes változást kifejező differenciálhányadost a szakirodalom totális vagy szubsztanciális differenciálhányadosnak nevezi és megkülönböztetésére a $\frac{\mathrm{D}}{\mathrm{D}t}$ jelölést használja:

$$\frac{\mathrm{d}\rho}{\mathrm{d}t} = \frac{\mathrm{D}\rho}{\mathrm{D}t} = \frac{\partial \rho}{\partial t} + v_x \frac{\partial \rho}{\partial x} + v_y \frac{\partial \rho}{\partial y} + v_z \frac{\partial \rho}{\partial z} . \tag{2.5}$$

A (2.5) szubsztanciális derivált bevezetésével a (2.4) mozgásegyenletet átírhatjuk olyan koordináta-rendszerbe, amely az áramló fluidum tömegközpontjával együtt mozog. Ebben a konvektív áramok (a bal oldal második, harmadik és negyedik tagja, azaz $\underline{v}$ grad ρ) eltűnnek, mivel az *együttmozgó koordináta-rendszerben* körülhatárolt kontrollfelületen (ellenőrző felületen) konvektív áram nem lép át.

A vektoranalitikus írásmódban szintén használatos nabla operátor segítségével a (2.4) egyenlet jobb oldalon nullára rendezett tömör alakja:

$$\frac{\mathrm{D}\rho}{\mathrm{D}t} + \rho \nabla \cdot \underline{v} = 0 . \tag{2.4a}$$

A folytonossági tétel (2.3a) egyenlettel kifejezett alakja összenyomható (kompresszibilis) és súrlódásos közegre is érvényes, tekintet nélkül arra, hogy a sűrűség változását milyen ok (pl. nyomásváltozás vagy hőmérséklet-változás)

idézi elő. Ha az áramlás időben állandósult (stacionárius), akkor $\frac{\partial \rho}{\partial t} = 0$, és a folytonossági tétel az alábbi alakra egyszerűsödik:

$$\operatorname{div}(\rho \underline{v}) = 0 . \tag{2.3b}$$

További fontos speciális eset, ha az áramlás stacionárius és az áramló közeg összenyomhatatlan (inkompresszibilis), ebben az esetben ρ = konstans és így az (2.4) egyenlet bal oldala zérus. A folytonossági tétel ebben az esetben az (2.4) egyenlet alapján:

$$\frac{\partial v_x}{\partial x} + \frac{\partial v_y}{\partial y} + \frac{\partial v_z}{\partial z} = 0 \tag{2.6}$$

vagy

$$\operatorname{div} \underline{v} = 0.$$

A mérnöki gyakorlat szempontjából a folytonossági tételt célszerű az áthaladó áramra is megfogalmazni. Az egyszerűség kedvéért most egyirányú (x irányú) áramlást vizsgálunk és az áramsűrűség helyett az A keresztmetszeten áthaladó áramot írjuk fel a (2.3) egyenlet alapján:

$$\frac{\partial (\rho v_x)}{\partial x} A + \frac{\partial \rho}{\partial t} A = 0 , \tag{2.7}$$

ill. stacionárius áramlásnál:

$$\frac{\partial (\rho v_x)}{\partial x} A = 0 , \tag{2.8}$$

azaz, $\rho\, v_x A$ = konst.

Ha az áramló közeg összenyomhatatlan, és így ρ = konstans, a folytonossági tétel az alábbi egyszerű és leggyakrabban használt alakot ölti (és elhagyva a sebesség x irányú komponensének indexét):

$$v A = \text{konstans}, \tag{2.9}$$

pl. két különböző keresztmetszetnél:

$$v_1 A_1 = v_2 A_2 . \tag{2.9a}$$

A folytonossági tételnek ez az alakja azt a jól ismert tapasztalati tényt fejezi ki, amely szerint kisebb keresztmetszethez nagyobb sebesség tartozik és megfordítva, azaz a keresztmetszet és a lineáris sebesség szorzata állandó.

A (2.6) és (2.9) egyenletek szigorúan véve csak az összenyomhatatlan (inkompresszibilis) fluidumokra érvényesek. A valóságban azonban ezek az egyenletek minden olyan áramlásra alkalmazhatók, ahol a sűrűség- és a sebességgradiensek olyanok, hogy a $D\rho/Dt$ tag elhanyagolható a $\rho\nabla\cdot\underline{v}$ taghoz képest a (2.4a) egyenletben. A folyadékok mellett a legtöbb gáz is követi a műveletteni készülékben (pl. hőcserélők, töltött oszlopok) a folytonossági tétel ezen egyszerűsített változatait.

Jelen alfejezetben a tömegre felírt globális mérlegegyenlettel foglalkoztunk. A vegyészmérnököt azonban ezen túlmenően az egyes komponensekre felírt fajlagos tömegmérlegek is érdeklik; ezeket a fajlagos tömegmérlegeket *komponens-mérlegeknek* nevezzük és az egyenlet alakját részletesen a 16. fejezetben ismertetjük.

2.3. Impulzus-mérlegegyenlet: Navier–Stokes-tétel

Az impulzusra (mozgásmennyiségre), azaz $m\underline{v}$ -re felírt mérlegegyenlet (momentum principle, momentum theorem) tulajdonképpen Newton második tételének áramló rendszerek egy körülhatárolt térfogatelemére felírt formulázása. Ez a formulázás az eredeti megfogalmazáshoz képest azonban annyiban teljesebb, hogy az *erők* és a *(tömeg)·(gyorsulás)* mellett figyelembe vesszük az impulzusáramok térfogatelemre, valamint a térfogatelem környezetére gyakorolt hatását is. Általánosan Newton második tétele szerint a térfogatelem m tömegére ható erők összege egyenlő az impulzus idő szerinti teljes differenciálhányadosával:

$$\sum \underline{F} = \frac{\mathrm{d}(m\underline{v})}{\mathrm{d}t}, \tag{2.10}$$

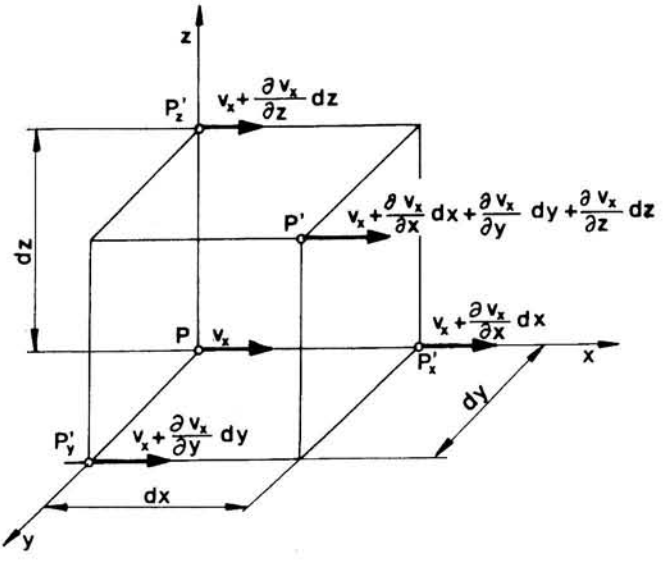
ill. konstans m esetén:

$$\sum \underline{F} = m\frac{\mathrm{d}\underline{v}}{\mathrm{d}t}. \tag{2.11}$$

A sebesség totális differenciálhányadosa

A *2.2. ábra* jelöléseivel vizsgáljuk meg a sebesség teljes differenciálhányadosát. A sebességvektor megadásához három négyváltozós skalárfüggvény szükséges, azaz:

$$\begin{aligned} v_x &= f(x,y,z,t), \\ v_y &= f(x,y,z,t) \\ v_z &= f(x,y,z,t). \end{aligned} \tag{2.12}$$



2.2. ábra. A sebesség x irányú komponenseinek változása P pontból P' pontba (a sebesség teljes differenciálhányadosának értelmezéséhez).

Az x irányú komponens v_x változása dx, dy és dz távolságban:

$$v_x + \frac{\partial v_x}{\partial x} dx, \quad v_x + \frac{\partial v_x}{\partial y} dy, \quad \text{és} \quad v_x + \frac{\partial v_x}{\partial z} dz. \tag{2.13}$$

A sebesség v_x komponense az idő függvényében dt idő alatt $\frac{\partial v_x}{\partial t} dt$ értékkel változik meg. Mivel

$$dx = v_x dt, \; dy = v_y \, dt \; \text{és} \; dz = v_z dt \tag{2.14}$$

a vizsgált közegrészecske dt idő alatt P pontból P` pontba mozdul el, ahol a sebesség x irányú komponense

$$v_x + \left(\frac{\partial v_x}{\partial x} dx + \frac{\partial v_x}{\partial y} dy + \frac{\partial v_x}{\partial z} dz \right), \tag{2.15}$$

vagyis a hely függvényében bekövetkező változás a zárójelben lévő kifejezéssel egyenlő. A totális változás:

$$dv_x = \frac{\partial v_x}{\partial t} dt + \frac{\partial v_x}{\partial x} dx + \frac{\partial v_x}{\partial y} dy + \frac{\partial v_x}{\partial z} dz \tag{2.16}$$

és a totális (szubsztanciális) differenciálhányados a (2.14) összefüggések felhasználásával:

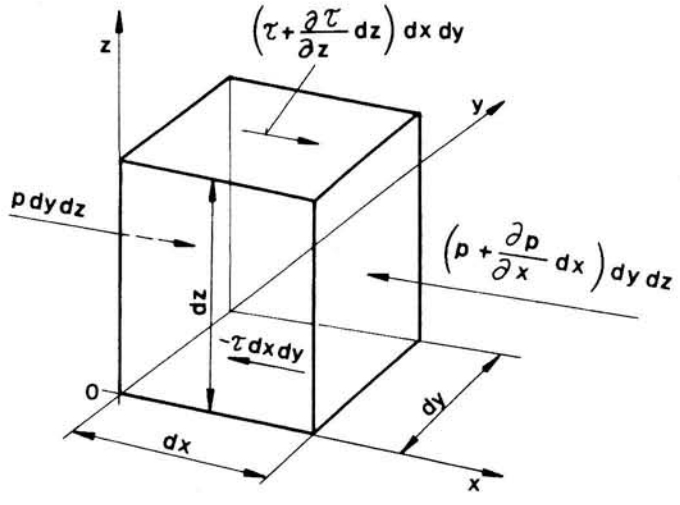
$$\frac{dv_x}{dt} = \frac{Dv_x}{Dt} = \frac{\partial v_x}{\partial t} + v_x \frac{\partial v_x}{\partial x} + v_y \frac{\partial v_x}{\partial y} + v_z \frac{\partial v_x}{\partial z}. \tag{2.17}$$

Hasonló egyenletek írhatók fel a sebesség y és z irányú komponensére is.
Általánosan tehát a sebességvektor idő és hely szerinti változását kifejező szubsztanciális derivált:

$$\frac{d\underline{v}}{dt} = \frac{D\underline{v}}{Dt} = \frac{\partial \underline{v}}{\partial t} + \left(v_x \frac{\partial}{\partial x} + v_y \frac{\partial}{\partial y} + v_z \frac{\partial}{\partial z} \right) \underline{v} = \frac{\partial \underline{v}}{\partial t} + (\underline{v} \cdot \nabla) \underline{v}. \tag{2.18}$$

A térfogatelem *m* tömegére ható erők

Az elemi térfogatra ható erők egyrészt a környezet hatásából, másrészt külső erőterekből adódnak. A környezet hatását két erő jellemzi: a felületre merőlegesen ható nyomóerő ($F_\perp$) és a felülettel párhuzamosan ható ún. belső surlódási erő ($F_\parallel$). A külső erőterek okozta tömegerőt a vegyipari műveleteknél legtöbbször a nehézségi erő (F_a) jelenti.



2.3. ábra. A térfogatelem bal és jobb oldalára ható nyomóerők, valamint a felső és alsó lapokon ható súrlódási erők

a) A felületre merőlegesen ható *nyomóerő* ($F_\perp$) változását a *2.3. ábrán* szemléltetjük. A x tengelyre merőleges bal oldali lapra (a fluidum áramlásával azonos irányban) ható nyomóerő: $p$dydz. A jobb oldali lapra (a fluidum áramlásával ellentétes irányban) ható nyomóerő:

$$\left(p+\frac{\partial p}{\partial x}dx\right)dy\,dz.$$

Az eredő nyomóerő az x irányában:

$$\underline{F}_{\perp,x}=-\frac{\partial p}{\partial x}dx\,dy\,dz.$$

A másik két koordináta irányában analóg egyenletek érvényesek. Általánosan

$$\underline{F}_{\perp} = \left[-\left(\underline{i}\frac{\partial}{\partial x} + \underline{j}\frac{\partial}{\partial y} + \underline{k}\frac{\partial}{\partial z} \right) p \right] \mathrm{d}x\,\mathrm{d}y\,\mathrm{d}z = (-\mathrm{grad}\, p)\,\mathrm{d}x\,\mathrm{d}y\,\mathrm{d}z = (-\nabla p)\,\mathrm{d}x\,\mathrm{d}y\,\mathrm{d}z. \qquad (2.19)$$

b) A felülettel párhuzamosan ható belső *súrlódási erő* $F_{//}$ változását ugyancsak a *2.3. ábra* jelöléseivel magyarázzuk. Ez esetben a nyomás helyett azonban a τ nyírófeszültséggel (vagy csúsztatófeszültséggel) kell számolnunk: a közeg súrlódási erejét a nyírófeszültség és a felület szorzata adja. Ha fluidum áramlása most is x irányú, az elemi térfogat $z = 0$ alsó lapján (a cső falához közelebb) kisebb, a $z + \mathrm{d}z$ felső lapján (a cső falától távolabb) nagyobb sebesség alakul ki (a *2.3. ábrának* megfelelően). Az alsó lapra ható súrlódási erő: $-\tau\,\mathrm{d}x\,\mathrm{d}y$; előjele negatív, mert az impulzus a kisebb sebesség irányába kifelé tart a térfogatelemből. A felső lapra ható súrlódási erő:

$$\left(\tau + \frac{\partial \tau}{\partial z}\mathrm{d}z \right) \mathrm{d}x\,\mathrm{d}y\,;$$

előjele pozitív, mert az impulzus a nagyobb sebességű helyről a térfogatelembe tart. Az előjelek változását úgy is értelmezhetjük, hogy alul a sebességet lassító, felül a sebességet gyorsító hatás áll fenn. Az eredő súrlódási erő a z koordináta irányában:

$$F_{//,z} = \frac{\partial \tau}{\partial z}\,\mathrm{d}x\,\mathrm{d}y\,\mathrm{d}z\,. \qquad (2.20)$$

Newton súrlódási törvénye értelmében [(1.13) egyenlet (műszaki értelmezés szerint pozitív előjellel)]:

$$\tau = \eta \frac{\mathrm{d}v_x}{\mathrm{d}z}, \qquad (2.21)$$

és így:

$$F_{//,z} = \frac{\partial}{\partial z}\left[\eta \frac{\partial v_x}{\partial z} \right] \mathrm{d}x\,\mathrm{d}y\,\mathrm{d}z\,. \qquad (2.22)$$

Ha a viszkozitás a helytől függetlenül állandó, a differenciálhányados elé kiemelhető:

$$F_{\|,z} = \eta \frac{\partial^2 v_x}{\partial z^2} \, dx \, dy \, dz \,. \tag{2.23}$$

A valóságban nemcsak a z koordináta irányában, hanem mindhárom irányban fellép a nyíróerő:

$$F_{\|,z} = \eta \left(\frac{\partial^2 v_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v_x}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 v_x}{\partial z^2} \right) dx \, dy \, dz \,. \tag{2.24}$$

A másik két koordináta irányában hasonló egyenletek érvényesek. Általánosan a belső súrlódási erő:

$$\underline{F}_{\|} = \left[\eta \, \mathrm{grad}(\mathrm{div} \, \underline{v}) \right] dx \, dy \, dz = (\eta \nabla^2 \underline{v}) \, dx \, dy \, dz \,. \tag{2.25}$$

c) Az elemi térfogatra x irányban ható *tömegerő* ($ma = \rho a \, dx \, dy \, dz$):

$$F_{a,x} = \rho \, a_x dx \, dy \, dz \,. \tag{2.26}$$

Hasonló egyenletek érvényesek az y és z irányban is. Általánosan:

$$\underline{F_a} = \underline{a} \rho \, dx \, dy \, dz \,. \tag{2.27}$$

d) A levezetett újabb összefüggésekkel már felírhatjuk Newton második tétele alapján az impulzus-mérlegegyenletet, azaz az (2.11) egyenletbe helyettesíthetjük az (2.18, 2.19., 2.25 és 2.27) egyenleteket. Az így kapott impulzus-mérleg-egyenleteket a szakirodalom *Navier–Stokes-egyenleteknek* nevezi. A tömeggel, azaz $m = \rho dxdydz$-vel osztva és bevezetve az izotrop (konstans és helytől független) kinematikai viszkozitást $\left(\upsilon = \frac{\eta}{\rho} \right)$:

$$\frac{\partial v_x}{\partial t} + v_x \frac{\partial v_x}{\partial x} + v_y \frac{\partial v_x}{\partial y} + v_z \frac{\partial v_x}{\partial z} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} + \upsilon \left(\frac{\partial^2 v_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v_x}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 v_x}{\partial z^2} \right) + a_x$$

$$\frac{\partial v_y}{\partial t}+v_x\frac{\partial v_y}{\partial x}+v_y\frac{\partial v_y}{\partial y}+v_z\frac{\partial v_y}{\partial z}=-\frac{1}{\rho}\frac{\partial p}{\partial y}+\upsilon\left(\frac{\partial^2 v_y}{\partial x^2}+\frac{\partial^2 v_y}{\partial y^2}+\frac{\partial^2 v_y}{\partial z^2}\right)+a_y$$

$$\frac{\partial v_z}{\partial t}+v_x\frac{\partial v_z}{\partial x}+v_y\frac{\partial v_z}{\partial y}+v_z\frac{\partial v_z}{\partial z}=-\frac{1}{\rho}\frac{\partial p}{\partial z}+\upsilon\left(\frac{\partial^2 v_z}{\partial x^2}+\frac{\partial^2 v_z}{\partial y^2}+\frac{\partial^2 v_z}{\partial z^2}\right)+a_z\,. \quad (2.28)$$

Vektoranalitikus írásmóddal:

$$\frac{\mathrm{D}\underline{v}}{\mathrm{D}t}=\frac{\partial \underline{v}}{\partial t}+(\underline{v}\cdot\nabla)\underline{v}=-\frac{1}{\rho}\,\mathrm{grad}\,p+\upsilon\,\mathrm{grad}\,(\mathrm{div}\,\underline{v})+\underline{a}\,, \quad (2.29)$$

nabla operátorral:

$$\frac{\mathrm{D}\underline{v}}{\mathrm{D}t}=\frac{\partial \underline{v}}{\partial t}+(\underline{v}\cdot\nabla)\underline{v}=-\frac{1}{\rho}\nabla p+\upsilon\nabla(\nabla\cdot\underline{v})+\underline{a}\,. \quad (2.30)$$

Földi körülmények között, ha egyéb külső erőtér nem hat, az általános $\underline{a}$ gyorsulás helyett konstans g nehézségi gyorsulás írható a fenti Navier–Stokes-egyenletekbe. Nemnewtoni fluidumok esetén a belső súrlódást kifejező tag a megfelelő nemnewtoni modellel helyettesíthető.

Az 2.28-2.30 egyenletek dimenziója gyorsulás. Szokásos azonban a mérlegegyenleteket térfogategységre vonatkoztatott mennyiség, azaz áramsűrűség-dimenzióban is felírni. Ez ρ-val történő szorzást jelent:

$$\rho\frac{\mathrm{D}\underline{v}}{\mathrm{D}t}=-\nabla p+\eta\nabla(\nabla\cdot\underline{v})+\rho\underline{a}\,. \quad (2.31)$$

2.4. Egyszerűsített impulzus-mérlegegyenletek

A Navier–Stokes-egyenletek más mérlegegyenletekkel együtt történő zárt analitikus megoldása általában nem lehetséges, vagyis egyszerűsítések alkalmazása célszerű. Két lépésben szokásos egyszerűsíteni:

I. Súrlódásmentes ún. ideális közeg feltételezésével, ez az ún. Euler-egyenlethez vezet,

II. az így kapott egyenlet stacionárius áramlásra felírt, konstans gyorsulás melletti integrált alakjával, ez az ún. Bernoulli-egyenlet. Az utóbbi egyenlet az egyszerűbb áramlási problémák megoldására különösen sokoldalúan használható eszköz.

1. Belső súrlódástól mentes közeg feltételezésénél (amikor a nyíró- vagy csúsztatófeszültség mindenütt zérus) az 2.28-2.31 egyenletekben szereplő a sebesség másodrendű hely szerinti deriváltat tartalmazó tagok zérusok lesznek. Így kapjuk az Euler-egyenletet:

$$\rho\frac{\mathrm{D}\underline{v}}{\mathrm{D}t}=\rho\left[\frac{\partial \underline{v}}{\partial t}+(\underline{v}\cdot\nabla)\underline{v}\right]=-\nabla p+\rho\,\underline{a}\,. \tag{2.32}$$

Stacionárius áramlás esetén az egydimenziós Euler-egyenlet alakja (z irányra):

$$\rho v_z\frac{\mathrm{d}v_z}{\mathrm{d}z}=-\frac{\mathrm{d}p}{\mathrm{d}z}+\rho\,a_z\,. \tag{2.33}$$

2. Ha konstans nehézségi gyorsulást, továbbá a stacionárius és a földi gyorsulás ellen irányuló áramlást feltételezünk: $a_z = -g$, majd a (2.33) differenciálegyenletet dh magasságra integráljuk:

$$\int_{v_1}^{v_2}\rho v\mathrm{d}v=-\int_{h_1}^{h_2}\rho\,g\,\mathrm{d}h-\int_{p_1}^{p_2}dp$$

$$\rho\frac{v_2^2-v_1^2}{2}=-\rho g(h_2-h_1)-(p_2-p_1) \tag{2.34}$$

egyenletet kapjuk. Ez a jól ismert Bernoulli-egyenlet. Átrendezve:

$$\rho\frac{v_2^2}{2}+p_2+\rho g h_2=\rho\frac{v_1^2}{2}+p_1+\rho g h_1=\text{konst.} \tag{2.35}$$

A Bernoulli-egyenlet legfontosabb formulázásai:

a) az ún. *nyomásformula* (nyomás dimenziójú):

$$\frac{\rho v^2}{2}+\rho g h+p=\text{konst},\quad\left[\mathrm{Jm^{-3}}=\mathrm{Pa}\right]. \tag{2.36}$$

Az egyenlet tagjai a térfogattal szorozva rendre a kinetikus energiát $\left(\frac{mv^2}{2}\right)$, a potenciális energiát (mgh) és a nyomásenergiát (pV) adják;

b) az ún. *magassági formula*, melyet a mérnökök előnyben részesítenek:

$$\frac{v^2}{2g}+h+\frac{p}{\rho g}=\text{konst}, \quad [\text{m}] \tag{2.36a}$$

ahol az első tag a sebességmagasságot ($v^2/2g$), a második a helyi (geodetikus magasságot (h), a harmadik a nyomásmagasságot ($p/\rho g$) reprezentálja.

c) az ún. *energiaformula*, amely a fajlagos energiára (1 kg-ra vonatkozóan) írja fel az egyenletet:

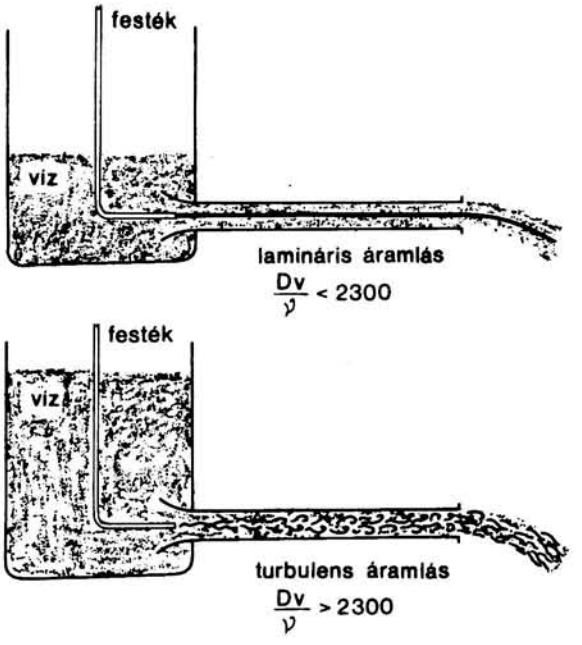
$$\frac{v^2}{2}+gh+\frac{p}{\rho}=\text{konst}. \quad \left[\frac{\text{J}}{\text{kg}}\right]. \tag{2.37}$$

Gázkompresszorok számításánál pl. a nyomás- vagy az energiaformula, folyadékszivattyúnál pedig a magassági formula alkalmazása célszerűbb.

2.5. Nevezetes alkalmazások

Lamináris áramlás kör keresztmetszetű csőben

Tapasztalat szerint kör keresztmetszetű egyenes csőben történő kis sebességű stacionárius áramlásnál a sebességvektorok az egyes pontokban nagyság és irány szerint időben állandók, azaz *lamináris (réteges) áramlás* alakul ki. Ilyen áramlásnál turbulencia nincs, keveredést csak molekuláris mozgás idézhet elő. A sebesség növelésével a közegáramlás azonban gomolygóvá válik, és kialakul az ún. *turbulens áramlás*. A turbulencia jelensége azt jelenti, hogy az áramlási tér pontjaiban a sebességvektor egy időbeli átlagérték körül nagyság és irány szerint gyorsan és rendezetlenül ingadozik. Az áramlásnak ezt a két típusát REYNOLDS már 1883-ban ismertette a róla elnevezett kísérlet alapján *(2.4. ábra)*. Hamarosan az is nyilvánvalóvá vált, hogy turbulens áramlás akkor alakulhat ki, ha az áramlás v sebességével, L jellemző hosszméretével (kör keresztmetszetnél belső átmérővel) és a υ kinematikai viszkozitással képzett:



2.4. ábra. Reynolds kísérlete

$$\mathbf{Re} = \frac{vL}{\upsilon} = \frac{vL\rho}{\eta} \tag{2.38}$$

dimenzió nélküli kifejezés, az ún. *Reynolds-szám* egy bizonyos kritikus értéknél nagyobb. Ez a kritikus érték az áramlási tér geometriai tulajdonságaitól függően más és más lehet, geometriailag hasonló körülmények között lezajló áramlásokra azonban azonos. (A legtöbb szakkönyv **Re** = 2300 kritikus értéket ad meg, a valóságban az átmeneti tartomány **Re** = 2100...10000-ig terjedhet).

Kör keresztmetszetű, egyenes csőben történő lamináris és stacionárius áramlás esetén feltehető, hogy a cső beömlő keresztmetszetétől elegendő távolságban kialakul egy állandó sebességprofil, vagyis x irányú áramlásnál: $v_x = v_x(y,z)$. A hengeres szimmetriából következően $v_y = v_z = 0$. (Fentieket a sugárral $v_x = v_x(r)$ ill. $v_r = 0$ formában is írhatjuk).

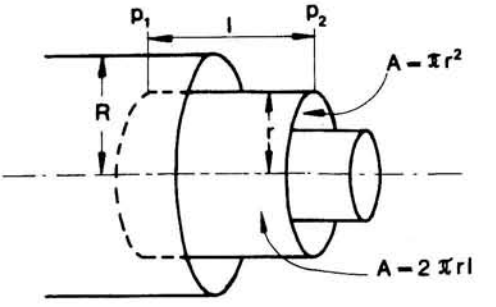
Ha tehát a sebességvektor idő és hely szerinti változását kifejező szubstanciális derivált zérus és a tömegerőket is elhanyagoljuk, az általános (2.10) impulzus-mérlegegyenlet jobb oldala zérus és a bal oldalon is csak két erővel kell számolunk: a felületre merőlegesen ható nyomóerővel ($F_\perp$) és a felü-

lettel párhuzamosan ható belső súrlódási erővel ($F_{\parallel}$). Az analízishez kiválasztott r sugarú l hosszúságú elemi hengert a *2.5. ábra* szemlélteti. Mechanikai egyensúlynál a két erő eredője zérus:

$$F_{\perp} + F_{\parallel} = 0 \qquad (2.39)$$

$$\Delta p(\pi r^2) + \tau\,(2\pi rl) = 0\,. \qquad (2.40)$$

Behelyettesítve a nyírófeszültség Newton-féle (2.21) súrlódási törvényét, a kapott erő mérlegegyenlete:



2.5. ábra. Egy r sugarú l hosszúságú elemi henger a Hagen–Poiseuille-egyenlet levezetéséhez

$$\Delta p(\pi r^2) + \eta \frac{\mathrm{d}v_x}{\mathrm{d}r}(2\pi rl) = 0, \qquad (2.41)$$

$$\frac{\mathrm{d}v_x}{\mathrm{d}r} = -\frac{\Delta p r}{2\eta l}. \qquad (2.42)$$

Az előállt differenciálegyenletet szeparálás után az $r = R$, $v_x = 0$ peremfeltétel figyelembevételével integrálva:

$$\int_0^v \mathrm{d}v_x = -\frac{\Delta p}{2\eta l}\int_R^r r\mathrm{d}r\,, \qquad (2.43)$$

a következő egyenletet kapjuk:

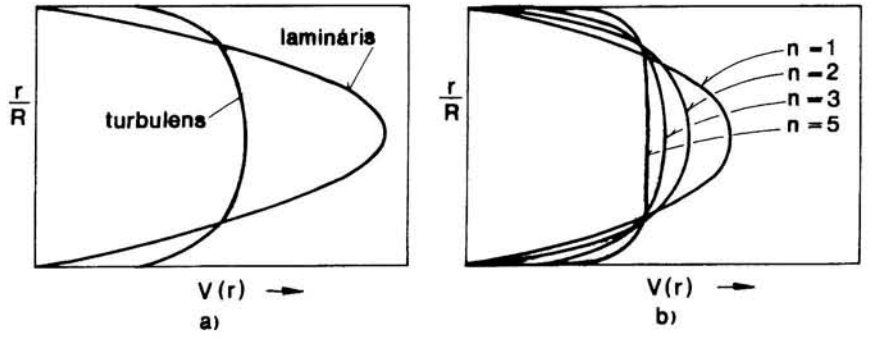
$$v = -\frac{\Delta p}{2\eta l}\left(\frac{r^2}{2} - \frac{R^2}{2}\right) = \frac{\Delta p}{4\eta l}\left(R^2 - r^2\right) = \frac{\Delta p R^2}{4\eta l}\left(1 - \frac{r^2}{R^2}\right), \qquad (2.44)$$

amely megadja a kialakuló sebességprofilt lamináris áramlásnál. A v_{max} maximális sebesség $r = 0$ értéknél (a henger középtengelyében) alakul ki:

$$v_{max} = \frac{\Delta p R^2}{4\eta l} \qquad (2.45)$$

és általában tetszőleges r sugárnál

$$v = v_{max}\left(1 - \frac{r^2}{R^2}\right). \qquad (2.46)$$



2.6. ábra. Sebességprofilok kör keresztmetszetű egyenes csőben
a – lamináris és turbulens áramlásnál, b – nemnewtoni fluidumokra

Az így kapott $v = v(r^2)$ típusú összefüggés szolgáltatja a lamináris áramlásra jellemző jól ismert rotációs parabolát *(2.6.a ábra)*.
Az elemi dr vastagságú dA hengerfelületen keresztül kilépő folyadékmennyiség:

$$\int_{\dot{V}} \mathrm{d}\dot{V} = \int_{A} v \mathrm{d}A\,, \tag{2.47}$$

majd a (2.44) egyenlet és a $\mathrm{d}A = 2\pi\, r\mathrm{d}r$ behelyettesítésével:

$$\int_{0}^{\dot{V}} \mathrm{d}\dot{V} = \int_{0}^{R} v\,(2\,\pi\, r\mathrm{d}r) = \int_{0}^{R} \frac{\Delta p}{4\eta l}\,(R^2 - r^2)(2\,\pi\, r\mathrm{d}r)\,, \tag{2.48}$$

integrálva kapjuk a *Hagen–Poiseuille-egyenletet*:

$$\dot{V} = \frac{\Delta p}{8\eta l}\,\pi\, R^4\,. \tag{2.49}$$

E szerint az időegység alatt átáramló térfogatáram arányos a hosszegységre jutó nyomáseséssel és a cső sugarának negyedik hatványával; fordítva arányos a dinamikai viszkozitással. Az átlagos térfogatáram ($\dot{V} = \bar{v}A$) figyelembevételével az átlagsebesség:

$$\bar{v} = \frac{\dot{V}}{A} = \frac{\frac{\Delta p}{8\eta l}\pi R^4}{\pi R^2} = \frac{\Delta p R^2}{8\eta l}. \qquad (2.50)$$

A 2.45 és 2.50 egyenletek összevetéséből látható, hogy lamináris áramlásnál az átlagsebesség a maximális sebesség fele:

$$\bar{v} = \frac{v_{max}}{2}. \qquad (2.51)$$

Végül megjegyezzük, hogy a (2.49) egyenlettel kapott térfogatáram csak newtoni fluidumra érvényes. Az Ostwald–deWaele-modell B' látszólagos viszkozitási együtthatójával és n kitevőjével a nemnewtoni folyadékokra kifejezett térfogatáram:

$$\ln \dot{V} = (n+3)\ln R + \ln\left[-\frac{B(n+1)}{2(n+3)}\right]. \qquad (2.52a)$$

A nemnewtoni folyadékokra érvényes sebességprofilokat n függvényében a *2.6.b ábra* szemlélteti.

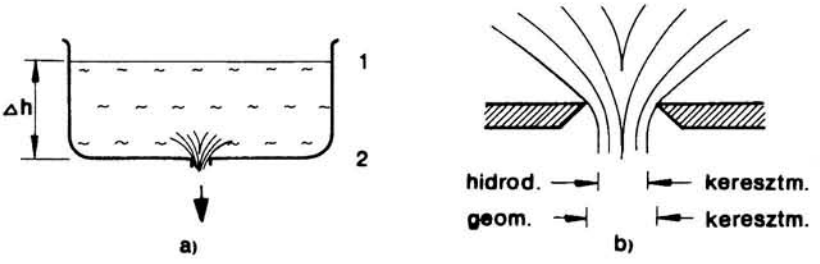
Turbulens áramlásnál a 2.46 egyenlettel megadott lamináris sebességprofil már nem érvényes. Erre az esetre jó közelítést szolgáltat a *Nikuradze-összefüggés:*

$$v \approx v_{max}\left(\frac{R-r}{R}\right)^{1/n}, \quad n = 6...10. \qquad (2.52b)$$

Turbulens sebességprofilnál a maximális sebesség tehát nemcsak a henger közepén, hanem a kör keresztmetszetű cső mintegy 2/3 részében közelítőleg érvényes *(2.6.a ábra).*

Kifolyás tartályból

A feladat a tartály alján levő nyíláson a kilépő folyadék áramlási sebességének és a kiömlő térfogatáramnak a meghatározása *(2.7.a ábra).* Ha az (1) és (2) pontokra felírjuk a Bernoulli-egyenlet magassági formuláját (2.37), figyelembevéve, hogy



2.7. ábra. Kifolyás tartályból a – kör keresztmetszetű nyílás és a folyadékszint, b – a hidrodinamikus és geometriai keresztmetszet

$$A_1 >> A_2,\ v_1 \cong 0 \text{ és } p_1 = p_2$$

$$\frac{v_1^2}{2g} + h_1 + \frac{p_1}{\rho g} = \frac{v_2^2}{2g} + h_2 + \frac{p_2}{\rho g}$$

$$h_1 = \frac{v_2^2}{2g} + h_2$$

és ebből a kifolyási sebesség:

$$v = \sqrt{2g(h_1 - h_2)} = \sqrt{2g\Delta h}\,, \tag{2.53}$$

ill. a térfogatáram $\dot{V} = v\,A,\ A = r^2\pi,\ \dot{V} = r^2\pi\,\sqrt{2g\Delta h}\,.$ (2.54)

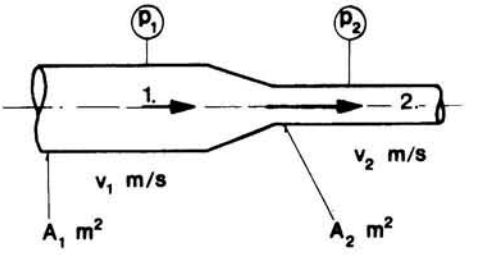
Az (2.53) összefüggés TORRICELLI-től származik. A kiömlő térfogatáramot a valóságban egy α kontrakciós (összehúzódási tényezővel korrigáljuk, ui. a kialakuló hidrodinamikus keresztmetszet (A_0) kisebb, mint a geometriai keresztmetszet (A) *(2.7.b ábra)*. (α értéke a kiömlési keresztmetszet geometriai kialakításával befolyásolható.)

$$\dot{V}_{\text{korr}} = \alpha\, r^2\pi\,\sqrt{2g\Delta h} \tag{2.55}$$

$$\alpha = \frac{A_0}{A} \approx 0.61...0.64\,. \tag{2.56}$$

Térfogatáram mérése a keresztmetszet csökkentésével

A mérnök gyakran alkalmazza a cső keresztmetszetének szűkítését térfogatáram mérésére (mérőperem, mérőtorok, Venturi-cső). Ha ui. egy konstans sűrűségű folyadék nyomását a szűkítés előtt és után is mérjük, és a keresztmetszeteket ismerjük, az áramlási sebesség és így a térfogatáram is számítható. *(2.8. ábra).*



2.8. ábra. Szűkítéses áramlásmérők paraméterei

A Bernoulli-egyenlet nyomásformulája az 1. és 2. pontokra:

$$\frac{\rho}{2}v_1^2+\rho\, gh_1+p_1=\frac{\rho}{2}v_2^2+\rho\, gh_2+p_2$$

majd figyelembe véve, hogy $h_1 = h_2$

$$\Delta p = p_1 - p_2 = \frac{\rho}{2}\left(v_2^2 - v_1^2\right). \tag{2.57}$$

A folytonossági tétel (2.9a) egyenletéből v_2-t kifejezve és figyelembe véve α kontrakciós tényezőt

$$v_2 = v_1 A_1 / (\alpha\ A_2) \tag{2.58}$$

(2.57) és (2.58) egyenletekből:

$$2\Delta p = \rho\left[\left(\frac{v_1 A_1}{\alpha\ A_2}\right)^2 - v_1^2\right] = \rho\ v_1^2\left[\left(\frac{A_1}{\alpha\ A_2}\right)^2 - 1\right]$$

$$v_1 = \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho\left[\left(\frac{A_1}{\alpha\, A_2}\right)^2 - 1\right]}}.$$

A sebesség a szűkített keresztmetszetben (v_2) hasonló módon kifejezhető. Ezután a térfogatáram $\dot{V} = v_1 A_1 = v_2 A_2$. A térfogatáram méréséhez célszerű jó kontrakciós tényezőjű mérőperemet használni (α értéke közel legyen 1-hez).

3. Hidrodinamikai hasonlóság

3.1. Hasonlóságelmélet

A hasonlóságelmélet fontos áthidaló szerepet tölt be az elmélet és a mérnöki gyakorlat között. A művelettan bonyolult jelenségeit leíró differenciálegyenletek (mint pl. az előző fejezetben ismertetett Navier–Stokes-egyenletek) analitikus megoldása ui. csak speciális, egyszerűsített esetekre lehetséges, és így a kapott eredmények csak bizonyos korlátozásokkal (határ- és peremfeltételekkel) használhatók. A komponens-, hő- és impulzusmérlegek egyidejű figyelembevételével felírt egyenletrendszerek bonyolultsága pedig oly mértékben megnő, hogy azoknak az analitikus megoldása már legtöbbször szóba sem jöhet.

A hasonlóságelmélet lényege az, hogy a differenciálegyenleteket dimenziómentes mennyiségek összefüggéseire vezeti vissza. E módszert a mérnökök már több mint száz éve sikerrel használják a bonyolult műveleti feladatok megoldására. A hasonlósági módszer ugyan nem képes a differenciálegyenletek matematikailag egzakt megoldását szolgáltatni, mégis nagy jelentőségű, ugyanis egyrészt gyakorlatilag használható összefüggésekhez vezet, másrészt lehetővé teszi a dimenziómentes mennyiségek bevezetését és fizikai értelmezését. Általában mondható, hogy a hasonlóságelmélet nemcsak a vegyipari folyamatok biztonságosabb méretnövelését segíti elő laboratóriumi méretről üzemire, de a kísérleti adatok és tapasztalatok általánosításával lehetővé teszi a hidrodinamikai, hőtani, anyagátadási és kémiai műveletek egységes tárgyalását is.

A *hasonlóság* homogén lineáris transzformáció két változó között. Ha pl. két háromszög egymáshoz geometriailag hasonló, a három oldalára írható, hogy

$$\frac{a'}{a''} = \frac{b'}{b''} = \frac{c'}{c''} = \varnothing = \text{konst}, \tag{3.1}$$

ahol az egy és két vesszővel jelzett rendszer oldalainak aránya $\varnothing$ egy dimenziómentes hasonlósági együttható, az ún. *lépték,* melynek értéke állandó. A mérnöki gyakorlatban azonban a hasonlóságnak olyan alakú kifejezései terjedtek el, ahol a két rendszer hasonlósági kritériuma nem a változók arányai-

nak, hanem a rendszereken belül képzett *dimenziómentes mennyiségek értékeinek egyenlősége*. A háromszög példájánál maradva ilyen dimenziómentes mennyiségek (ún. „sajátmértékek") az egy háromszögön belül képzett oldallap arányai, pl.:

$$\frac{a'}{b'} = \frac{a''}{b''} = \lambda = \text{konst.} \tag{3.2}$$

Az ilyen hasonlósági invariánsokat, amelyeket két egyfajta fizikai mennyiség arányából képezünk, *szimplexeknek* nevezzük.

A művelettanban különböző mennyiségek arányával képzett *dimenziómentes hasonlósági kritériumokat* is használunk; ezeket *komplexeknek* nevezzük. Az első ilyen kritériumot, a (2.38) egyenlettel definiált ún. Reynolds-kritériumot már ismerjük. Ez a csővezetékekben végbemenő áramlások hasonlóságát fejezi ki, pontosabban a tehetetlenségi erő és a súrlódási erő viszonyát.

Általában mondhatjuk, hogy az 1.6 alfejezetben ismertetett, a műveleti egységeket leíró egyenletek öt tagból állnak: *1)* konvekció, *2)* vezetés, *3)* átadás, *4)* forrás és végül *5)* lokális változás (felhalmozódás). Ha most nem az egyes tagokat tekintjük, hanem a tagok arányát, akkor olyan dimenziómentes komplexeket kapunk, amelyek a két tagnak megfelelő hatások (erők vagy mennyiségek) viszonyát fejezik ki.

Nézzük példaképpen az előző fejezetben levezetett Navier–Stokes-egyenletet stacionárius esetre, az x irányú sebességkomponensre, g_x nehézségi gyorsulással:

$$v_x \frac{\partial v_x}{\partial x} + v_y \frac{\partial v_x}{\partial y} + v_z \frac{\partial v_x}{\partial z} = -\frac{1}{\rho}\frac{\partial p}{\partial x} + \upsilon\left(\frac{\partial^2 v_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v_x}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 v_x}{\partial z^2}\right) + g_x . \tag{3.3}$$

Az egyes tagok dimenziója [LT^{-2}] és minden tagnak külön jól ismert fizikai jelentése van. Ha a könnyebb áttekinthetőség kedvéért átírjuk az egyenletet egyetlen karakterisztikus v sebességgel és egyetlen karakterisztikus L hosszmérettel:

$$\left[\frac{v^2}{L}\right] = -\left[\frac{p}{\rho L}\right] + \left[\frac{\upsilon\, v}{L^2}\right] + [g]. \tag{3.4}$$

Az így kapott egyenlet természetesen már nem numerikus egyenlőséget, hanem dimenzionális megfeleltetést fejez ki. A bal oldal a tehetetlenségi erőt

reprezentálja, a jobb oldali tagok pedig sorrendben a nyomóerőt, a belső súrlódási erőt és a nehézségi erőt (v. gravitációs erőt) fejezik ki. A $[v^2/L]$ tehetetlenségi erőnek megfelelő taggal végigosztva a következő dimenziómentes változókat vagy reciprok értéküket kapjuk:

$$\frac{[v^2/L]}{[g]} = \frac{\textit{tehetetlenségi erő}}{\textit{nehézségi erő}} = \frac{v^2}{gL} = \mathbf{Fr}\ \text{(Froude-szám)} \tag{3.5}$$

$$\frac{[p/\rho L]}{[v^2/L]} = \frac{\textit{nyomóerő}}{\textit{tehetetlenségi erő}} = \frac{p}{\rho v^2} = \mathbf{Eu}\ \text{(Euler-szám)} \tag{3.6}$$

$$\frac{[v^2/L]}{[\upsilon v/L^2]} = \frac{\textit{tehetetlenségi erő}}{\textit{belső súrlódási erő}} = \frac{vL}{\upsilon} = \mathbf{Re}\ \text{(Reynolds-szám).} \tag{3.7}$$

Hidrodinamikailag hasonlónak nevezzük azokat a geometriailag hasonló stacionárius rendszereket, melyeknél az előbbi dimenziómentes számok értéke egyenlő. A viszonyítás előbbi módszere nemcsak a differenciálegyenletek tagjainak hányadosát képezi, de a kapott dimenziómentes komplexeknek konkrét fizikai értelmezését is szolgáltatja. A bennük szereplő változók (hossz, sebesség stb.) értelmezése is feladatspecifikussá válik. (Például a hosszméret lehet a csőátmérő, részecskeátmérő, a sík lap hossza stb.). A hidrodinamikai hasonlóságot méretnöveléseknél közvetlenül is használják, ahol kisebb méretű berendezésekben kapott kísérleti eredményeket nagyobb méretűre kell átültetni.

Meg kell említenünk, hogy az Euler-kritérium (3.6) alakját a gyakorlatban kissé átalakítva használjuk, úgy, hogy a p nyomás helyett a kontinuum valamely két pontja közötti Δp nyomáskülönbséget helyettesítjük be értelemszerűen.

A hasonlóságelmélet keretén belül két különböző módszert kell megkülönböztetnünk. Az egyik az ún. *modellelmélet*, amikor a hasonlósági kritériumok képzése a felírt differenciálegyenletek alapján történik. Az előző példánkban egy ilyen elemzést mutattunk be. A másik módszerhez, melyet *dimenzióanalízisnek* nevezünk, nincs szükségünk a differenciálegyenletek felírására, itt csupán a függvénykapcsolat általános formája, tehát a független és a függő változók ismerete szükséges. E módszer a változók dimenzióinak ismeretében állítja elő a dimenziómentes számokat és azok függvénykapcsolatát. Vizsgáljuk meg e két módszert általánosabban és részletesebben.

3.2. Modellelmélet

A hasonlóság feltételei

Ha a műveletekben lejátszódó fizikai és kémiai folyamatok alapvető differenciálegyenlete ismert, továbbá az teljes és dimenzionálisan homogén, akkor könnyen átalakítható dimenziómentes alakra, és így bevezethetők a hasonlósági kritériumok.

Példaként ismét az impulzus-mérlegegyenletet (2.30) vizsgáljuk, geometrialiag hasonló stacionárius esetre, és vizsgáljuk a (') és (") rendszerek hidrodinamikai hasonlóságának kritériumait:

$$(\underline{v}'\cdot\nabla')\underline{v}' = \upsilon'\nabla^{2'}\underline{v}' - \frac{1}{\rho'}\nabla' p' + \underline{g}' \tag{3.8}$$

$$(\underline{v}''\cdot\nabla'')\underline{v}'' = \upsilon''\nabla^{2''}\underline{v}'' - \frac{1}{\rho''}\nabla'' p'' + \underline{g}'' \tag{3.9}$$

Bevezetve a mennyiségekre és operátorokra érvényes $\varnothing$ hasonlósági együtthatókat:

$$\underline{v}' = \varnothing_v \underline{v}'' \qquad \nabla' = \varnothing_\nabla \nabla''$$

$$\rho' = \varnothing_\rho \rho'' \qquad \nabla^{2'} = \varnothing_\nabla^2 \nabla^{2''}$$

$$p' = \varnothing_p p''$$

$$\underline{g}' = \varnothing_g \underline{g}''$$

$$\upsilon = \varnothing_\upsilon \upsilon'' \tag{3.10}$$

és mivel a dimenziók szempontjából

$$\varnothing_\nabla = \frac{1}{\varnothing_L} \quad \text{és} \quad \varnothing_\nabla{}^2 = \frac{1}{\varnothing_L^2} \tag{3.11}$$

a (3.8) egyenletből (3.10) és (3.11) behelyettesítésénél kapjuk:

$$\left[\left(\frac{\varnothing_v^2}{\varnothing_L}\right)\underline{v}''\cdot\nabla''\right]\underline{v}'' = \left(\frac{\varnothing_\upsilon\varnothing_v}{\varnothing_L^2}\right)\upsilon''\,\nabla^{2''}\,\underline{v}'' - \left(\frac{\varnothing_p}{\varnothing_\rho\varnothing_L}\right)\frac{\nabla''p''}{\rho''} + \varnothing_g\underline{g}. \qquad (3.12)$$

A (3.9) és (3.12) egyenletek azonosságának követelményéből:

$$\frac{\varnothing_v^2}{\varnothing_L} = 1;\quad \frac{\varnothing_\upsilon\varnothing_v}{\varnothing_L^2} = 1;\quad \frac{\varnothing_p}{\varnothing_\rho\varnothing_L} = 1;\quad \varnothing_g = 1, \qquad (3.13)$$

majd a csoportokat egyenlővé téve kapjuk a hasonlósági kritériumokat:

$$\frac{\varnothing_v^2}{\varnothing_L} = \frac{\varnothing_\upsilon\varnothing_v}{\varnothing_L^2},\quad \text{azaz}\quad \frac{1}{\mathbf{Re'}} = \frac{1}{\mathbf{Re''}},\quad \text{ahol:}\quad \frac{1}{\mathbf{Re}} = \frac{\upsilon}{Lv} \qquad (3.14)$$

$$\frac{\varnothing_v^2}{\varnothing_L} = \frac{\varnothing_p}{\varnothing_\rho\varnothing_L},\quad \text{azaz}\quad \mathbf{Eu'} = \mathbf{Eu''},\quad \text{ahol:}\quad \mathbf{Eu} = \frac{p}{\rho v^2} \qquad (3.15)$$

$$\frac{\varnothing_v^2}{\varnothing_L} = \varnothing_g,\quad \text{azaz}\quad \frac{1}{\mathbf{Fr'}} = \frac{1}{\mathbf{Fr''}},\quad \text{ahol:}\quad \frac{1}{\mathbf{Fr}} = \frac{gL}{v^2} \qquad (3.16)$$

A stacionárius rendszerek *hidrodinamikai hasonlóságának* feltétele tehát a **Re**-, **Eu**- és **Fr**-számok azonossága. A karakterisztikus hosszméret (L) megválasztása függ a műszaki feladattól. A leggyakoribb esetek: csőnél a belső átmérő, töltött oszlopnál a töltelék részecskeátmérője.

A hidrodinamikai hasonlóság teljesüléséhez a három dimenziómentes szám közül a legtöbb műveleti problémánál kettő azonossága elegendő. Úgy is mondhatjuk, hogy a hidrodinamikai hasonlóság elégséges feltétele két különböző stacionárius rendszerre, hogy a három közül bármelyik két szám egyenlő legyen. Bizonyos hidrodinamikai műveleteknél a nehézségi erő, másoknál a nyomóerő döntő a két alapvető hatás (tehetetlenség és súrlódás) mellett. Így a leggyakoribb a **Re-Fr**-, ill. a **Re-Eu**-összefüggések használata. Tapasztalatok szerint csak kivételes esetekben (pl. amikor a keverő levegőt diszpergál a folyadékba) kell mindhárom kritériumot egyidejűleg figyelembe vennünk.

Megemlítjük, hogy instacionárius rendszerekre még egy dimenziómentes szám, az ún. homokronitási (egyidejűségi) kritérium azonosságát is elő kell írni. Ennek definiciója:

$$\mathbf{Ho} = \frac{vt}{L}. \qquad (3.17)$$

Származtatott kritériumok

Bizonyos esetekben nehézségekkel jár valamely fizikai mennyiség meghatározása, ill. kiszámítása. Ekkor ezt a mennyiséget két vagy több hasonlósági kritérium összekapcsolásával hagyják el, és ún. *származtatott kritériumokkal* dolgoznak. A hidrodinamikában az egyik leggyakrabban használt származtatott kritérium a Galilei-szám, ahol a sebességet a **Re**- és **Fr**-számok összekapcsolásával iktatjuk ki:

$$\mathbf{Ga} = \frac{\mathbf{Re}^2}{\mathbf{Fr}} = \frac{\left(\frac{\nu L}{\upsilon}\right)^2}{\left(\frac{\nu^2}{gL}\right)} = \frac{L^3 g}{\upsilon^2}. \tag{3.18}$$

Ha a Galilei-számot a fluidum különböző pontjaiban észlelt sűrűségkülönbség (a felhajtó hatások keletkezésének oka) relatív mértékével szorozzuk, egy másik használatos származtatott kritériumot az Archimedes-számot kapjuk:

$$\mathbf{Ar} = \mathbf{Ga}\left(\frac{\rho - \rho_o}{\rho}\right). \tag{3.19}$$

Ha a sűrűségkülönbséget hőmérséklet-különbség idézi elő, írható, hogy

$$\frac{\rho - \rho_o}{\rho} = \beta_T \, \Delta T, \tag{3.20}$$

ahol β_T a köbös hőtágulási tényező [K^{-1}] és egy újabb módosított kritérium képezhető, az ún. Grashof-szám:

$$\mathbf{Gr} = \mathbf{Ga}\,(\beta_T \, \Delta T). \tag{3.21}$$

A Grashof-számot az ún. szabad konvektív áramlás esetén használjuk a hőtani hasonlóság jellemzésére. Szabad konvektív áramlásnál a fluidumot kizárólag a hőmérséklet-különbségek okozta sűrűségkülönbség hozza mozgásba.

3.3. Dimenzióanalízis

Ha a rendszert leíró differenciálegyenletet nem, de az összes változót ismerjük, a hasonlóság kritériumait a *dimenzióanalízissel* kaphatjuk meg. A dimenzióanalízis alapja az, hogy különnemű mennyiségek összegezése nem értelmezhető, tehát a korrekt fizikai és kémiai összefüggésekben minden tag dimenziójának azonosnak kell lennie. A dimenzióanalízis lehetővé teszi a rendszer tulajdonságainak kifejezését minimális számú független dimenziómentes csoport segítségével. A módszer alkalmazásával tehát csökkenteni tudjuk a változók számát és egyszerűbb összefüggéseket kapunk, meg tudjuk állapítani a méretváltozás törvényeit és fel tudjuk ismerni ismeretlen vagy eddig tekintetbe nem vett változók szerepét. Alkalmatlan azonban a numerikus állandók meghatározására, ugyanis azokat kísérleti úton kell meghatároznunk.

A módszer alaptétele az ún. *Buckingham-féle* Π *tétel.* E szerint q mennyiség között fennálló dimenzionálisan homogén összefüggést át lehet alakítani $(q - u)$ független dimenziómentes hatványszorzat közötti összefüggéssé, ahol u az eredeti összefüggésben előforduló alapmennyiségek száma. (Tulajdonképpen u az eredeti összefüggésben szereplő fizikai mennyiségekből képzett dimenziómátrix rangja. Ennek maximális értéke azonos az alapmennyiségek számával, de ez a legtöbb esetben fennáll. BUCKINGHAM Π-vel jelölte a dimenziómentes változókat, innen ered a Π-tétel elnevezés, tehát ennek semmi köze nincs a π-számhoz).

A dimenzióanalízissel tehát az eredeti

$$\psi\ (x_1, x_2, x_3, \ldots x_q) = 0 \tag{3.22}$$

összefüggést átalakítjuk

$$\psi'(\Pi_1, \Pi_2, \Pi_3, \ldots \Pi_m) = 0 \tag{3.23}$$

m számú dimenzió nélküli változókból álló függvénnyé, ahol $m = q - u$, u pedig az előforduló alapmennyiségek száma. Könyvünkben csak a módszer alkalmazását mutatjuk be, a részletek tekintetében az irodalomra utalunk [24].

Példánkban ismét a hidrodinamikai hasonlóságot vizsgáljuk. Befolyásoló tényezők: *1)* a fluidum tulajdonságai: ρ sűrűség, η dinamikai viszkozitás, *2)* műveleti paraméterek: Δp nyomásesés, v sebesség, a gyorsulás, L karakterisztikus hossz, l a berendezés hossza (ahol a Δp nyomásesés kialakul). A *3.1. táblázat* mutatja a befolyásoló tényezők dimenzióit és az SI-mértékegységeket.

3.1. táblázat

Hidrodinamikai változók

Változók	Jelölések	Dimenziók	SI-mértékegységek
sűrűség	ρ	ML^{-3}	$kg\ m^{-3}$
dinamikai viszkozítás	η	$ML^{-1}T^{-1}$	$Pa \cdot s$
nyomás	p	$ML^{-1}T^{-2}$	$N\ m^{-2}=Pa$
sebesség	v	LT^{-1}	$m\ s^{-1}$
gyorsulás	a	LT^{-2}	$m\ s^{-2}$
karakterisztikus hosszméret	L	L	m
berendezés hossza	l	L	m

A tényezők hatványszorzata:

$$\Pi = \Delta p^{\alpha} \cdot v^{\beta} \cdot L^{\gamma} \cdot \eta^{\delta} \cdot \rho^{\varepsilon} \cdot a^{\varphi} \cdot l^{\kappa}, \tag{3.24}$$

a dimenziók beírásával:

$$\Pi = \left[ML^{-1}T^{-2}\right]^{\alpha} \cdot \left[LT^{-1}\right]^{\beta} \cdot \left[L\right]^{\gamma} \cdot \left[ML^{-1}T^{-1}\right]^{\delta} \cdot \left[ML^{-3}\right]^{\varepsilon} \cdot \left[LT^{-2}\right]^{\varphi} \cdot \left[L\right]^{\kappa}, \tag{3.25}$$

majd alapmennyiségek szerint rendezve:

$$\Pi = \left[L\right]^{-\alpha+\beta+\gamma-\delta-3\varepsilon+\varphi+\kappa} \cdot \left[M\right]^{\alpha+\delta+\varepsilon} \cdot \left[T\right]^{-2\alpha-\beta-\delta-2\varphi}. \tag{3.26}$$

Ahhoz, hogy Π dimenziómentes legyen, az alapmennyiségek kitevőinek összege zérus kell hogy legyen, vagyis:

$$\begin{aligned} &\text{L – re:} && -\alpha+\beta+\gamma-\delta-3\varepsilon+\varphi+\kappa = 0 \\ &\text{M – re:} && \alpha+\delta+\varepsilon = 0 \\ &\text{T – re:} && -2\alpha-\beta-\delta-2\varphi = 0\ . \end{aligned} \tag{3.27}$$

Mivel a 7 változóra 3 egyenletünk van, az egyenletrendszer alulhatározott. Másrészt a Buckingham-tétel szerint 7–3 = 4 dimenziómentes hatványszorzat közötti összefüggéssé tudjuk átalakítani az eredeti összefüggést, mivel 3 alapmennyiségünk van (L,M,T). A (3.27) egyenletrenszer 7 változójából a három legjelentősebb mennyiség (v,L és ρ) kitevőjét (β, γ és ε) a többi mennyiség kitevőjével kifejezve, már csak a kívánt négy kitevő marad ($\alpha, \delta, \varphi, \kappa$).

$$\begin{aligned} &\text{T – ből:} && \beta = -2\alpha - \delta - 2\varphi \\ &\text{M – ből:} && \varepsilon = -\alpha - \delta \\ &\text{ezeket beírva L – be:} && \gamma = -\delta + \varphi - \kappa \ . \end{aligned} \tag{3.28}$$

Ezekkel a (3.24) egyenlet új alakja:

$$\Pi = \Delta p^{\alpha} \cdot \nu^{-2\alpha-\delta-2\varphi} \cdot L^{\varphi-\delta-\kappa} \cdot \eta^{\delta} \cdot \rho^{-\alpha-\delta} \cdot a^{\varphi} \cdot l^{\kappa} , \tag{3.29}$$

majd a kitevők szerinti rendezés után:

$$\Pi = \left(\frac{\Delta p}{\nu^2 \rho}\right)^{\alpha} \cdot \left(\frac{\eta}{\nu L \rho}\right)^{\delta} \cdot \left(\frac{La}{\nu^2}\right)^{\varphi} \cdot \left(\frac{l}{L}\right)^{\kappa} = (\mathbf{Eu})^{\alpha} \cdot (\mathbf{Re})^{-\delta} \cdot (\mathbf{Fr})^{-\varphi} \cdot \left(\frac{l}{L}\right)^{\kappa} . \tag{3.30}$$

A dimenzióanalízissel nyert hidrodinamikai hasonlósági függvénykapcsolat tehát (stacionárius áramlásra, általános *n, m* és *k* kitevőkkel):

$$\mathbf{Eu} = f\left[(\mathbf{Re})^{n}, (\mathbf{Fr})^{m}, \left(\frac{l}{L}\right)^{k}\right]. \tag{3.31}$$

A kapott eredmény összhangban van a Buckingham-tétellel, vagyis négy dimenziómentes szám, nevezetesen az Euler-, a Froude-, a Reynolds- és a geometriai szám közötti összefüggéssé alakítottuk át az eredeti hét változót tartalmazó egyenletet.

Látható, hogy itt a kiindulást befolyásoló tényezőknek megfelelően már megjelenik az (*l/L*) geometriai szám is. A modellelméletnél ez nincs, de ott alapfeltételünk volt a geometriai hasonlóság.

A 3.1-3.3 alfejezetben a hasonlóságelmélet ismertetésénél példaként az áramlástani dinamikai hasonlóság szerepelt. Teljesen hasonló eljárással lehet a művelettan egyéb területeinek hasonlósági törvényszerűségét is felépíteni. A későbbiekben pl. (a 10. és 16. fejezetekben) meg fogunk ismerkedni a konvektív hőátadás és a konvektív komponensátadás hasonlósági feltételeivel is. Minthogy azonban ezek a jelenségek is a fluidumok áramlásával kapcsolatosak, a hidrodinamikai hasonlóság kritériumai ott is szerepet játszanak.

3.4. A hidrodinamikai hasonlóság alkalmazásai

A hidrodinamikai hasonlóság kritériumát stacionárius áramlásra a (3.31) egyenlettel definiáltuk. Ez a szóban forgó áramlás alapösszefüggése. A függvény konkrét alakját esetenként kísérleti úton kell meghatározni. A különböző műveletekre érvényes dimenziómentes változókkal felírt általánosított egyenleteket a szakirodalom *kritériális egyenleteknek* nevezi.

A valóságban a geometriai és dinamikai hasonlóság összes feltétele azonban nem teljesíthető. Ezért a hasonlósági alapkritériumokat rendszerint, a fizikai-kémiai képnek megfelelő, *járulékos dimenzió nélküli változókkal* kell kiegészíteni. Ilyen járulékos dimenzió nélküli szimplex a fluidumok csőben való áramlásánál a relatív érdesség $\varepsilon = \frac{k}{2r} = \frac{k}{d}$, ahol d a cső belső átmérője, k a cső belső palástján a kiemelkedések átlagos magassága. Ennek figyelembevételére azért van szükség, mert a csövek felületi egyenetlenségei különböző megmunkálási módszerekkel készült csövekre nem azonosak, és ez bizonyos **Re**-számoknál (turbulens áramlás) befolyásolja a kialakuló hidrodinamikai jellemzőket.

Másrészről szerencsére a művelettan áramlási problémáinak jelentős része olyan, hogy az egyik vagy másik hasonlósági kritérium befolyása sokszorosa a többinek, ilyenkor elegendő csak azokat figyelembe venni, melyeknek szerepe döntő.

Ahogy ezt már a 3.2 alfejezetben említettük bizonyos hidrodinamikai műveleteknél az **Eu**-szám, másoknál a **Fr**-szám hagyható el a kritériális egyenletekből. A geometriai szimplex szám szerepe is hasonló: bizonyos műveletek kritériális egyenletei tartalmazzák azt, más műveleteké nem. Néhány hidrodinamikai műveletre bemutatjuk a dimenziómentes számok figyelembevételét a *3.2. táblázatban.*

3.2. táblázat

A dimenziómentes számok figyelembevétele a különböző hidrodinamikai műveleteknél

		Eu	Re	Fr	*l/L*
1	Áramlás csőben	x	x		x
2	Ülepedés		x	x	
3	Centrifugálás		x	x	
4	Áramlás töltött csőben	x	x		x
5	Fluidizáció		x	x	
6	Szűrés	x	x		x
7	Keverés	x	x	(x)	x

A fejezet hátralévő részében a hidrodinamikai hasonlóság néhány, a műveletanban előforduló gyakorlati alkalmazásával foglalkozunk. Amint ez a későbbiekben látható lesz, az itt levezetett összefüggések a hidrodinamikai műveletek alapegyenleteit képezik.

3.5. Áramlási ellenállás kör keresztmetszetű egyenes csőben

Vegyipari készülékeknél gyakran használt szerkezeti elem a kör keresztmetszetű egyenes cső. Az áramlás irányában tapasztalt nyomáscsökkenés a (2.28) *Navier–Stokes-differenciálegyenletek* megoldásával számítható. Lamináris áramlásnál az egyszerűsített megoldást a (2.50) *Hagen–Poiseuille-egyenlet* szolgáltatja; általánosan pedig a csősúrlódási tényező definiáló egyenlete az ún. *Fanning-egyenlet* használható.

Az f csősúrlódási tényező definiáló egyenlete a súrlódás leküzdésére szolgáló erő kifejezéséből adódik. E szerint a súrlódás leküzdésére szolgáló erő arányos a súrlódó felülettel (a cső belső felületével) és a térfogategységre vonatkoztatott kinetikai energiával (dinamikai nyomással). Az arányossági tényező az f az ún. csősúrlódási tényező egynegyede.

$$F_{\parallel} = \frac{f}{4} (\mathrm{d}\, \pi l) \left(\frac{1}{2} \rho \ v^2 \right) . \tag{3.32}$$

Ugyanezt az erőt az áramlás irányába eső nyomáskülönbség és a cső keresztmetszetének szorzatával mérhetjük:

$$F_{\parallel} = F_{\perp} = \Delta p \frac{\mathrm{d}^2 \pi}{4} . \tag{3.33}$$

A két egyenlet jobb oldalának egyenlőségéből következik a *Fanning-egyenlet*

$$\Delta p = f \frac{\rho v^2}{2} \frac{l}{d} . \tag{3.34}$$

Tudjuk azt is, hogy a csősurlódási tényező a Reynolds-számnak és a relatív érdességnek a függvénye. Lamináris tartományban f értékét analitikusan is ki lehet fejezni. A (3.34) Fanning-egyenletet és a (2.50) Hagen–Poiseuille-egyenletet egymással egyenlővé téve:

$$f\frac{\rho v^2}{2}\frac{l}{d}=\frac{32\,lv\eta}{d^2},$$
$$f=64\frac{\eta}{dv\rho}=\frac{64}{\mathbf{Re}}\quad. \tag{3.35}$$

Turbulens tartományban (**Re** > 4000) az *f* érték már a relatív érdesség függvénye is, **Re** kitevője pedig nem -1. Sima csövekre pl. jó közelítést szolgáltat BLASIUS képlete:

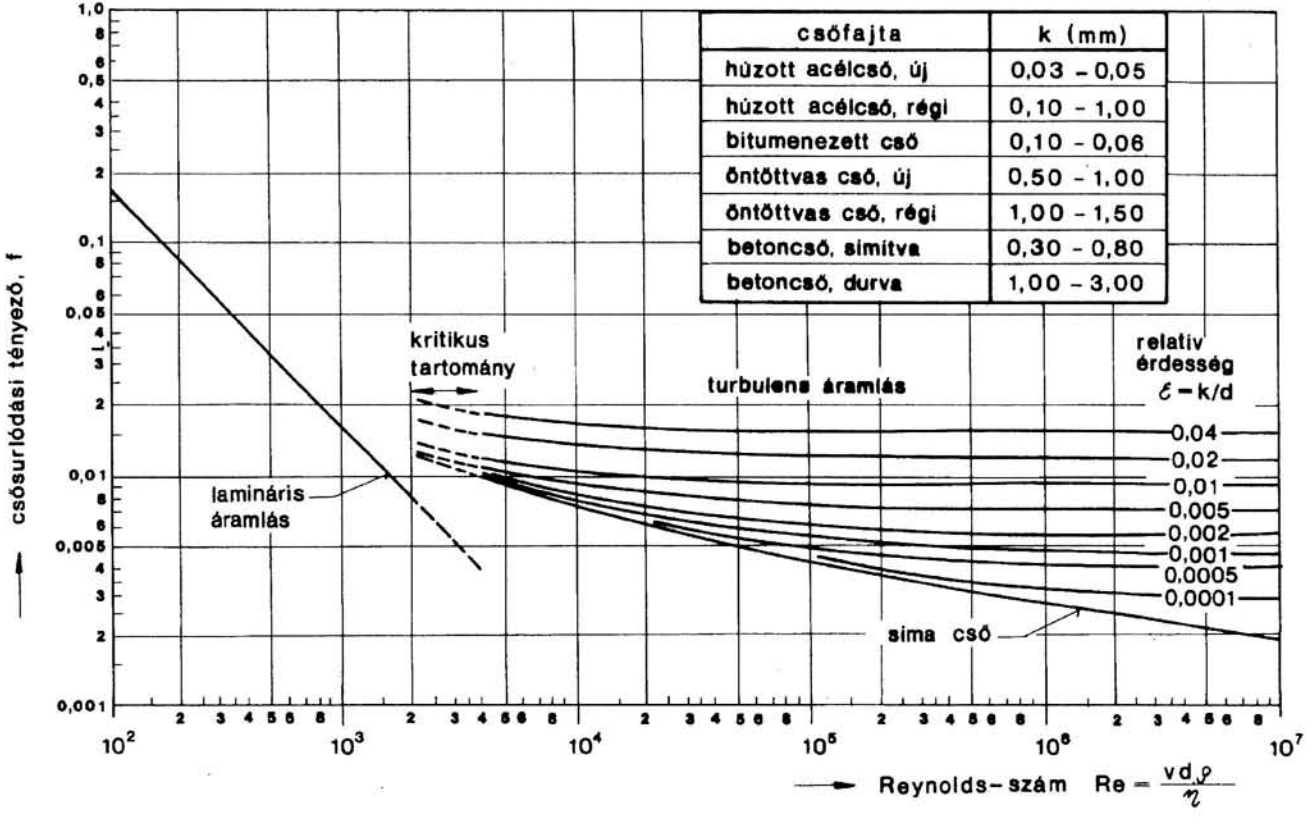
$$f=\frac{0{,}3164}{\mathbf{Re}^{0{,}25}}. \tag{3.36}$$

A csősurlódási tényező ún. Moody-féle diagramja a *3.1. ábrán* tanulmányozható. Nagy **Re**-számoknál az ún. érdességi zónán belül (a szaggatott vonal fölött) a csősurlódási tényező már csak a relatív érdesség függvénye.

Fentiek alapján belátható, hogy a (3.34) egyenlet bal oldalán képezve az Euler-számot ($\Delta p/\rho v^2$), az egyenlet jobb oldalán maradó tényezők: egy állandó (1/2), a geometriai szám (*l/d*) az első hatványon és az áramlás jellegétől függő f függvény, amely a **Re**-szám és a relatív érdesség (*k/d*) függvénye.

$$\mathbf{Eu}=\frac{\Delta p}{\rho v^2}=\frac{1}{2}\cdot\left(\frac{l}{d}\right)\cdot \mathrm{f}\left(\mathbf{Re},\frac{k}{d}\right). \tag{3.37}$$

Mindezek természetesen összhangban vannak a hidrodinamikai hasonlóság (3.31) alapegyenletével, azzal a kiegészítéssel, hogy itt a csőben történő áramlás fizikai képének megfelelő plusz járulékos dimenzió nélküli kifejezés, az $\varepsilon=\frac{k}{d}$ relatív érdesség is megjelenik a kritériális egyenletben. Ugyanakkor, mivel a nehézségi erő szerepe a csőben történő áramlásnál elhanyagolhatóan kicsi, a Froude-szám nem szerepel a függvénykapcsolatban.



3.1. ábra. Csősurlódási tényező a **Re**-szám függvényében (Moody szerint)

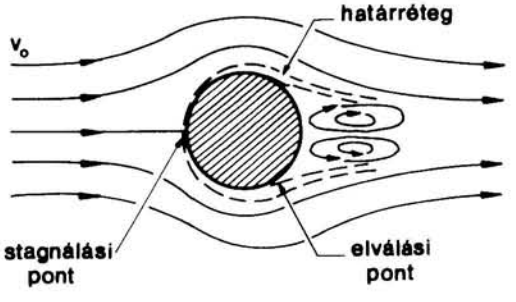
3.6. Körüláramlott testek áramlási ellenállása

Közegellenállási tényező

Számos művelet végrehajtása szilárd testek fluidumban való mozgásával kapcsolatos. Ilyen művelet pl. a szilárd részecskék ülepedése szuszpenziókból, porok ülepedése a nehézségi erő, ill. centrifugális erő hatására vagy a szilárd részecskék szuszpenziókban történő mechanikus keverése. A fluidum a benne mozgó testtel szemben F_e ellenállási erőt fejt ki, melyet az ún. közegellenállási törvény egyenletével fejezhetünk ki. E szerint az ellenállási erő arányos a merőleges (normál) felülettel és a térfogategységre vonatkoztatott kinetikai energiával:

$$F_e = C_D A \left(\frac{1}{2} \rho v^2 \right), \tag{3.38}$$

ahol C_D a közegellenállási tényező (drag coefficient), A a körüláramlott testnek a mozgás irányára vett merőleges (normál) felülete, m^2. A (3.38) egyenlet egyben a közegellenállási tényező definiáló egyenlete. Bár ez az egyenlet formailag megfelel az f csősúrlódási tényező (3.32) definíciójának, a fizikai kép mégis más, ui. C_D nemcsak a súrlódási ellenállás hatását tükrözi, hanem a helyi ellenállásokat is, így elsősorban az elülső torlónyomást és a helyi örvények okozta ellenállásokat *(3.2. ábra)*. Turbulens tartományban azonban egyre nagyobb jelentőségűek lesznek a tehetetlenségi erők. Ezek hatására a lamináris határréteg leválik a test felületéről, és ez helyi örvények kialakulásához vezet. Bizonyos **Re**-számoktól kezdve az elülső torlóellenállás szerepe válik döntővé, amelyhez képest a súrlódási ellenállások elhanyagolhatók.



3.2. ábra. Körüláramlott gömb körüli áramvonalak

Az F_e/A arány tulajdonképpen a mozgó test által legyőzendő Δp [N/m^2] nyomásesést jelenti és így C_D az így értelmezett **Eu**-számtól csak az 1/2 állandóval tér el.

$$\frac{F_e / A}{\rho v^2} = \frac{\Delta p}{\rho v^2} = \mathbf{Eu} = \frac{1}{2} C_D . \tag{3.39}$$

A *3.3. ábrán* C_D közegellenállási tényező **Re**-számtól való függését ábrázoltuk gömb alakú részecskére. A kísérleti adatokból nyert függvénynél három különböző áramlási tartományt kell megkülönböztetnünk. Ha **Re** < 1, lamináris, ún. Stokes-tartományról beszélünk és

$$C_D = \frac{24}{\mathbf{Re}} . \tag{3.40}$$

Ha **Re** > 800 turbulens, ún. Newton-tartományról beszélünk és

$$C_D = 0{,}44 . \tag{3.41}$$

Az átmeneti tartományra (1 < **Re** < 800) több közelítő összefüggés is ismert, pl. ALLEN szerint:

$$C_D = \frac{18{,}5}{\mathbf{Re}^{0{,}6}} \tag{3.42}$$

vagy BOHNET szerint

$$C_D = \frac{12}{\mathbf{Re}^{0{,}5}} . \tag{3.42.a}$$

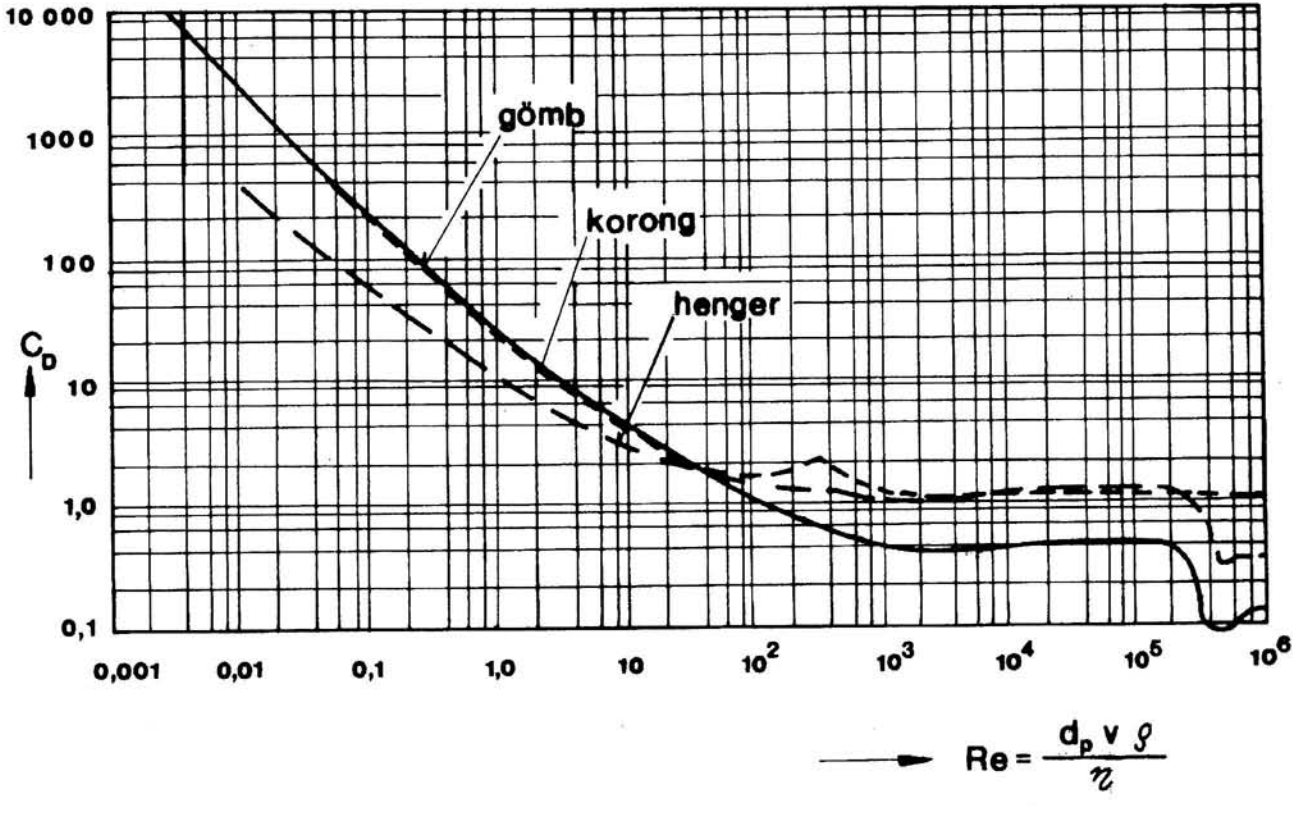
A C_D-görbe **Re** = $4 \cdot 10^5$ kritikus értéknél hirtelen lecsökken ($C_D \cong 0{,}075$), ez az ún. „Rittinger-árok". A hirtelen ellenálláscsökkenést az okozza, hogy a gömb homlokfelületén az eddigi lamináris határréteg turbulensbe vált át.

Gömbtől eltérő alakú testek ellenállási tényezője nagyobb és nemcsak a **Re**-szám, hanem a $\varnothing$ alaktényező (formafaktor) értékétől is függ, azaz:

$$C_D = C_D(\mathbf{Re}, \varnothing) . \tag{3.43}$$

Itt

$$\varnothing = \frac{A_{\text{gömb}}}{A} , \tag{3.44}$$



3.3. ábra. C_D közegellenállási tényező a **Re**-szám függvényében

ahol $A_{\text{gömb}}$ annak a gömbnek a felülete, melynek térfogata azonos a szóban forgó A felületű test térfogatával. A $\varnothing$ alakténye ző értékét kisérletileg lehet meghatározni.
Megjegyezzük, hogy a (3.39) és (3.43) egyenletek összevetésével kapott

$$\mathbf{Eu} = \frac{1}{2} C_D(\mathbf{Re}, \varnothing) \tag{3.45}$$

kritériális összefüggés ebben az esetben is összhangban van a hidrodinamikai hasonlóság (3.31) egyenletével, azzal a kiegészítéssel, hogy itt az alakténye ző mint plusz járulékos dimenzió nélküli szimplex jelenik meg a kifejezésben, és a geometriai szám nem játszik szerepet.

Ülepedési határsebesség

Vizsgáljuk meg egy ülepedő, gömb alakú szilárd részecske fluidumban való mozgását álló közegben, nehézségi erő hatására. A d átmérőjű gömb részecskére ható mozgatóerőt az ún. tömegerőt (F_m) a súlyerő és a felhajtóerő (Archimedes-felhajtás) különbsége jelenti:

$$F_m = \frac{d^3\pi}{6} g\ (\rho_p - \rho_f). \tag{3.46}$$

Ha a részecske süllyedni kezd, mozgási sebessége kezdetben az idővel nő. Ez ellen hat a (3.38) egyenlettel definiált közegellenállási erő:

$$F_e = C_D A\left(\frac{\rho v^2}{2}\right) = C_D \frac{d^2\pi}{4}\left(\frac{\rho v^2}{2}\right). \tag{3.47}$$

A kettő különbsége a $\frac{\mathrm{d}(mv)}{\mathrm{d}t}$ lokális impulzusváltozás (egy irányra):

$$\frac{\mathrm{d}(mv)}{\mathrm{d}t} = -\ C_D \frac{d^2\pi}{4}\left(\frac{\rho v^2}{2}\right) + \frac{d^3\pi}{6} g\,(\rho_p - \rho_f). \tag{3.48}$$

Egy kis idő után ($0{,}1\text{s} < t < 1\text{s}$) a tömegerő egyenlővé válik a közegellenállási erővel, $\frac{\mathrm{d}(mv)}{\mathrm{d}t} = 0$ stacionárius állapot áll elő és a részecskék elérik az ülepedési határsebességüket (v_0).

a) Lamináris tartományban, amikor $C_D = 24/\mathbf{Re}$, a közegellenállási erő:

$$F_e = 24 \frac{\eta}{vd\rho} \frac{\rho v^2}{2} \frac{d^2}{4} \pi = 3\eta v d\pi \tag{3.49}$$

az ún. *Stokes-törvénynek* felel meg és ez egyenlővé válik a tömegerővel (v_0 ülepedési határsebesség beírásával):

$$3\eta v_0 d\pi = \frac{d^3\pi}{6} g(\rho_p - \rho_f), \tag{3.50}$$

ebből az ülepedési határsebesség (v_0):

$$v_0 = \frac{d^2 g(\rho_p - \rho_f)}{18\eta}. \tag{3.51}$$

A (3.51) egyenletet a szakirodalom *Stokes-féle ülepedési törvénynek* nevezi.

b) Általánosan (nem korlátozva az egyenletet lamináris tartományra) a (3.48) összefüggésből a stacionárius (gyorsulásmentes) esés sebességképlete:

$$v_0 = \sqrt{\frac{4}{3} \frac{1}{C_D} \left(\frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_f} \right) d\, g}. \tag{3.52}$$

Az ülepedés további műveleti kérdéseivel a 4. fejezetben foglalkozunk.

3.7. Szemcsehalmazon (töltött ágyon) áthaladó fluidumok áramlási ellenállása

Az iparban gyakran alkalmazunk olyan készülékeket, amelyeknek belsejét golyókkal, tölteléktestekkel, különleges alakú vagy szabálytalan részecskékkel, ill. nagy felületű testekkel töltjük ki. A töltött csövek, oszlopok vagy ágyak feladata általában az, hogy növelje a fázisok érintkezési felületét, de a szemcsehalmaz lehet a szűrés közben kialakuló iszaplepény is. A leggyakoribb ilyen készülékek a töltetes oszlopokkal és ágyakkal üzemelő adszorpciós, desztillációs, abszorpciós, extrakciós berendezések és a heterogén katalítikus

reaktorok. A szemcsék vagy tölteléktestek között hézagok, üregek, kis csatornák, kapillárisok vannak. Ezekben áramlik a fluidum. A szemcsék általában nem mozognak, ill. ha az áramló közeg megmozdítja a halmazt, az már bolygatott, azaz lazított ágy, majd fluidizált ágy és végül pneumatikusan szállított halmaz lesz.

A töltetes készülékek hidraulikai ellenállása természetesen nagyobb az üres készülékek ellenállásánál. Az itt következő meggondolások feltételezik, hogy a töltethalmaz mindenütt uniform és így nem áll elő a csatornaképződés (channelling). Ugyancsak feltételezzük, hogy falhatás sincs, és ennek elkerülésére a kolonnaátmérő a tölteléktest átmérőjének legalább 8-10-szerese. Mindenekelőtt a töltött ágyakra néhány új fogalom bevezetése szükséges:

1. ε relatív hézagtérfogat (hézagosság, porozitás):

$$\varepsilon = \frac{V - V_t}{V} = \frac{\textit{hézagtérfogat}}{\textit{teljes ágytérfogat (hézag + szilárd térfogat)}}, \tag{3.53}$$

ahol V_t töltetléktestek (részecskék, szemcsék) összes nettó térfogata;

2. ω fajlagos töltetfelület (szokás a-val is jelölni):

$$\omega = \frac{A_t}{V} = \frac{\textit{tölteléktestek összes felülete}}{\textit{teljes ágytérfogat}}, \tag{3.54}$$

3. ω_p tölteléktestek (részecskék, szemcsék) fajlagos töltetfelülete:

$$\omega_p = \frac{A_t}{V_t} = \frac{\textit{tölteléktestek összes felülete}}{\textit{tölteléktestek összes térfogata}}. \tag{3.55}$$

Ezek alapján levezethetjük az $\omega \sim \omega_p$ összefüggést. A (3.53-3.54) és (3.55) alapján ugyanis:

$$\frac{\omega}{\omega_p} = \frac{V_t}{V} \quad \text{és} \quad \varepsilon = 1 - \frac{V_t}{V} = 1 - \frac{\omega}{\omega_p}, \quad \text{ill.}$$
$$\omega = \omega_p (1 - \varepsilon). \tag{3.56}$$

Gömb alakú részecskére ugyancsak felírhatjuk, hogy a tölteléktestek fajlagos töltetfelülete:

$$\omega_p = \frac{nd_p^2\pi}{nd_p^3\pi/6} = \frac{6}{d_p}, \tag{3.57}$$

ahol d_p a tölteléktest (részecske, szemcse) átmérője, n a tölteléktestek száma.

Nyomásesés lamináris áramlásnál

A sima csőre levezetett (2.50) Hagen–Poiseuille-egyenlet formailag töltött oszlopra is értelmezhető:

$$\bar{v}` = \frac{D_e^2 \Delta p}{32\eta\, l}, \tag{3.58}$$

de itt a $\bar{v}`$ pórusokban kialakuló sebességet át kell írni $\bar{v}$ átlagsebességre. Ez DUPUIT szerint:

$$\bar{v}` = \frac{\bar{v}}{\varepsilon}, \tag{3.59}$$

a fluidum ugyanis csak pórusokban áramolhat, azaz csak a relatív hézagtérfogaton keresztül, és ez $1/\varepsilon$ -nal növeli a sebességet. Figyelembevéve, hogy a Kozeny-féle *egyenértékű átmérő a hidraulikus sugár négyszerese,* továbbá behelyettesítve a (3.56) egyenletet:

$$\begin{aligned} D_e = 4r_H = 4\,\frac{\textit{áramlási keresztmetszet}}{\textit{nedvesített kerület}} = 4\,\frac{\textit{hézagtérfogat}}{\textit{nedvesített felület}} = \\ = 4\frac{\varepsilon}{\omega} = 4\frac{\varepsilon}{\omega_p(1-\varepsilon)}. \end{aligned} \tag{3.60}$$

Ha a (3.58) egyenletből Δp nyomásesést kifejezzük és behelyettesítjük a (3.57, 3.59 és 3.60) összefüggéseket, a *Blake–Kozeny-egyenletet* kapjuk:

$$\Delta p = K\,\frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3}\bar{v}\eta\,\frac{l}{d_p^2}. \tag{3.61}$$

Kísérleti adatok alapján K állandó értéke: 150. Az egyenlet érvényességi tartománya: $\varepsilon < 0{,}5$ és $\mathbf{Re}_p < 10$.

Nyomásesés turbulens áramlásnál

Ebben az esetben a (3.34) Fanning-egyenletből indulunk ki és ha ugyanígy elvégezzük az előző pontban bemutatott eljárást, a *Burke–Plummer-egyenletet* kapjuk:

$$\Delta p = 1{,}75 \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \bar{v}^2 \rho \frac{l}{d_p}. \tag{3.62}$$

Érvényessége: $\mathbf{Re}_p > 1000$.

A **Re**-szám értelmezése töltött csőre:

$$\mathbf{Re}`_p = \frac{(4r_H)\bar{v}'\rho}{\eta} = \frac{4\varepsilon d_p}{6(1-\varepsilon)} \frac{\bar{v}}{\varepsilon} \frac{\rho}{\eta} = \frac{4}{6(1-\varepsilon)} \frac{d_p \bar{v} \rho}{\eta}.$$

ERGUN a $\mathbf{Re}_p$-számot a 4/6 állandó nélkül definiálta töltött csőre. Könyvünkben azonban a $\mathbf{Re}_p$-számot a 4/6 állandó és az $(1-\varepsilon)$ tényező nélkül használjuk:

$$\mathbf{Re}_p = \frac{d_p \bar{v} \rho}{\eta}. \tag{3.63}$$

Ergun-képlet

A lamináris és turbulens tartományra levezetett (3.61) és (3.62) nyomásesés-összefüggéseket átírhatjuk egyetlen kifejezéssé, ez az általános *Carman–Kozeny-egyenlet* ún. *Ergun-képlete:*

$$\Delta p = \bar{v}^2 \rho \left(\frac{l}{d_p}\right) \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \left[1{,}75 + \frac{150(1-\varepsilon)}{\mathbf{Re}_p}\right]. \tag{3.64}$$

További átrendezéssel a bal oldalon is dimenziómentes számot képezhetünk:

$$\mathbf{Eu} = \frac{\Delta p}{\rho \bar{v}^2} = \left(\frac{l}{d_p}\right)\left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3}\right)\left[1{,}75 + \frac{150(1-\varepsilon)}{\mathbf{Re}_p}\right], \tag{3.65}$$

így a töltött oszlopokra is a hidrodinamikai hasonlóságnak megfelelő:

$$\mathbf{Eu} = f\left[(\mathbf{Re})^n, \left(\frac{l}{L}\right)^k\right]$$

kifejezéshez jutottunk. Ebben az esetben a járulékos dimenziómentes szám az ε relatív hézagtérfogattal kapcsolatos. Az ε^3 a kölcsönhatásra utal (a részecskék érintkeznek), $(1-\varepsilon)$ pedig a részecskék fajlagos felületét korrigálja a tényleges fajlagos felületre.

3.1. példa: Nyomásesés töltött ágyon

311 K hőmérsékletű levegő áramlik át gömb alakú részecskékkel töltött ágyon. A részecskék átmérője 12,7 mm, a relatív hézagtérfogat 0,38, az ágy átmérője 0,61 m, magassága 2,44 m. A levegő 1,1 atm = $1{,}115 \cdot 10^5$ Pa nyomáson lép be, 0,358 kg/s tömegárammal. Számítsuk ki a töltött ágy nyomásesését, ha a levegő átlagos molekulatömege 28,97, dinamikus viszkozitása 311 K hőmérsékleten: $\eta = 1{,}9 \cdot 10^{-5}$ Pa · s.

Megoldás

Az ágy keresztmetszete $A = D^2\,\pi/4 = (0{,}61)^2\,\pi/4 = 0{,}2922$ m^2. Ebből a tömegáramsűrűség: $\rho\,\overline{v} = 0{,}358 / 0{,}2922 = 1{,}225$ kg / m^{2}s. Adott $d_p = 0{,}0127$ m, $l = 2{,}44$ m és a belépő nyomás: $p_1 = 1{,}115 \cdot 10^5$ Pa.
A (3.63) egyenlet alapján:

$$\mathbf{Re}_p = \frac{d_p \rho \overline{v}}{\eta} = \frac{0{,}0127\,(1{,}225)}{(1{,}9 \cdot 10^{-5})} = 819.$$

A (3.64) egyenletben a sűrűséget a be- és kilépő nyomások átlagos értékén kell figyelembe venni. Mivel a kilépő nyomás még nem ismert, ennek kiszámítása iterációt igényel. Feltételezve $\Delta p = 0{,}05 \cdot 10^5$ Pa, a kilépő nyomás $p_2 = 1{,}065 \cdot 10^5$ Pa átlagnyomás $p_m = 1{,}090 \cdot 10^5$ Pa. Az átlagos sűrűség:

$$\rho_m = \frac{M}{RT} p_m = \frac{28{,}97(1{,}090 \cdot 10^5)}{8314{,}34(311)} = 1{,}221 \quad \text{kg / m}^3.$$

Az átlagsebesség: $\bar{v} = \frac{\rho\bar{v}}{\rho} = \frac{1{,}225}{1{,}221} = 1{,}003 \text{ m/s}$.

A (3.64) Ergun-képletet használjuk a nyomásesés számítására:

$$\Delta p = (1{,}221)\,(1{,}003)^2 \frac{2{,}44}{0{,}0127}\left[\frac{1-0{,}38}{(0{,}38)^3}\right]\left[1{,}75+\frac{150(1-0{,}38)}{819}\right]$$

$$\Delta p = 0{,}0497\cdot 10^5 \text{ Pa} .$$

Mivel a számított nyomásesés a felvett értékkel jól egyezik, második próbálkozás nem szükséges.

Alaktényező

Sok tölteléktest (részecske, szemcse) speciális vagy szabálytalan alakú. Ezeknek az egyenértékű átmérőjét a részecskével azonos térfogatú gömb átmérőjével helyettesítjük. A (3.44) egyenlettel definiált alaktényező tehát:

$$\varnothing = \frac{d_p^2\pi}{A}, \tag{3.66}$$

ahol A a részecske felülete, d_p pedig a vele azonos térfogatú gömb átmérője. A tölteléktestek fajlagos felülete a (3.55) egyenlet figyelembevételével:

$$\omega_p = \frac{A}{d_p^3\pi/6} = \frac{d_p^2\pi/\varnothing}{d_p^3\pi/6} = \frac{6}{d_p\varnothing}, \tag{3.67}$$

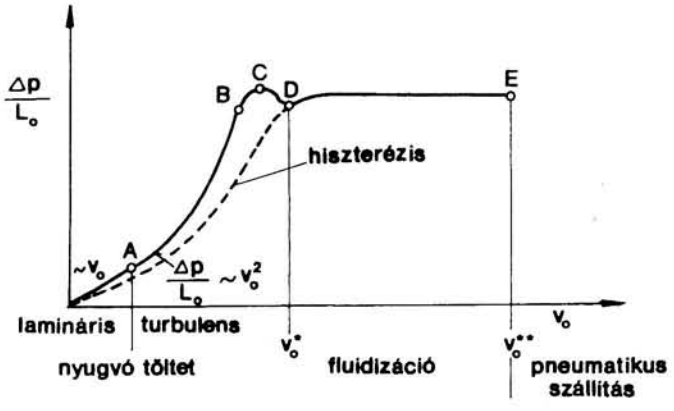
és innen a (3.56) egyenlet alapján az ω fajlagos töltetfelület:

$$\omega = \frac{6}{d_p\varnothing}(1-\varepsilon). \tag{3.68}$$

A $\varnothing$ alaktényező (v. szfericitás) értéke sok aprított anyagra 0,6...0,7 közötti. Néhány nevezetes $\varnothing$ érték: gömb: 1, kocka: 0,81, henger ($d_p = h$): 0,87, Berl-nyereg és Raschig-gyűrű: 0,3, szénpor, homok: 0,73...0,75, aprított üveg: 0,65. Kevert részecskehalmaznál a térfogatarány szerinti átlagolással számíthatjuk ki az aktuális szfericitást.

3.8. Fluidizáció

Ha egy töltött csőben áramló fluidum üres oszlopra vonatkoztatott áramlási sebességét (v_0) növeljük és közben mérjük a töltet nyomásesését, akkor a *3.4. ábrán* látható görbét kapjuk. Az ordinátán a $\Delta p/L_0$ -t ábrázoltuk, ahol L_0 a tömörített magasság, azaz a hézagmentes töltetmagasság.



3.4. ábra. Töltött csövek nyomásesése és a fluidizáció

A töltött csöveken át áramló fluidum nyomásesése a töltött csövekre alkalmazott (3.64) Ergun-képlet értelmében először a sebességgel arányosan, majd nagyobb **Re**-számnál (nagyobb sebességnél) a sebesség négyzetével nő (A pont). Ez az összefüggés felfelé irányuló fluidumáramban azonban csak addig érvényes, míg az így számított súrlódási nyomásesés el nem éri a töltetnek az $1 m^2$ rácsfelületre eső archimedesi súlyát (B pont). E pillanatban a részecskék megmozdulnak és kezdenek elrendeződni a legkisebb ellenállás irányában: fellazulnak. A sebesség növelésével az ellenállás tovább is nő, de kisebb mértékben, sőt egy maximum (C pont) után kissé csökken is, mivel az elrendeződés, fellazulás jobban csökkenti az ellenállást, mint ahogy a sebesség növeli azt.

Így egy D pont után már a sebesség növelésével a részecskék elválnak egymástól és a fluidumban egyenként lebegnek. Ez a szabálytalan részeknél az ellenállás újabb kisebb emelkedésével jár, ui. a szabadon lebegő részek igyekeznek a legnagyobb ellenállást nyújtani az „ülepedési" irányra. Ez a pont a fluidáció kezdő pontja.

További sebességnövelésre sem kezdődik még el a pneumatikus szállítás, mivel ez a sebesség nem éri el a részecskék ülepedési sebességét, hanem csak

lokálisan, ún. dugóhatás folytán kialakuló mozgás van. Ebben a sebességtartományban az egyes részecskék állandó mozgásban vannak: vertikálisan felfelé mozognak, majd visszaesnek: a töltet forrásban van.

Fluidizált állapotban tehát a nyomásesés a relatív hézagtérfogat (ε) folyamatos növekedése miatt állandó mindaddig, míg a fellazulás el nem éri azt a mértéket, melynél már az egyes részecskék oly távol vannak egymástól, hogy nem befolyásolják egymást és rájuk nézve már érvényes az egyedi test ülepedési végsebessége. E pillanatban (E pont) megkezdődik a töltet pneumatikus kiszállítása („kihordás"). A fluidizációs tartományban a nyomásesés állandóságából következik (3.61 összefüggés), hogy a hézagtérfogat-növekedés és az üres oszlopra vonatkoztatott sebesség között $v_0 \approx \varepsilon^{3/2}$ összefüggés áll fenn.

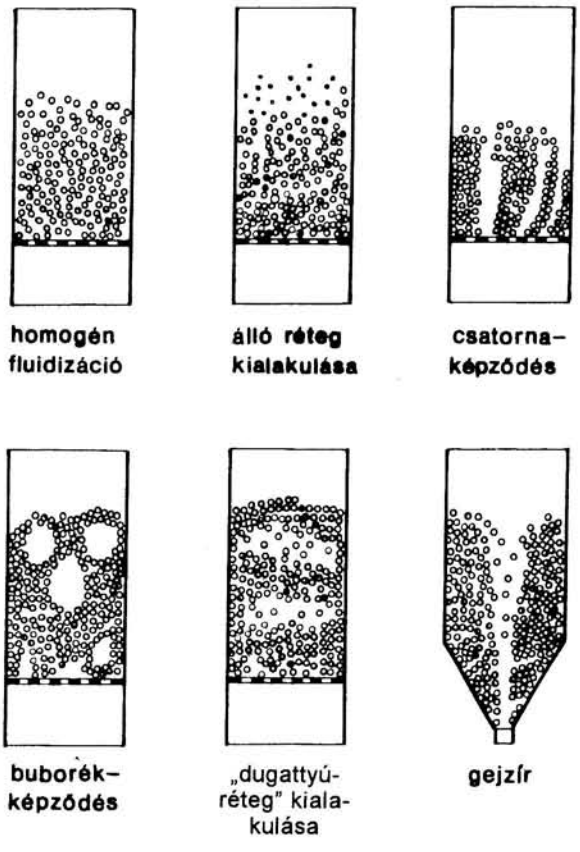
Folyadékkal történő fluidizálás esetén a sebesség növekedésével együtt jár a fellazulás és a részecskék turbulens mozgása. A folyadék és a részecskék együttes mozgása mintegy homogén fázist képez, ezért ezt *homogén fluidizálásnak* nevezzük. Ez az állapot sokban hasonlít a klasszikus gázállapothoz: a részecskék olyan szabadon mozognak a homogén közegben, mint a gázmolekulák a gázfázisban.

Homogén fluidizációt gázoknál azonban ritkán lehet megvalósítani. Ilyenkor többnyire inhomogén fluidizációs réteg keletkezik. A homogén és inhomogén fluidizációs működési tartományokat a *3.5. ábra* szemlélteti.

Az *inhomogén fluidizáció* jellemző működési tartományai a csatornaképződés, a buborékos fluidizáció és a dugattyúréteg kialakulása.

I.) Ha összetapadásra hajlamos szemcséken (pl. nedves az anyag vagy helyenként megolvad) keresztül gázt áramoltatunk, a rétegben *csatornák képződnek* és a gáz csak ezeken keresztül áramlik. Fokozva a gázsebességet, a fluidizációs ponton sem indul meg a szemcsék mozgása. Ha a rétegmagasság alacsony, a csatornák kialakulását megakadályozhatjuk, ha a rétegmagasságot növeljük. Nedves anyagoknál, ha a kezdeti nedvességtartalom olyan nagy, hogy a réteg összetapad, nem fluidizál, akkor a nedves anyaghoz egy bizonyos mennyiségű száraz anyagot keverünk, vagy a tartózkodási időt olyannak választjuk, hogy a rétegben lévő szemcsék nedvességtartalma megfelelő legyen. Kis szemcséknél (általában 60 μm alatt) a csatornaképződés jelensége mindig fellép.

II.) Gázzal történő fluidizáció esetén a leggyakoribb eset, hogy a gáz kisebb-nagyobb *buborékok* formájában halad át a rétegen. A buborékok, amikor a rétegen áthaladtak és annak a tetejére érnek, szétpattannak és a magukkal vitt szilárd anyagot szétszórják a réteg felett. A felszín hasonlóan mozog, mint a folyadékok forráskor. Különösen nagy gázsebességek és nagy szemcseméret esetén találkozunk ezzel a jelenséggel. A rendellenességek igen erősek, ha a rétegmagasság jóval nagyobb, mint a réteg átmérője. A buborékok kialakulása



3.5. ábra. Fluidizáció (homogén, inhomogén)

reaktoroknál igen káros, mivel a buborékokban levő gáz és a szemcsék nem érintkeznek intenzíven. A homogenitást ebben az esetben a gázsebesség csökkentésével, szabályos gázelosztással lehet javítani. Ezenkívül, ha a nagy szemcsékhez kisebb átmérőjű szemcséket adagolunk, az így keletkező keverék fluidizációja egyenletesebb lesz.

III.) Ha a réteg túl magas, akkor a buborékok annyira megnőnek, hogy az egész keresztmetszetet kitöltik. A gáz a szemcsés réteget, mintegy „dugattyút" maga előtt tolja. Ez a *„dugattyúréteg"* a szemcsék és a fal közötti surlódás hatására lassan szétesik. Ilyen lökésszerű pulzálás keskeny csövekben (D < 80-100 mm) tapasztalható, tehát nagyobb készülékátmérő alkalmazásával el lehet kerülni.

IV.) Gázzal fluidizált réteg mindig két részre különül, a készülék alján elhelyezkedő sűrű és a felette lévő híg rétegre. A híg fázis lehet egyenletes, ekkor a keresztmetszet mentén jó közelítéssel arányosan oszlik el a szilárd anyag. Ha a gáz áramlási sebessége a keresztmetszet mentén nem egyenletes, a híg réteg magassága is változik. Ezt az esetet az irodalom *gejzírjelenségnek* nevezi.

Az inhomogén fluidizáció tartományait elsősorban a szemcseátmérő és a rétegmagasság befolyásolja:

a) szemcseátmérő hatása:

1. Finom porokat fluidizáltatva (pl. d = 10 μm) csatornák alakulnak ki. A gáz és a szilárd anyag nem keveredik.
2. Szemcseátmérő d = 0,1 ... 1 mm. A gáz buborékokban tör át a rétegen, a buborékok a rétegben növekednek.
3. Szemcseátmérő d = 1 ... 3 mm. Lökésszerű fluidizáció. (Oszlopátmérő: D = 10 cm).

b) rétegmagasság hatása:

1. Kis rétegmagasság (L_0 = 1,4 cm). Igen sok, finom csatorna, melyek vándorolnak. Az áramlási sebességet növelve a csatornák rögzítődnek.
2. Közepes rétegmagasság. Buborékok képződnek. A réteg tetején erupciók keletkeznek. A gázsebesség fokozásával ezek növekednek.
3. Ha a réteg magasabb 25 cm-nél, lökés jelensége lép fel. (Oszlopátmérő: D = 10 cm.)

A két fluidizációs típus közti határt a Froude-szám szabja meg:

$$\mathbf{Fr} = \frac{v_o^2}{g \cdot d}$$

Ha **Fr** < 1 homogén fluidizációról,

Fr > 1 heterogén fluidizációról beszélünk.

Folyadéknál rendszerint a pneumatikus szállításig sem éri el a **Fr**-szám az 1-es értéket, ezért a folyadékok fluidizációja mindig homogén marad.

A fluidizáció jelensége akkor kezdődik, amikor a töltet ellenállásából származó erő megegyezik a töltet archimedesi súlyával, azaz egységnyi felületre vonatkoztatva a töltet nyomásesése egyenlő a rácsnyomással. Ezt használjuk fel a fluidizációs sebesség számítására.

A rácsnyomás:

$$\Delta p = \frac{\textit{archimedesi súly}}{\textit{keresztmetszet}} = \frac{V(\rho_p - \rho_f)\,g}{A} = \frac{L(1-\varepsilon)\,A\,(\rho_p - \rho_f)\,g}{A} =$$

$$= L(1-\varepsilon)\,(\rho_p - \rho_f)\,g = L_o\,(\rho_p - \rho_f)\,g\ . \qquad (3.68a)$$

Az utóbbi évtizedekben mind szélesebb körben alkalmaznak a vegyiparban és rokon iparágakban olyan műveleteket, amelyek gázok (ritkábban folyadékok) és fluidizált kis méretű szilárd részecskék halmazával dolgoznak. A fluidizáció segítségével intenzív anyag- és hőátadási körülmények biztosíthatók, így a szóban forgó művelet termelékenysége növelhető. Fluidizációs készülékeket használnak pl. por alakú anyagok keverésére, fluidizáló pörkölésre, hőcsere, szárítás, adszorpció és katalitikus folyamatok végrehajtására. Általában mondható, hogy a fluidizált rétegek hidrodinamikai ellenállása kisebb, fajlagos felületük nagyobb, mint az álló rétegeké. A fluid ágyaknál a szilárd-gáz kölcsönhatásokat gátló diffúziós ellenállások az álló rétegekhez képest lényegesen csökkennek és így a hő- és anyagátadási folyamatok sebessége megnő.

A katalitikus kémiai folyamatok megvalósításával új irányt nyitott a fluidizációs krakkoló eljárás (Fluid Catalitic Cracking), mely hatalmas mértékben fellendítette a krakkoló ipart. Nagy előnye, hogy a kokszrárakódás miatt aktivitásukat vesztett katalizátorszemcsék folyamatosan cserélhetők és reaktiválhatók. A koksz leégetése a használt katalizátorról szintén fluidizált rétegben a fluidregenerálóban megy végbe.

3.9. Szűrési sebesség Darcy-féle egyenlete

Szűrésnél a szuszpenziót pórusos szemcsehalmazrétegen vezetjük keresztül, amely a lebegő szilárd részecskéket visszatartja, a folyadékot pedig átengedi. A szűrőréteg és az iszap pórusainak kis mérete, valamint e pórusokban kialakuló kis sebességek miatt az áramlás laminárisnak tekinthető.

DARCY már 1830-ban tanulmányozta a víz homokrétegen keresztül kialakuló szűrési sebességét és mérései azt igazolták, hogy a szűrési sebesség egyenesen arányos a nyomáskülönbséggel, de fordítva arányos a folyadékfázis viszkozitásával és az iszap, valamint a szűrőréteg vastagságával.

Ez összhangban van az előző alfejezetben ismertetett szemcsehalmazon keresztül történő lamináris áramlás elméletével, pontosabban a (3.61) *Blake–Kozeny-egyenlettel.* Kifejezve ui. abból az átlagos sebességet

$$\bar{v} = \frac{1}{A}\frac{\mathrm{d}V}{\mathrm{d}t} = \left[\frac{\varepsilon^3}{K(1-\varepsilon)^2\omega_p^2}\right]\frac{\Delta p}{\eta\, l} \tag{3.69}$$

adódik, amelyből a zárójeles kifejezés összevonásával kapjuk a *Darcy-féle egyenletet*:

$$\bar{v} = B\frac{\Delta p}{\eta\, l}, \tag{3.70}$$

ahol V a fluidum térfogata, A a teljes keresztmetszeti felület és B a szűrőréteg ún. permeabitási (áteresztési) együtthatója [m^2]. Szokás ennek reciprokát is használni, ez az r fajlagos ellenállás [m^{-2}].

A szűrés műveleti kérdéseit az 5. fejezetben tárgyaljuk. Itt csupán arra kívánunk rámutatni, hogy a (3.69) Darcy-egyenlet is könnyen átalakítható a hasonlósági kritériumnak megfelelő összefüggéssé. A (3.57) kifejezés, azaz $\omega_p = 6/d_p$ behelyettesítésével, valamint ρv^2- kifejezéssel osztva kapjuk:

$$\frac{\Delta p}{\rho v^2} = \text{konst}\left(\frac{\eta}{d_p \rho\, v}\right)\left(\frac{l}{d_p}\right). \tag{3.71}$$

3.10. Keverés hasonlósága

Az iparban leggyakrabban elterjedt mechanikus folyadékkeverés hasonlóságát a teljesítményszükséglet számítása kapcsán a 8. fejezetben két módon is bemutatjuk: egy hatlapos keverő példáján és általánosan a dimenzióanalízis segítségével.

Itt a hidrodinamikai hasonlóság általános tárgyalásánál azonban rámutatunk arra, hogy a keverésre a többi hidromechanikai műveletekhez képest módosítani kell a dimenziómentes számok kifejezéseit. Az általános lineáris folyadéksebesség helyett a keverő végén kialakuló kerületi sebességet vesszük figyelembe, azaz $v = d\pi n$, ahol d a keverő átmérője, n a keverő fordulatszáma. Így az összes dimenziómentes számban a mechanikus keverés műveletének jellemzője a d keverőátmérő lesz.

A keverésre módosított dimenziómentes számok:

$$\mathbf{Re}_k = \frac{nd d\rho}{\eta} = \frac{nd^2\rho}{\eta} \tag{3.72}$$

$$\mathbf{Fr}_k = \frac{n^2 d^2}{gd} = \frac{n^2 d}{g} \tag{3.73}$$

$$\mathbf{Eu}_k = \frac{\Delta p}{\rho\,(nd)^2}. \tag{3.74}$$

Az Euler-számban Δp a keverőelem elülső és hátsó síkja közti nyomáskülönbség. Ez kifejezhető a keverőelemre kifejtett F erővel, amely a folyadékba bevitt N hasznos teljesítménnyel határozható meg. Figyelembe véve, hogy

$$N = Fv = Fd\pi n \text{ és } \Delta p = \frac{F}{A},$$

ahol A az a felület, melyre Δp nyomáskülönbség hat, ez arányos d^2-tel $\left(\frac{d^2\pi}{4}\right)$.

A konstansokat elhagyva, a következő arányosságot kapjuk:

$$\Delta p = \frac{F}{A} \sim \frac{N/dn}{d^2} \sim \frac{N}{d^3 n}. \tag{3.75}$$

Ezt (3.74) egyenletbe beírva, kapjuk $\mathbf{Eu}_k$ használatos értékét:

$$\mathbf{Eu}_k = \frac{N}{\rho\, n^3 d^5}. \tag{3.76}$$

Az elhagyott konstansokat a kritériális egyenletek állandóiba vonjuk be. A keverés általános kriteriális egyenlete az így értelmezett módosított kritériumokkal:

$$\mathbf{Eu}_k = f\left[\left(\mathbf{Re}_k\right)^n, \left(\mathbf{Fr}_k\right)^m, \left(\frac{l}{d}\right)^k\right]. \tag{3.77}$$

Irodalom az I. részhez

1. BASS E.: Vegyipari Gépek I. Tankönyvkiadó, Budapest, 1961
2. BEJAN, A.: Convection Heat Transfer. Wiley, New York, 1995
3. BENEDEK P.–LÁSZLÓ A.: A vegyészmérnöki tudomány alapjai. Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1964
4. BENNETT, C. O–MYERS, J. E.: Momentum Heat and Mass Transfer. McGraw–Hill, New York, 1982 (3. kiadás)
5. BIRD, R. B.–STEWARD, W. E.–LIGHTFOOT, E. N.: Transport Phenomena. Wiley, New York, 1960
6. BLICKLE T.: A fluidizációs eljárás készülékei, alkalmazása és számítása. Akadémiai Kiadó, Budapest, 1963
7. COULSON, J. M.–RICHARDSON, J. F.: Chemical Engineering, 1. és 3. kötet, Wiley, New York, 1991
8. FONYÓ ZS.: Vegyipari rendszertechnika és matematikai modellezés I. Tankönyvkiadó, Budapest, 1982
9. FOUST, A. S.–WENZEL, L. A.–CLUMP, C. W.–MAUS, L.–ANDERSEN, L. B.: Principles of Unit Operations. Wiley, New York, 1980 (2. kiadás)
10. FÖLDES P.–FONYÓ ZS.: Rektifikálás. Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1978
11. GEANKOPLIS, C. J.: Transport Processes and Unit Operation. Prentice Hall, New Jersey, 1993
12. GRUBER J.–BLAHÓ M.: Folyadékok mechanikája. Tankönyvkiadó, Budapest, 1971
13. JAKUBITH, M.: Chemische Verfahrenstechnik. VCH-Verlag, Weinheim, 1991
14. KASZATKIN, A. G.: Alapműveletek, gépek és készülékek a vegyiparban. Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1976
15. LEVENSPIEL, O.: Engineering Flow and Heat Exchange. Plenum Press, New York, 1984
16. MANCZINGER J.–RADNAI GY.: Vegyipari műveletek I. Műegyetemi Kiadó, Budapest, 1995
17. MANCZINGER J–SAWINSKY J.: Vegyipari műveletek I, Ábrafüzet. Műegyetemi Kiadó, Budapest, 1995
18. MCCABE, W.–SMITH, J. C.–HARRIOTT, P.: Unit Operations of Chemical Engineering. McGraw Hill, New York, 1993
19. PALLAI I.–FONYÓ ZS. (szerk.): Studies in Computer-Aided Modelling, Design and Operation. Elsevier, Amsterdam, 1992

20. SATTLER, K.: Termikus elválasztási módszerek. Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1983
21. SZENTGYÖRGYI S.–MOLNÁR K.–PARTI M.: Transzportfolyamatok. Tankönyvkiadó, Budapest, 1986
22. SZOLCSÁNYI P.: Transzportfolyamatok. Tankönyvkiadó, Budapest,. 1972
23. VARGA K.–FEJES P.: A vegyipari műveletek alapjai. JATE Könyvkiadó, Szeged, 1987
24. ZLOKARNIK, M.: Dimensional Analysis and Scale-up in Chemical Engineering. Springer, Berlin, 1991

II. Rész

HIDRODINAMIKAI ÉS MECHANIKAI MŰVELETEK

4. Ülepítés

A földi nehézségi erő hatására szilárd szemcsék gázban vagy folyadékban lefelé esnek. Hasonlóképpen megfigyelhető egy folyadékcsepp mozgása gázban, illetve nem elegyedő folyadékban. (Gázbuborék vagy gőzbuborék viszont felfelé mozog folyadékban!)

Ha nem földi nehézségi erő, hanem röpítő erő (centrifugális erő) hat a részecskére, akkor azt kell figyelembe venni (lásd ciklonok, hidrociklonok, centrifugák). Ha a részecske (szemcse) mérete kicsi, akkor az esés kezdeti gyorsulási szakasza rövid, és pillanatokon belül beáll a gyorsulásmentes egyensúly. A szemcse állandó sebességgel, ülepedési sebességgel esik. Hat rá a súlyerő, a közegnek amelyben esik (gáz vagy folyadék) a felhajtó ereje és az áramlási közegellenállás.

Az ülepedési sebesség: v m/s

$$v = \sqrt{\frac{4}{3} \cdot \frac{d}{C_D} \cdot g \cdot \frac{\rho_r - \rho}{\rho}} \ ,$$

ahol d a gömb alakú (vagy annak gondolt) részecske átmérője m,
C_D a közegellenállási tényező,
ρ_r a részecske sűrűsége kg/m^3,
ρ a közeg (folyadék, gáz) sűrűsége kg/m^3,
g 9,81 m/s^2 földi gyorsulás.

A C_D közegellenállási tényező az eső szemcse Reynolds-számától függ. Az esési **Re**-szám a részecske átmérőjétől és a közeg kinematikai viszkozitásától függően:

$$\mathbf{Re} = \frac{v\, d\, \rho}{\eta} = \frac{v\, d}{\upsilon}$$

ahol η a közeg dinamikai viszkozitása Pa·s

υ a közeg kinematikai viszkozitása m^2/s

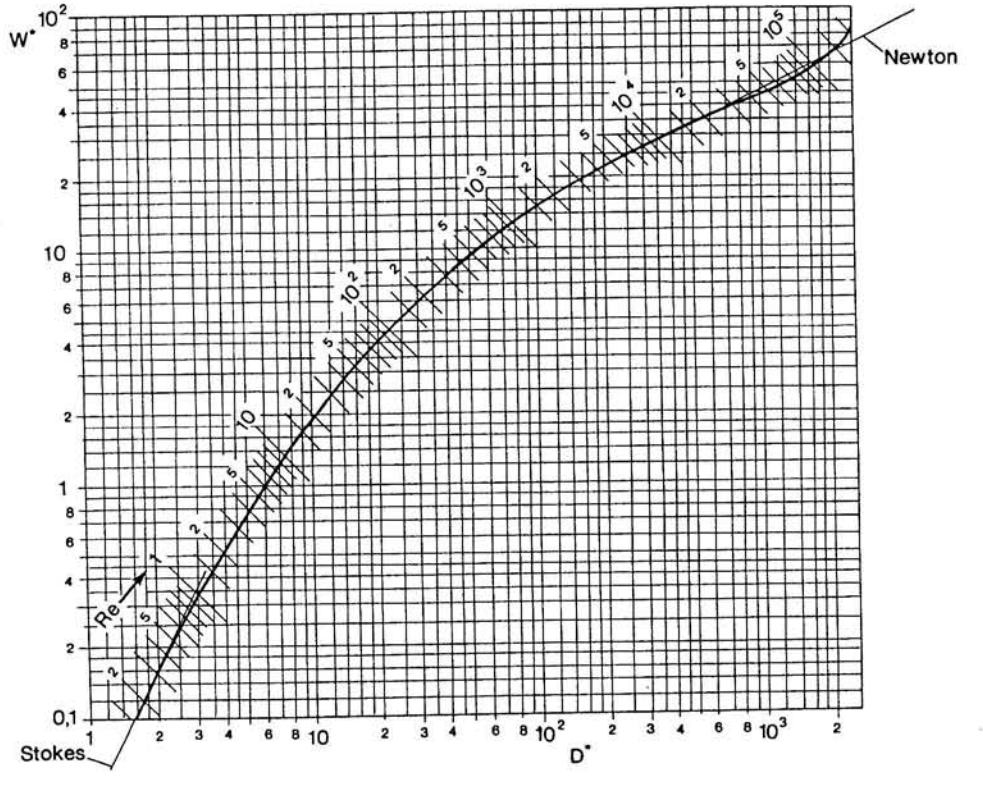
Az ülepítők számításánál bevezették az Archimedes-számot

$$\mathbf{Ar} = d^3 \cdot \frac{g}{\upsilon^2} \cdot \frac{\rho_r - \rho}{\rho}$$

és a Ljascsenko-számot

$$\mathbf{Lj} = \frac{v^3}{\upsilon\, g} \cdot \frac{\rho}{\rho_r - \rho}.$$

Egy példa keretében mutatjuk be az ülepedési sebesség számítását. Ehhez szükségünk van a $W^* \sim D^*$ diagramra is *(4.1. ábra)*.



4.1. ábra. Ülepítési diagram

Itt $D^* = d \cdot \sqrt[3]{\frac{g}{\upsilon^2} \cdot \frac{\rho_r - \rho}{\rho}}$ dimenzió nélküli részecskenagyság

$W^* = v \cdot \sqrt[3]{\frac{1}{\upsilon\, g} \cdot \frac{\rho}{\rho_r - \rho}}$ dimenzió nélküli esési sebesség

itt $D^* = \sqrt[3]{\mathbf{Ar}}$ és $W^* = \sqrt[3]{\mathbf{Lj}}$

A diagramba berajzolt görbe a **Re**-számot mutatja. A diagram vízszintes tengelye és függőleges tengelye egyaránt logaritmikus beosztású.

4.1. példa

Nyugalomban lévő vízben egy 1 mm átmérőjű acélgolyó esik. Mekkora a v ülepedési sebesség? Használjuk a $W^* \sim D^*$ diagramot!

Az acélgolyó sűrűsége $\rho_r = 7850$ kg/m^3
a víz sűrűsége $\rho = 1000$ kg/m^3
a víz viszkozitása $\upsilon = 10^{-6}$ m^2/s
(szobahőmérsékletű víz).

Megoldás

Számítsuk ki a D^* számot

$$\mathbf{Ar} = d^3 \cdot \frac{g}{\upsilon^2} \cdot \frac{\rho_r - \rho}{\rho} = 6{,}72 \cdot 10^4$$

$$D^* = \sqrt[3]{6{,}72 \cdot 10^4} = 40{,}7.$$

Olvassuk le a diagram vízszintes tengelyén fekvő $D^* = 40{,}7$ értékhez mekkora **Re**-szám tartozik a görbén: **Re** = 350. A W^* (a függőleges tengelyre vetítve) = 8,5.

Innen

$$v = W^* \cdot \left(\frac{1}{\upsilon g} \cdot \frac{\rho}{\rho_r - \rho}\right)^{-\frac{1}{3}} = \frac{W^*}{\sqrt[3]{\frac{1}{\upsilon\, g} \cdot \frac{\rho}{\rho_r - \rho}}}.$$

A kiszámított érték a helyettesítések után:

$$v = 0{,}34 \text{ m/s}$$

vagy a **Re**-számból

$$v = \mathbf{Re}\frac{\upsilon}{d} = 0{,}35 \text{ m/s}.$$

Ekkora lesz az acélgolyó ülepedési sebessége a vízben.

Néhány mondat az esési (ülepedési) tartományokról. Az ülepedő szemcsék körül a folyadék mozgása a szuszpenziókban majdnem mindig lamináris (nyugodt, réteges) jellegű. Ez azt is jelenti, hogy a lamináris tartományban a **Re**-szám egynél kisebb (de legalábbis $\mathbf{Re} < 4$).

Itt az ún. Stokes-féle ülepedés érvényesül. Nagy **Re**-számoknál turbulencia lép fel. Ha $\mathbf{Re} > 800$, akkor a Newton-tartományban az esés, ill. az ülepedés teljesen turbulens.

Mi van akkor, ha az eső részecske nem gömb?

Akkor a C_D faktort egy alakténye zővel kell szorozni, amely:

Részecskealak	Gömb	Lekerekített	Sarkos	Hosszúkás	Lapos
Alaktényező	1	0,8	0,7	0,6	0,5

A C_D értéke gömb esetén lamináris tartományban:

$$C_D = \frac{24}{\mathbf{Re}},$$

átmeneti tartományban:

$$C_D = \frac{12}{\sqrt{\mathbf{Re}}},$$

turbulens tartományban:

$$C_D = 0{,}44.$$

4.1. Ülepítők

A szilárd-folyadék rendszerek elválasztásának három legfontosabb alapművelete az ülepítés, a szűrés és a centrifugálás. Mindhárom eljárásnál diszperz heterogén rendszert kell kezelni.

Cél lehet a szuszpenzió (zagy) iszaptartalmának növelése és lehetőleg a szilárdanyag-tartalom töményítése, de cél lehet a tiszta folyadék kinyerése is. A zagysűrítés a híg finomiszap víztartalmának csökkentésére irányul, miközben a vizet (oldatot) eltávolítjuk. Derítésről (dekantációról) beszélünk, ha a tiszta folyadék kinyerése a főcél és a szilárd rész az eltávolítandó „mellékes" termék. Iszapmentes tiszta (víz) túlfolyást gyakran csak koaguláció (összecsomósítás) biztosít. A zagysűrítő, ill. derítő ülepítők működése a szilárd részecskék süllyedési sebessége elvén alapszik.

Az iszapos víz derítése, ill. a zagysűrítés – a nehézségi erőtérben – derítőmedencékben, gúla-, kúp- vagy henger alakú (Dorr-kád) tartályokban történhet. Centrifugális erőtérrel dolgoznak a hidrociklonok és a centrifugák. Az ülepítés a legegyszerűbb és sokszor a legcélszerűbb szétválasztó eljárás. Egy szűrő üzemi költsége kb. ötszöröse egy ugyanolyan körülmények között dolgozó ülepítőnek.

Diszperz heterogén rendszerek áttekintését a *4.1. táblázat* mutatja. A szétoszlatott (diszpergált = *d*) fázis az összefüggő folytonos (continuus = *c*) fázisban van diszpergálva. Egy diszperz rendszer sűrűsége ρ_s, amely 1 és 2 indexű fázisokból áll.

4.1. táblázat

d belső fázis	*c* külső fázis		
	szilárd	cseppfolyós	gáz
szilárd	(szemcsekeverék, porkeverék)	szuszpenzió, zagy	poros gáz, füst
cseppfolyós	paszta, pép	emulzió	köd, permet

(A külső fázison azt értjük, amiből több van).

$$\rho_s = \frac{\rho_1 \cdot \rho_2}{c_1 \rho_2 + (1 - c_1)\rho_1},$$

ahol ρ kg/m³ sűrűség,
c kg/kg tömegkoncentráció.

Fázis alatt a szomszédos közegektől határozott határfelülettel elválasztott anyagot értünk. A fázishatárt átlépve az anyagjellemzők (sűrűség, viszkozitás, vezetőképesség stb.) ugrásszerűen változnak.

Az emulziók egymásban nem oldódó folyadékok (pl. a víz és az olaj), ahol az egyik a másikban cseppek formájában oszlik el. Szétválasztásukra szolgáló ülepítő készülékek a Florenci-edények. A kolloid rendszerekkel kapcsolatban [5, 17, 32, 48, 57] utalunk a szakirodalomra. Ugyancsak itt emlékeztetünk a Brown-féle mozgásra (és a Tyndall-effektusra). Az ülepítés szempontjából kritikus szemcseméret mintegy 0,5 μm. Ennél kisebb részecskék a folyadékmolekulák Brown-mozgása következtében lebegő állapotúak. Segítségül összecsomósító (koaguláló), ill. pelyhesítő (flokkuláló) szereket kell adagolni.

Az ülepedési törvények szigorúan véve csak az *egyedi szemcse* mozgására érvényesek. Amint a szemcsék közelében más szemcsék is vannak, akkor többféle kölcsönhatás lép fel. Ilyenkor *gátolt* ülepedésről beszélünk. Ha a szemcseraj nem túl sűrű, akkor legfeljebb csak az egyik szemcse által előidézett folyadékmozgás hat pótlólag a közeli szemcsék mozgására. Sűrűbb zagyoknál felléphet a szemcsék közötti súrlódás és ütközés.

Pehelyszerű szemcsék összeállnak, ülepedési sebességük nő. Az iszapsűrítő medencéknél a fenék felé haladva a folyadék szilárdanyag-tartalma egyre nő. Ez az ülepedési sebesség progresszív csökkenését okozza. EINSTEIN a híg térfogatkoncentrációjú zagyok dinamikai viszkozitását:

$$\eta_{zagy} = \eta\,(1 + 2{,}5 \cdot c_{tf})$$

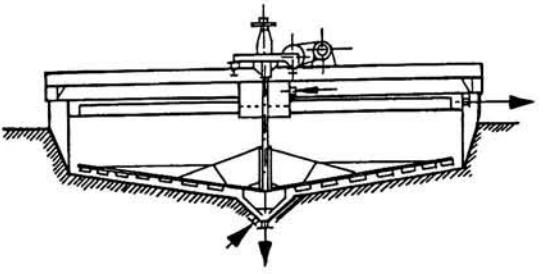
képlettel adja meg,

ahol η a tiszta folyadék dinamikai viszkozitása,

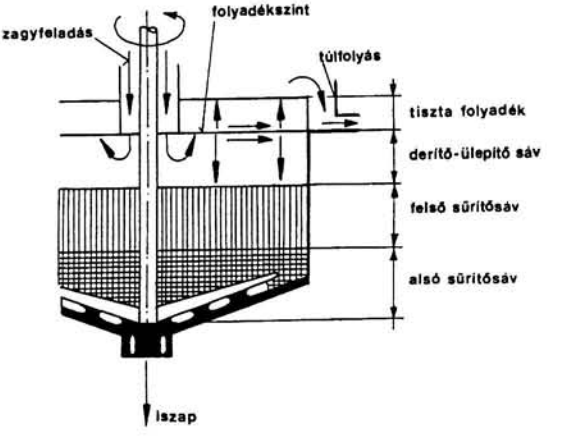
c_{tf} a szilárdanyag térfogatkoncentrációja szilárd anyag/m^3 szuszpenzió.

Dorr-sűrítőkád

A folytonos üzemű ülepítőberendezések közül a leginkább használt a Dorr-sűrítőkád. Hengeres, nagy átmérőjű tartály (átmérő akár 200 m is lehet). A fenékre leülepedett iszapot lassan forgó (percenként 0,02 fordulat) radiális karokra erősített terelőlapátok a központi alsó ürítőnyíláshoz szállítják, ahol (membránszivattyúra kapcsolt) csővezetékbe kerül. A derített tiszta folyadék körös-körül a tartály felső peremén ömlik át *(4.2., 4.3. és 4.4. ábra)*.

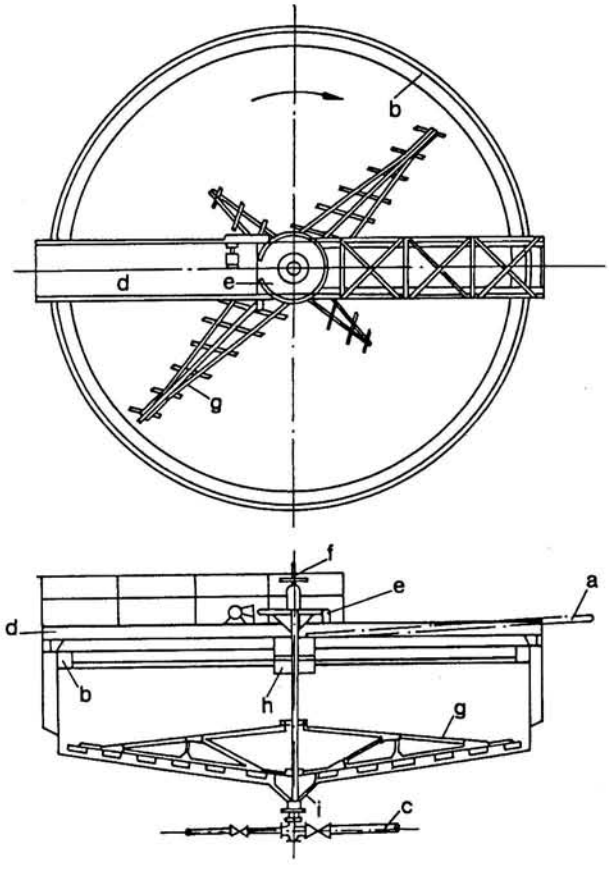


4.2. ábra. Dorr-kád vázlata



4.3. ábra. Dorr-kád ülepítési-sűrítési vázlata

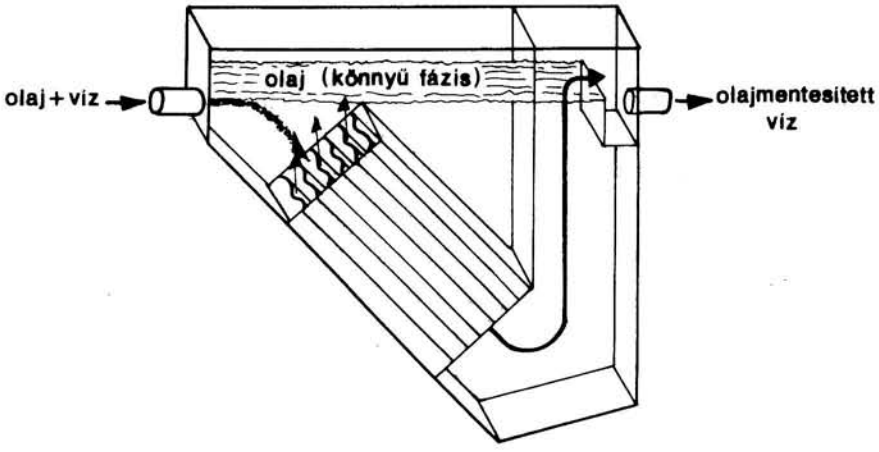
Leálláskor a gereblyét az üledék fölé kell emelni, hogy be ne iszapolódjék. Egész nagy (> 60 m) átmérőjű Dorr-sűrítőkön nem a centrális tengelyt hajtják, hanem a terelőlapátokat hordó radiális kart a tartály peremén lassan körbejáró kocsi forgatja. A Dorr- sűrítőben egymás fölött elhelyezkedő zónákat a *4.3. ábra* mutatja.



4.4. ábra. Dorr-kád
a – zagybevezetés, b – túlfolyó, c – sűrűiszap elvezetése, d – gerendatartó, e – csigahajtás, f – emelőszerkezet, g – gereblyés kar iszapkaparóval, h – bevezető henger, i – kimenőkúp

Ferdelapos ülepítő

Az iszap derülési sebessége ferde paralel lapoknak a zagyban való elhelyezésével növelhető. A ferde lapok közötti rétegek alján ugyanis az iszapszemcsék ülepedése következtében megnő a zagysűrűség. Ugyanekkor e rétegek tetején viszont csökken. A sűrűségkülönbség kiváltja a zagyáramlást: a tiszta folyadék felfelé, a sűrűbb iszapos réteg lefelé törekszik. Ferde paralel lapok vagy kúptányérok behelyezése növeli a zagysűrítő-derítő berendezések teljesítményét.

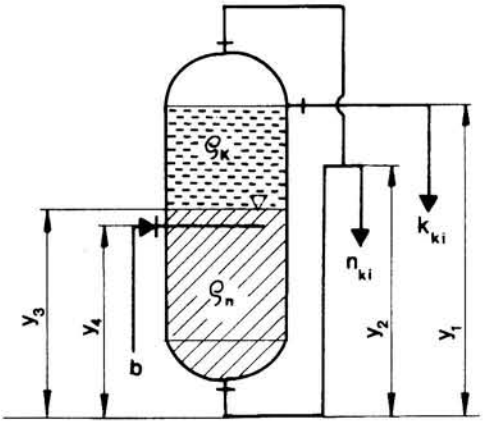


4.5. ábra. MWB olajelválasztó-olajmentesítő kád

Ha a sűrítő H magasságában n számú ferde tányért behelyezünk (egymástól H/n távolságban), a sűrítő teljesítményét elvileg n-szeresre növeljük a tányérbetét nélkülihez képest. A *4.5. ábra* olaj-víz emulzió szétválasztására szolgáló ülepítőt mutat, amelyet az *MW Buchs cég* dolgozott ki párhuzamos, enyhén hullámosított ferdelemezes szekrény beépítésével. A *4.6. ábra* álló elrendezésű emulzióbontó edény (ún. Florenci-edény). Az egymással nem elegyedő ρ_n sűrűségű nehéz és ρ_k sűrűségű könnyebb folyadék szétülepítésére szolgál. Az edényt a nehéz fázis számára szifonnal látták el. A fázishatárnívót és a kivezető csonkok magasságát

$$y_2 \rho_n = y_3 \rho_n + (y_1 - y_3) \rho_k$$

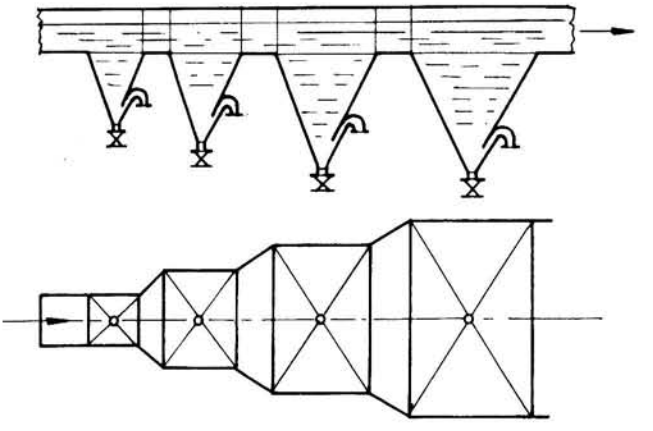
egyenlet írja le. A (*b*) keverékbevezető csonk (magassága y_4) valamivel alacsonyabbra helyezendő mint y_3 nívómagasság.



4.6. ábra. Florenci-edény

4.2. Áramkészülékek

Részben az ülepedés elve szerint működnek az áramkészülékek. Ezek egyik legelső típusa a Rittinger-féle csúcskád *(4.7. ábra)*.



4.7. ábra. Rittinger-csúcskád

Az áramkészülékek a fajtázást az együttülepedés elve alapján végzik. Például vízben történő ülepítés esetén a Newton-képlet szerint két különböző sűrűségű és átmérőjű szemcse együtt ülepedik, ha

$$d_1 (\rho_1 - 1) = d_2 (\rho_2 - 1)$$

$$(\rho_{viz} = 1),$$

ha STOKES képlete érvényes, akkor együttülepedésre

$$d_1^2 (\rho_1 - 1) = d_2^2 (\rho_2 - 1)$$

adódik. Ez az összefüggés híg szuszpenzió (zagyok) esetére érvényes.

4.2. példa

Szénfajtázás esetén és vízben történő ülepítésnél

$$d_1 = (1{,}5 - 1) = d_2 (2{,}25 - 1)$$

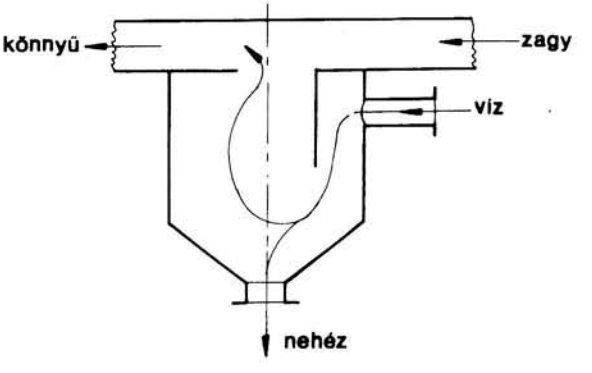
$$\frac{d_1}{d_2} = 5$$

a képletben $\rho_{szén} = 1{,}25$, a meddő sűrűsége $\rho_m = 2{,}25$ és Newton-képlettel számoltunk.

Ha $d_1 = 80$ mm, $d_2 = 16$ mm ez esetben a beállítandó szemcsehatárok 16...80 mm, azaz a 80 mm-es szénszemcse együttülepedik a 16 mm-es meddővel. A 16...80 mm-es szemcseközbe eső minden szénszemcse ezeknél lassabban, minden meddőszemcse ezeknél gyorsabban ülepedik.

Az áramkészülékek legegyszerűbb fajtázó, szétválasztó műveletét az aranymosók alkalmazzák: ún. aranymosópad segítségével. Az aranylelőhelyen az aranyszemcsék a patakok hordalékában jelentkeznek. A leválasztás úgy történik, hogy a patak vizét lassított mellékáramban deszka felett áramoltatják. A könnyebb homokszemcsék a deszka felett elúsznak, a nehéz aranyszemcsék a deszkára (padra) ülepednek.

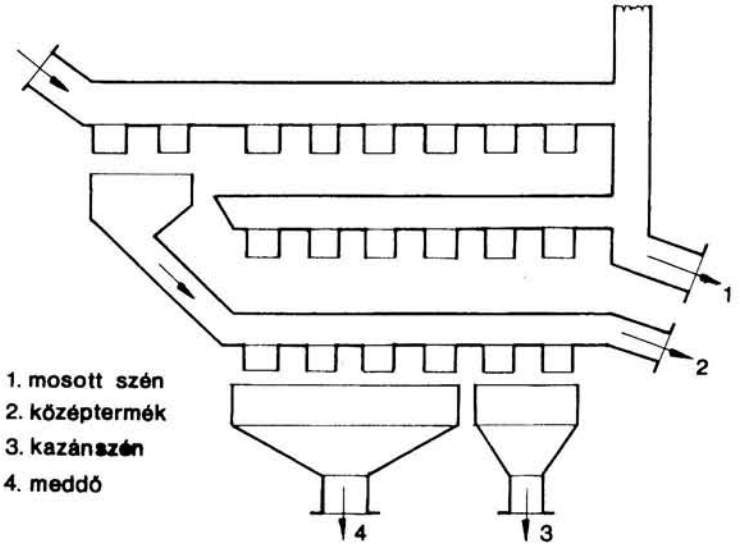
Az áramkészülék hosszméretének csökkentése céljából a nagyobb süllyedési sebességű szemcsék kiejtése után a csatorna keresztmetszetét fokozatosan bővítik. Ilyen megoldást mutat az ércelőkészítésben régebben használt *Rittinger*-csúcskád. Fából vagy vaslemezből készített egyre bővülő, csúcsával lefelé fordított gúla alakú tartályokból (kádakból) áll, amelyeket csatorna köt (felül) össze. A zagyáram a kádak fölött átfolyva az ülepedési sebesség szerint osztályozva ejti ki az egyes kádakba a megfelelő szemcséket.



4.8. ábra. Rheo-mosó

A szénelőkészítésben elterjedt a Rheo-mosó *(4.8. ábra)*. Fából vagy vaslemezből készül 300×300 vagy 400×400 mm szelvényű, felül nyitott, enyhe lejtésű csatornák fenékdeszkáján kb. másfél méterenként a legnagyobb szénszemcse méretét meghaladó rés van, amely alatt a Rheo-készülékeket helyezik

el. Az ezeken keresztül bevezetett, a csatornába alulról betörő vízáram sebessége akkora, hogy az ülepedési sebességnek megfelelő relatív sebességgel lefelé mozgó szemcsék közül a meddő abszolút sebessége lefelé, a széné pedig felfelé irányuljon. Egyetlen Rheo-készülék nem ad éles szétválasztást. *Rheo*-sorozatot kell alkalmazni, és szokás szerint kb. 20 m hosszú csatornáknál 3 vagy 4 darabot helyeznek egymás alá és mindegyiken másfél méterre vannak a Rheo-készülékek. A *4.9. ábra* ilyen elrendezést mutat. A legfelső csatorna első cellái nehéz meddőt ejtenek ki, ugyanezen csatorna végén mind könnyebb és könnyebb termék kerül kiejtésre. Az első csatorna valamennyi készülékén túlhaladt anyag már tiszta szénnek minősíthető. A második csatorna az első csatornából kiejtett középtermék még egyszeri átmosásával további szénmennyiséget választ ki. A harmadik csatorna termékei közül elől van a meddő, az utóbbiak a gyenge kazánszén és a középtermék. A szénmosók friss vízfogyasztása



4.9. ábra. Rheo-telep

0,2...0,8 m^3/t nyers szén (az apró szénnél)

és

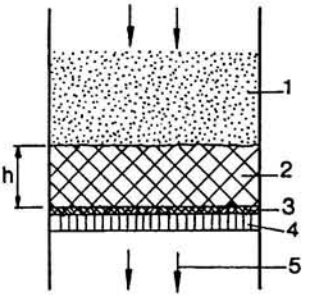
0,2...0,5 m^3/t nyers szén (a durva szénnél) [3].

A hidrociklonokat mint ülepítő-, zagysűrítő- és derítőkészülékeket a 9. fejezetben ismertetjük.

5. Szűrés és lényerés

5.1. Bevezetés

A szűrés nyomáskülönbség, mint hajtóerő hatására végbemenő, mechanikai szétválasztó művelet. Célja a folyadék-szilárd rendszerek (szuszpenziók) vagy gáz-szilárd rendszerek (poros levegő), illetve gáz-folyadék rendszerek szétválasztása. E fejezetben a folyadékszuszpenziók (zagyok) szűrésével foglalkozunk *(5.1. ábra)*. A szűrő centrifugálást a 7. fejezetben ismertetjük.



5.1. ábra. A szűrés elvi vázlata
1 – szuszpenzió, 2 – iszaplepény, 3 – szűrőközeg (szűrőkendő), 4 – tartórács, 5 – szűrlet (filtrátum)

A nyomáskülönbség létrehozható:

- gravitációval,
- szivattyúval,
- vákuumszivattyúval.

A szűrendő közeget egy porózus rétegen – a szűrőközegen – vezetik keresztül, amely a leválasztandó szilárd részecskék jelentős részét visszatartja, a tisztítandó folyadék-halmazállapotú közeget pedig átengedi. A leválasztott részecskék méretétől és a szűrő pórusainak méretétől függően:

- mélységi, illetve
- felületi szűrésről beszélünk.

Felületi szűrés esetén a leválasztott részecskék nem hatolnak a szűrőközeg belsejébe, hanem annak felületén összefüggő réteget alkotnak, amely a továbbiakban szintén szűrőként viselkedik. Felületi (vagy „lepény") szűrés esetén, attól függően, hogy a kivált (iszap) réteget szakaszosan vagy folyamatosan távolítják-e el:

- szakaszos és
- folytonos szűrést különböztetünk meg.

Mélységi szűrés esetén a részecskék a szemcsés vagy szálas szűrőközeg belsejébe hatolnak és ott, annak szabálytalan alakú, de a leválasztandó részecskék-

nél nagyobb keresztmetszetű csatornáiban, üregeiben a tehetetlenségi és a felületi erők hatására kiválnak, lerakódnak.

Az összenyomhatatlan, newtoni közeg áramlására, ha a közeg teljesen kitölti az áramlási keresztmetszetet, az alábbi kritériális egyenlet érvényes:

$$\mathbf{Eu} = \mathrm{f}(\mathbf{Re}),$$

ahol

$$\mathbf{Eu} = \frac{\Delta p}{\rho v^2}$$ az Euler-szám,

$$\mathbf{Re} = \frac{v\, d\, \rho}{\eta}$$ a Reynolds-szám,

ahol Δp [Pa] a szűrő két oldal között mérhető nyomáskülönbség,
v [m/s] a szűrésre jellemző áramlási sebesség,
d [m] a jellemző méret,
ρ [kg/m^3] az áramló közeg sűrűsége,
η [Pa · s] az áramló közeg dinamikai viszkozitása.

A szilárd részecskék porozitását és szfericitását is figyelembe véve felírható a szűrési nyomáskülönbség.

A szűrők jellemzője a szűrési sebesség, amely megmutatja, hogy egységnyi felületen, egységnyi idő alatt milyen térfogatú szűrlet (filtrátum) keletkezik.

$$v = \frac{1}{A}\frac{\mathrm{d}V}{\mathrm{d}t} \qquad \left[\frac{\mathrm{m}^3}{\mathrm{m}^2\ \mathrm{s}} = \frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}}\right] \tag{5.1}$$

A szűrés művelete során a szűrlet átáramlásához három ellenállás-tényezőt kell legyőzni:

- a szűrőberendezés vezetékei és szerelvényei ellenállását Δp_{sz};
- a szűrőközeg ellenállását Δp_k, gyakorlatban ezt a két értéket összevonjuk:

$$\Delta p_m = \Delta p_{sz} + \Delta p_k;$$

- az iszaplepény ellenállását, Δp_1.

A szűrés összes nyomásesésértéke egyenlő ezen három ellenállásérték nyomásesésének összegével:

$$\Delta p = \Delta p_{sz} + \Delta p_k + \Delta p_1 \tag{5.2}$$

Iszaplepény ellenállása

Szakaszos szűrés esetén a keletkezett szűrlettérfogat növekedésével az iszapréteg vastagsága is nő, vagyis az iszapréteg vastagságát, így ellenállását a szűrlettérfogat befolyásolja. Az iszaplepénynél kialakuló nyomásesés értéke összefüggésbe hozható a szűrés térfogatáramával.

$$\Delta p_l = \frac{\alpha \, \eta \, c \, V}{A^2} \left(\frac{\mathrm{d}V}{\mathrm{d}t} \right), \tag{5.3}$$

ahol α fajlagos lepényellenállás [m/kg]
η szűrlet viszkozitása [Pa · s]
c egységnyi térfogatú szűrletből felhalmozódó részecskék tömege [kg/m^3]
A szűrőfelület [m^2]
V szűrletmennyiség [m^3]
t szűrési idő [s]

A fajlagos lepényellenállás értéke az iszaplepényt alkotó részecskék tulajdonságaitól függ:

$$\alpha = \frac{k \, (1 - \varepsilon) \, \omega^2}{\varepsilon^3 \, \rho_{sz}}, \tag{5.4}$$

ahol ε porozitás
ω szilárd részecskék fajlagos felülete [m^2/m^3]
ρ_{sz} szilárd részecskék sűrűsége [kg/m^3]
k állandó.

Amennyiben a lepényben merev, nem deformálható részecskék halmozódnak fel, úgy $\overline{\alpha}$ értéke független a nyomástól és nem változik a lepény keresztmetszetében. Az ilyen típusú lepényt összenyomhatatlan iszaplepénynek nevezzük.

Számos iszap azonban deformálható, nem merev szilárd részecskéket vagy ezen részecskék agglomerátumait tartalmazza. Az ilyen lepények áramlási ellenállása a nyomástól függ és változik a lepény vastagsága mentén is; az ellenállás értéke a szűrőközeg felszínén a legnagyobb. Az ilyen lepényeket összenyomható iszaplepénynek nevezzük.

Mivel α értéke változik a lepény keresztmetszete mentén is, ezért egy átlagos $\overline{\alpha}$ -értékkel számolunk, melyet az adott iszapra vonatkozóan kísérleti úton határozunk meg:

$$\overline{\alpha} = \alpha' \Delta p^s, \tag{5.5}$$

ahol α' 1 bar nyomáskülönbségnél jellemző fajlagos lepényellenállás
s kompresszibilitási tényező, $0 < s < 1$.

Szűrőközeg ellenállása

Az (5.3) egyenlet analógiájára a szűrőközeg ellenállását meghatározhatjuk az alábbi egyenlet segítségével:

$$\Delta p_m = \frac{R_m \eta}{A}\left(\frac{\mathrm{d}V}{\mathrm{d}t}\right), \tag{5.6}$$

ahol R_m a szűrőközeg ellenállása [1/m]

$$\Delta p = \Delta p_1 + \Delta p_m = \frac{\eta}{A}\left(\frac{\mathrm{d}V}{\mathrm{d}t}\right)\left(\alpha\, c\frac{V}{A} + R_m\right). \tag{5.7}$$

A szűrés alapegyenlete

Az (5.7) összefüggést átrendezve a Carman-féle szűrőegyenletet kapjuk:

$$\frac{\mathrm{d}V}{\mathrm{d}t} = \frac{\Delta p\, A}{\eta\left(\alpha\, c\frac{V}{A} + R_m\right)}. \tag{5.8}$$

Ezt az egyenletet alkalmazzuk különböző szűrési feltételek esetén:

- állandó nyomáson végrehajtott szűrésnél,
- állandó sebességgel végrehajtott szűrésnél.

Szűrés állandó nyomáson

Mivel Δp értéke állandónak tekinthető, úgy az (5.8) egyenlet integrálható:

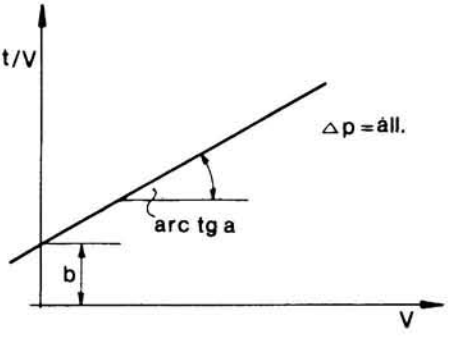
$$\int_o^t \mathrm{d}t = \frac{\eta}{A\,\Delta p}\left(\frac{\alpha\, c}{\mathrm{A}}\int_0^V V\,\mathrm{d}V + R_m\int_0^V \mathrm{d}V\right) \tag{5.9}$$

vagyis

$$t = \frac{\eta}{\Delta p}\left[\frac{\alpha\, c}{2}\left(\frac{V}{A}\right)^2 + R_m\left(\frac{V}{A}\right)\right]. \tag{5.10}$$

Az egyenletből a szűrési idő értéke határozható meg, amennyiben a szűrési nyomás állandó. Látható, hogy a szakaszos szűrés ideje a szűrlet négyzetével arányos, vagyis a szűrési idő növekedésével az időegység alatt áramló szűrlet mennyisége folyamatosan csökken, mivel az iszaplepény-ellenállás fokozatosan nő.

A Carman-féle szűrési egyenletben (5.8) szereplő szűrési állandók: α és R_m kísérleti úton határozhatók meg *(5.2. ábra)*. Az (5.8) egyenlet az alábbi formában is felírható:



5.2. ábra. A $t/V = \mathrm{f}(V)$ függvény és a szűrési állandók meghatározására

$$\frac{\mathrm{d}t}{\mathrm{d}V} = 2aV + b\,, \tag{5.11}$$

ahol

$$a = \frac{\alpha\, c\,\eta}{2\,A^2\,\Delta p} \qquad \text{az egyenes meredeksége,} \tag{5.12}$$

$$b = \frac{R_m\,\eta}{A\,\Delta p} \qquad \text{az egyenes tengelymetszete.} \tag{5.13}$$

Szakaszos szűrés esetén az iszap eltávolítására és a szűrő tisztítására szolgáló idő, az ún. állásidő is befolyásolja a szűrési teljesítményt:

$$J_v = \frac{V}{t} = \frac{V}{t_{sz} + t_{á}}, \qquad [m^3/s] \tag{5.14}$$

ahol J_V szűrési teljesítmény [m³/s]
t_{sz} szűrési idő [s]
$t_{á}$ állásidő [s]

Felírható tehát:

$$\frac{d\,t}{d\,V} = \frac{1}{J_V} = \frac{t_{á} + t_{sz}}{V}. \tag{5.15}$$

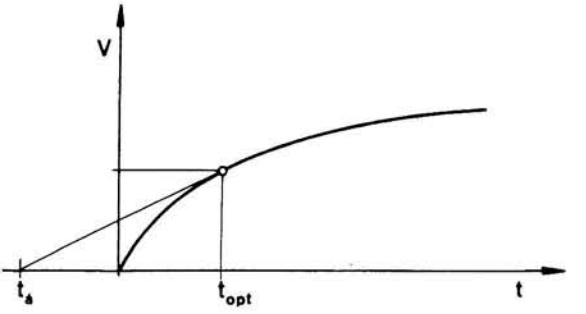
Ismeretes, hogy a függvénynek akkor van minimuma, ha az első derivált értéke nulla és a második derivált pozitív. Ennek alapján:

$$2\,a\,V + b = 0 = \frac{t_{á} + t_{sz}}{V} \tag{5.16}$$

esetén van a függvénynek minimuma, azaz a szűrési teljesítmény ekkor maximális. Következésképpen, a szűrési teljesítmény akkor maximális, amikor a szűrési idő megegyezik az állásidővel. Ebből adódóan a szakaszos szűrés optimális időtartalma az állásidővel azonos, a maximális szűrési teljesítmény pedig ekkor:

$$J_{v\max} = \frac{V}{2\,t_{á}}. \tag{5.17}$$

Tehát az *5.3. ábrán* a $t_{á}$ külső pontból a $V = f(t)$ függvényhez húzott érintő kijelöli a maximális szűrési teljesítményt.



5.3. ábra. Az optimális szűrési idő és a maximális szűrőteljesítmény

Állandó sebességű szűrés

Amennyiben a szűrési sebesség állandó, vagyis:

$$\frac{\mathrm{d}V}{\mathrm{d}t} = \text{const.} = \frac{V}{t}, \tag{5.18}$$

akkor az (5.8) egyenlet az alábbi formában írható fel:

$$\Delta p = \left(\frac{\eta \alpha c V}{A^2 t}\right) V + \frac{\eta V R_m}{A t}, \tag{5.19}$$

illetve:

$$\Delta p = a' V + b',$$

vagyis egy lineáris összefüggéshez jutunk a Δp és a szűrlet mennyisége között.

Összenyomható szűrőlepény

Összenyomható szűrőlepény esetében a szűrőegyenletet módosítanunk kell, ugyanis ebben az esetben az iszaplepény ellenállása is függvénye a nyomásnak, nemcsak a szűrlet mennyisége, sőt bizonyos esetben a közegellenállás is függhet a nyomástól. A gyakorlatban, ha csak különös okunk nincs rá, a szűrőközeg nyomásfüggését elhanyagolhatjuk.

Lepényellenállás: $$R_l = k_l V \Delta p^s, \tag{5.20}$$

ahol k_l arányossági tényező

s lepény kompresszibilitása.

Ezen értékeket behelyettesítve az eredeti egyenletbe, majd integrálva és szétválasztva állandó nyomásértékekre:

$$\frac{\Delta p\, t\, A}{V} = K_1 \frac{V}{A} \Delta p^s . \tag{5.21}$$

Az állandók két különböző nyomáson végzett szűrési kísérletből meghatározhatók. Ehhez koordináta-rendszerben ábrázoljuk a

$$\frac{\Delta p\, t\, A}{V} = \mathrm{f}\left(\frac{V}{A}\right) \tag{5.22}$$

függvény két különböző nyomásértéken mért adatait.

A meredekségekből a felírt egyenlet (5.21) segítségével az állandók kiszámíthatók. A fentiekben vázolt esetek azonban csak jó közelítéssel írják le a valóságos szűrési műveletet, de nem tökéletesen. A valóságban ugyanis pl. centrifugális szivattyú alkalmazásánál mind a nyomás, mind a sebesség változik, dugattyús szivattyúk esetében pedig a kezdeti szakaszban a sebesség, a szűrés végén pedig a nyomás állandó értékű.

Folytonos szűrés

Folytonos szűrés esetében a nyomáskülönbség és a szűrő felületén az iszapréteg vastagsága állandó és az határozza meg a szűrési teljesítményt. Gyakran alkalmazott folytonos szűrő a vákuumdobszűrő *(5.4. ábra)*, ahol a szűrési idő:

$$t = \frac{D \pi \frac{\gamma}{360}}{D \pi n} = \frac{\gamma}{360\, n}, \tag{5.22}$$

ahol D a dob átmérője [m]

γ a bemerülés szöge

n a dob fordulatszáma [1/s].

A t idő alatt átáramlott szűrlet térfogata:

$$V = \sqrt{\frac{\Delta p\, A^2\, t}{C\, \eta}}, \qquad (5.23)$$

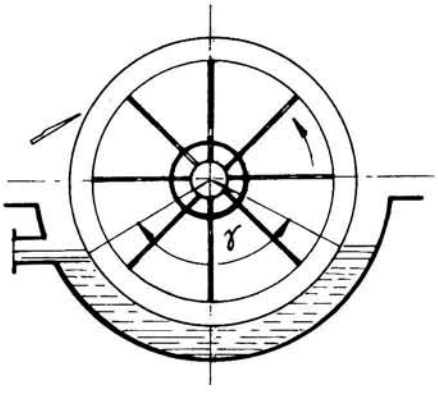
ahol C szűrési állandó [m^{-2}] CARMAN és KOZENY szerint.

L hosszúságú dobszűrő esetén:

$$A = D\, \pi\, L \frac{\gamma}{360}, \qquad (5.24)$$

ahol A a működő szűrőfelület [m^2].

A dob szűrési teljesítménye az előzőekből adódóan:



5.4. ábra. Folytonos működésű vákuumdobszűrő

$$J_v = \frac{V}{t} = D\, \pi\, L \frac{\gamma}{360} \sqrt{\frac{\Delta p}{C\, \eta}} \frac{1}{\sqrt{t}} = D\, \pi\, L \sqrt{n} \sqrt{\frac{\Delta p}{C\, \eta}} \sqrt{\frac{\gamma}{360}}. \qquad (5.25)$$

Az anyagjellemzők ismeretében meghatározható az iszapréteg vastagsága is. Az *5.1. táblázat* a szakaszos és folytonos üzemmódban működő berendezésekhez tartozó irányértékeket tartalmazza.

5.1. példa

Határozzuk meg egy vákuumdobszűrő szűrési teljesítményét, amely D = 1200 mm átmérőjű és L = 1000 mm hosszú. A bemerülés szöge γ =120°. A percenkénti fordulatszám: 1,5. A szűrési nyomásesés 0,6 ata. Az iszap összenyomhatatlan, a szűrőközeg ellenállása elhanyagolható. A szűrőfelület

$$A_t = D\, \pi\, L = 1{,}2 \cdot 3{,}14 \cdot 1 = 3{,}77\ m^2$$

$$J_v = D\, \pi\, L \sqrt{n} \sqrt{\frac{\Delta p}{C \cdot \eta}} \sqrt{\frac{\gamma}{360}} \qquad m^3/s$$

képlettel számolunk, ahol esetünkben a szűrlet dinamikai viszkozitása η = 2 cP = = 2 mPa · s és a szűrési állandó $C = 9 \cdot 10^{10}\ m^{-2}$. A számadatokat dimenzióhelyesen beírva:

5.1. táblázat

Irányértékek a fontosabb lepényszűrési berendezésekhez
(d = szakaszos, c = folytonos)

Szűrőtípus	Üzemmód	Szűrőfelület A [m^2]	Fajlagos szűrőfelület* A/V_b [m^2/m^3]	Nyomáskülönbség [bar]	Lepényvastagság [mm]
Nyomószűrő					
Nuccs keverő nélkül	d	0,1…1	0,5…2	0,5…4	25…200
Nuccs keverővel	d	0,6…15	0,3…1	0,5…3	50…500
Gyertyás szűrő	d	0,4…40	5…15	1…10	5…25
Lapszűrő	d	1…150	5…15	1…10	5…25
Tányéros szűrő	d	1…75	5…15	1…10	5…30
Keretes szűrő	d	1…500	5…15	1…15	5…40
Kamrás présszűrő	d	1…1000	5…15	1…15	5…50
Nyomódobszűrő	c	0,1…8	0,1…0,3	0,5…3	5…25
Vákuumszűrő					
Nuccs keverő nélkül	d	0,1…1	0,5…2	0,2…0,7	25…200
Nuccs keverővel	d	0,6…15	0,3…1	0,2…3,0	50…500
Vákuumdobszűrő	c	0,2…100	0,1…0,5	0,2…0,7	2…30
Vákuum tárcsásszűrő	c	200…400	0,2…1	0,2…0,7	5…20
Szalagszűrő	c	0,2…120	0,1…0,3	0,2…0,7	3…100

*V_b a készüléktérfogat

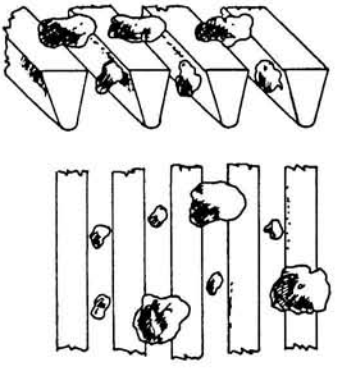
$$J_v = 1{,}2 \cdot 3{,}14 \cdot 1 \cdot \sqrt{\frac{1{,}5}{60}} \cdot \sqrt{\frac{0{,}6 \cdot 9{,}81 \cdot 10^4}{9 \cdot 10^{10} \cdot 2 \cdot 10^{-3}}} \cdot \sqrt{\frac{120}{360}} = 6{,}216 \cdot 10^{-3}\ \mathrm{m^3/s},$$

vagyis 22,378 m^3/h a szűrési teljesítmény.

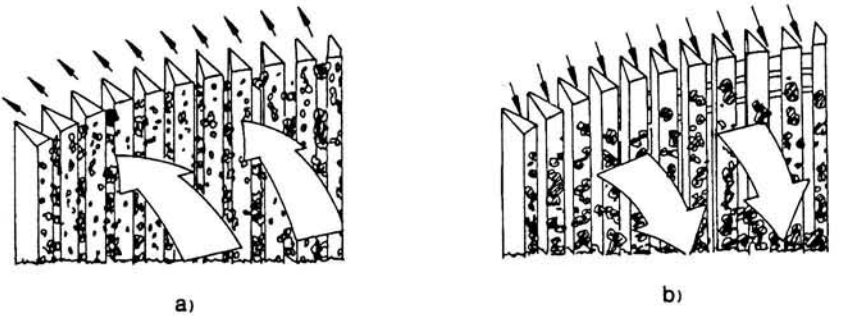
5.2. Szűrőközegek

Rácsok

Az *5.5. ábrán* vázolt fémrudak párhuzamosan elrendezve szűrőréses rácsot alkotnak. Az *5.6. ábra* a szűrőrések kialakítását és a szűrési (a ábrarész) és visszaöblítési (b ábrarész) üzemmódot szemlélteti. Lyukasztott lemezek és dróthálók durva szűrésre használhatók (0,5 mm-nél nagyobb szilárd szemcsék visszatartására). Valójában folyadékszíták. A rácsokat, rostákat más szűrőközeg alátámasztására is használják. Szemcsés anyagok laza halmazaként kavicsot és homokot használnak szűrőközegként.



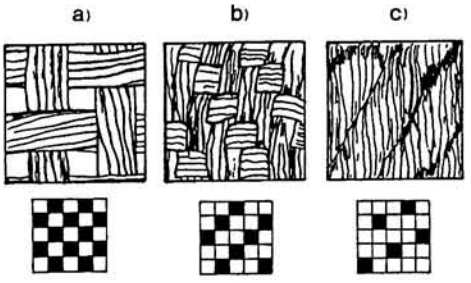
5.5. ábra. Szűrőrács



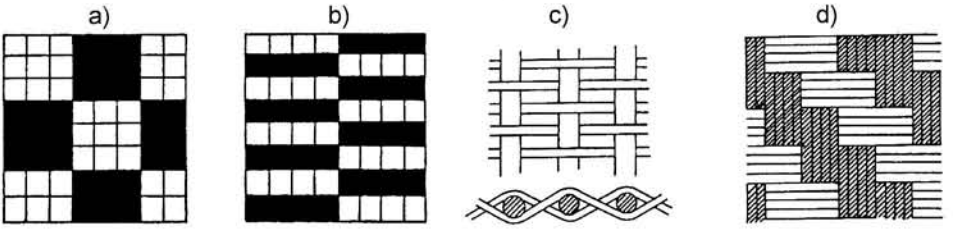
5.6. ábra. Szűrőrács működési vázlata
a – szűrés, b – visszöblítés

Szűrőszövetek

Fémszálakból, természetes textilszálakból, üvegszálból, ill. műszálakból szövéssel előállított szűrőszövetek kiterjedten használt legfontosabb szűrőközegek. Az *5.7., 8. ábra* néhány ilyen szövetet mutat.



5.7. ábra. Szűrőszövet alapkötésminták
a – vászonkötés, b – sávolykötés, c – atlaszkötés



5.8. ábra. Módosított kötések
a – panamakötés, b – haránt ripszkötés, c – fémszöveteknél alkalmazott módosított vászonkötés, d – többszörös fémszövet sávolykötés

A szövet hosszirányban haladó láncfonalak közé merőlegesen bevitt vetülékfonalak szövedéke. A három alapforma a vászonkötés, a sávolykötés és az atlaszszövés. A szövésforma és a fonalvastagság a szűrőképességet alapvetően meghatározzák *(5.2. táblázat)*.

5.2. táblázat

Szövésforma	Folyadék-áteresztés	Szemcse-visszatartó képesség	Iszaplepény eltávolítása	Iszaplepény visszamaradó nedvessége	Eltömődési hajlam
Vászon	rossz	jó	nehéz	nagy	nagy
Sávoly	közepes	közepes	közepes	közepes	közepes
Atlasz	jó	rossz	könnyű	kicsi	kicsi

A szövési mintákat az *5.7. ábra* mutatja. A függőlegesek a láncfonalat, a vízszintesek a vetüléket jelentik. Az *5.8. ábra* módosított kötésmintájú. Az *a* ábrarész panamakötés, a *b* ábrarész haránt ripszkötés.
A szövet készülhet:

pamutból: jól mosható és lúgálló, olcsó. Nem hőálló, nem saválló;
gyapjúból: rugalmas, kopásálló, de nem lúgálló és penészedik, forró vizes kezelésre zsugorodik;
műszálból: jól állja a savakat, vegyszereket, kopásálló, mechanikai szilárdsága nagy.

A fémszálakból szőtt szöveteket durva szűrésre már régóta használják. Ma már 2 μm nyílású szövetet is gyártanak. A fémszöveteknél gyakran használnak olyan vászonkötést, amelynél a lánc vastagabb szálból van, mint a vetülék (Tressengewebe, Dutch Weawe). Ugyancsak használatos fémszövetnél a többszörös sávolykötés (*5.8c* és *d ábra*).

Szűrőpapírok, szűrőlapok (szűrőrétegek)

A szűrőlapokat préselik cellulózszálakból. Finom és csírátlanító szűrésre használják. A D_x áteresztőképesség: tiszta 20°C-os víz mennyisége literben, amely időegység alatt a szűrőfelület egységén adott nyomáskülönbség hatására áthalad. Igy a (Filtrox gyár adatai szerint) $1\,D_x = 1\dfrac{\text{liter}}{\text{min.m}^2}$ 1 bar nyomás alkalmazása mellett, eszerint:

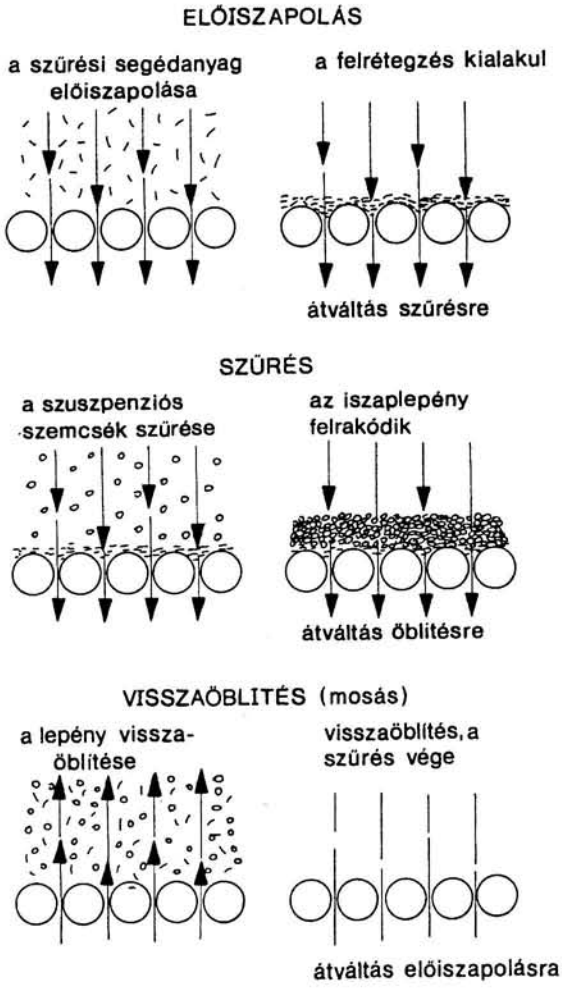
	Típus	D_x
igen	durva szűrés	1200...1600
	durva szűrés	350...600
	finom szűrés	50...200
igen	finom szűrés	25...40
	steril szűrés	6...20

Szűrőlapokat (rétegeket) élesreszűrésnél használnak 50 μm-nél kisebb szemcsék, zavarosodást okozó anyagok eltávolítására. A szűrőmasszát (pogácsát), amelyet foszlatott cellulózból sajtolnak, finom szűrésre pl. sör szűrésére használják.

Porózus szűrőtestek, merev nemszálas anyagok

Ide tartoznak a különböző műkövek, kerámiák, továbbá fémporból szinterezett testek, ill. pórusos műanyagok. Lehetnek lapok vagy hengeres testek („gyertyák"). Porcelán szűrőgyertyák alkalmazását először L. PASTEUR ajánlotta.

A membránokról és a membránszűrésről a 25. fejezetben szólunk.



5.9. ábra. Szűrési működési vázlatok

Szűrési segédanyagok

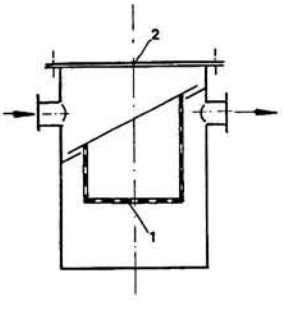
Ide tartoznak a kovaföldek (diatomaföldek), a perlitek és kisebb részben a cellulózrostos pépek. A segédanyagok vagy a szűrés előtt alakítanak ki a szűrőfelületen egy előiszapréteget (felrétegzés), amelynek igen jó szűrési tulajdonságai vannak, vagy a szuszpenzióval keverik össze és együtt szűrik az alapanyaggal. Az *5.9. ábra* sematikus működési vázlat az előiszapolás, a szűrés és a visszaöblítés (mosás) fázisairól.

5.3. Szűrőkészülékek

Folyadékszíták

Ezek a készülékek durván szűrnek, az ún. felületi szűrést lehet megvalósítani velük. A nyílásaiknál a nagyobb szemcséket tartják vissza. Erre a célra szűrőközegként lyukasztott lemezt, durva rácsot vagy fémszövetet használunk.

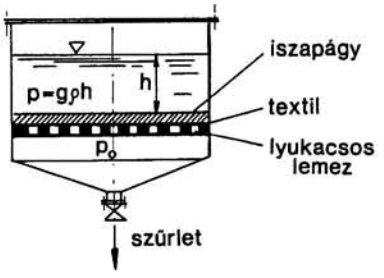
Folyadékszitát helyeznek el a folyadéktartályokba, hogy kiürítéskor a tartályba beleesett durvább szennyeződések visszamaradjanak. Technológiai csővezetékekbe is szokás folyadékszitát beiktatni, hogy az erősen koptató hatású és a csővezetéket könnyen eldugító tisztátalanságot kiszűrjék. Ilyen szerkezetet láthatunk az *5.10. ábrán*. A kiszűrt tisztátalanság a szitakosárba gyűlik össze, amelyet időnként kiemelve kiürítenek [50].



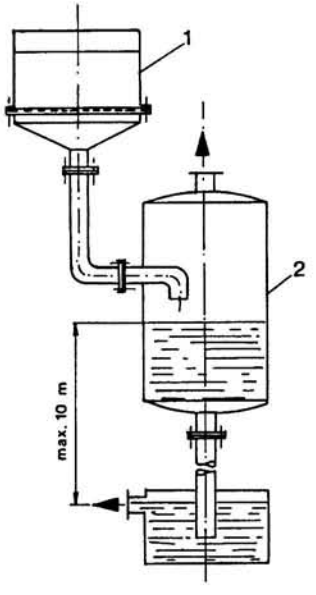
5.10. ábra. Csővezetékbe iktatható folyadékszita
1 – szitakosár, 2 – fedél

Szűrőkádak

Ezek a legegyszerűbb szűrőkészülékek, bennük a szűrőközeget vízszintes síklapként alkalmazzák. Kádszerű alakjuk van, ezért nevezik szűrőkádaknak. Üzemük szakaszos. A szűrőközeg feletti részt megtöltik a szűrendő folyadékkal és átszűrődés után eltávolítják a kiszűrt iszapot. Szűrőközegként leggyakrabban szövetet használnak, amelyet perforált lemezből vagy esetleg műkőből készült ún. hamis fenékkel támasztanak alá [13,27,50].



5.11. ábra. Szűrőkád



5.12. ábra. Szívásos szűrőkád
1 – nuccs, 2 – gyűjtőedény

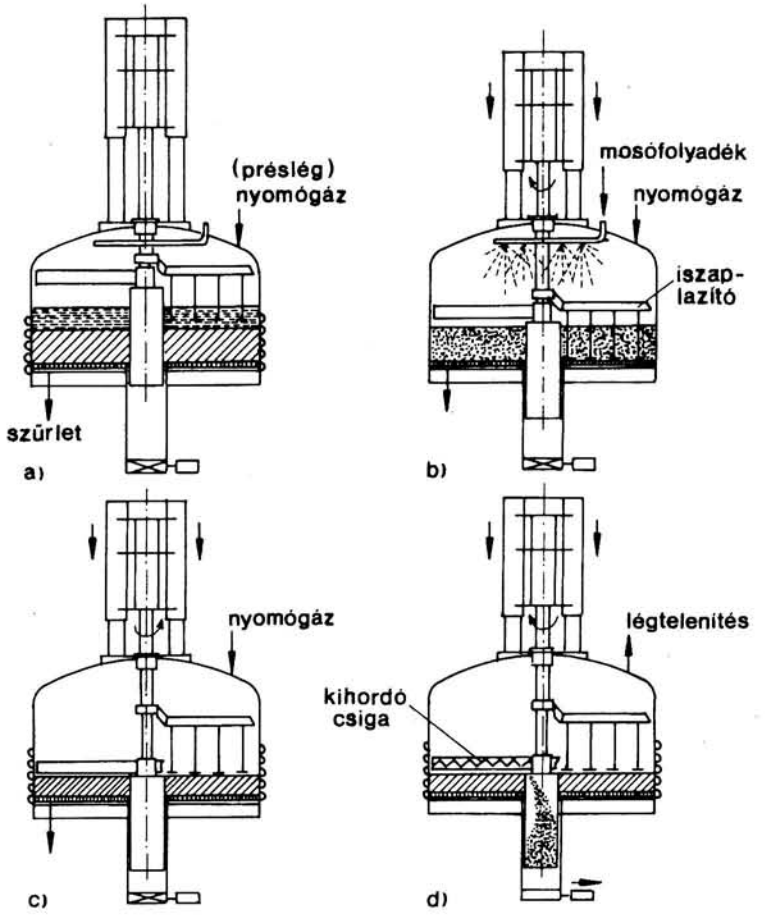
A legegyszerűbb esetben a szűréshez szükséges nyomást a kádban levő folyadék súlya szolgáltatja *(5.11. ábra)*. Az ilyen szűrőt ejtőszűrőnek nevezik. Szűrés közben a folyadék mennyisége fogy a kádban és emiatt a nyomás csökken.

A vegyiparban gyakran használják a vákuummal működő szűrőkádakat. Ezeket nuccsoknak nevezik. A szűréshez szükséges nyomáskülönbséget úgy állítják elő, hogy a szűrőréteg alatti teret vákuumszivattyúval megszívják. Ezen a módon nagyobb nyomáskülönbséget tudnak előállítani. A nagyobb vákuumnuccsokat külön szűrletgyűjtő tartállyal látják el. A szűrőkád lefolyónyílását a gyűjtőedénnyel összekötik. A gyűjtőedény egyúttal folyadékleválasztóként működik. Fent vákuumszivattyú szívja el a levegőt, lent pedig a szűrletet távolítják el. A folyadék folytonos eltávolítása történhet folyadékszivattyúval, de lehet magasan elhelyezett gyűjtőedényből barometrikus ejtőcsövön lefolyatni a folyadékot. Az ejtőcső hossza – azaz a két folyadékszint különbsége – legfeljebb 10 m. Mivel a vákuum sosem 100%-os, hanem kisebb, ezért az ejtőcső hossza ennek megfelelően rövidebb is lehet. Az ejtőcső és a barometrikus zár révén tehát folyadékszivattyú nélkül is biztosíthatjuk a szűrt folyadék állandó kifolyását, ha kellő mélység áll rendelkezésünkre a gyűjtőtartály alatt (épületmagasság) *(5.12. ábra)*.

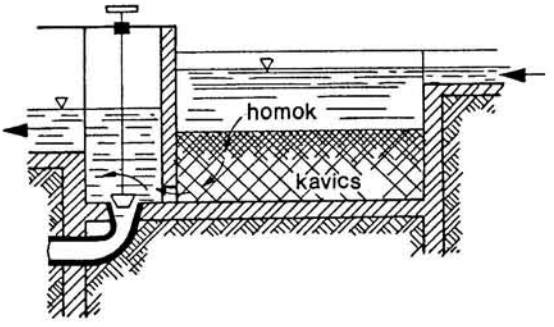
A szűrés befejezése után az iszapot a szűrőkádból kilapátolják vagy a szűrőszövettel együtt kiemelik. A kilapátolást óvatosan kell végezni, hogy a szűrőközeget meg ne sértsék. Erre a célra fakanalat használnak. Kisebb méretű szűrőkádakat buktató kivitelben is készítenek, az iszap könnyebb eltávolítása érdekében.

Az *5.13. ábrán* alsó ürítésű korszerű vákuumnuccsot mutatunk be. A szűrőkészülék működését négy ábravázlaton szemléltetjük. Az *a* fázis szűrés, amikor az iszaplazító kar és a kihordó cső felső helyzetben van és áll. A *b* fázisban az iszaplepényt öblítőfolyadékkal mossuk, az iszaplazító lejjebb helyezkedik el

és a lazítókar kései bemélyednek az iszaplepénybe. A karos szerkezetet hidraulikusan működtetik. A *c* fázisokban az iszaplazító kar feljebb, a kihordó cső karja lejjebb kerül és a *forgásirány megváltozik*, A *d* fázisokban a szűrletkifolyás megszűnik, a kádat légtelenítik és a forgásirány ismét változik, a kihordó karban levő csiga működésbe lép, az iszap az alul elhelyezkedő ürítőnyílásba kerül [56, 57].

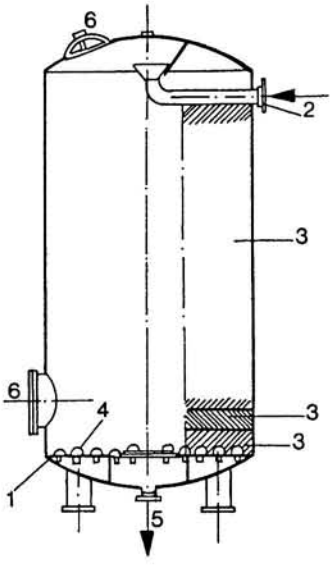


5.13. ábra. Nuccs – működési vázlata



5.14. ábra. Kavicságyas vízszűrő

Kavicsos és homokszűrők

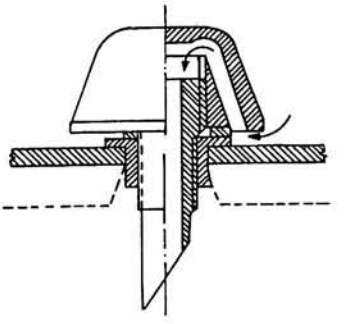


5.15. ábra. Zárt homokszűrő
1 – fenéklemez, 2 – szűrendő víz bevezetése, 3 – homok- és kavicsréteg, 4 – szűrőgomba, 5 – a tiszta (szűrt) víz elvezetése, 6 – kezelőnyílás

Ott használják, ahol nagy mennyiségű, kis szárazanyag-tartalmú folyadékot kell feldolgozni, elsősorban pl. a víztisztításnál. A legegyszerűbb ilyen készülékek nyitott, rendszerint betonból készült medencék, amelyben kavics- és homokréteg a szűrőközeg *(5.14. ábra)*. A beáramló és az elfolyó víz szintje közti különbség adja a szűréshez szükséges nyomáskülönbséget. Lényeges követelmény, hogy az érkező víz ne vájjon árkokat a homokban, hanem nyugodtan, egyenletesen terüljön el. Ezek a nyitott szűrők lassan szűrnek: ez is egyik előnyük, mert biológiai folyamatok is lejátszódnak bennük, amelyek a káros baktériumokat elpusztítják. A szűrési sebesség 0,1 m/h körül szokott lenni. Ritkán kell tisztítani, a benne levő homok sok évig használható és csak a felső réteget kell átlapátolni. Hátránya: a kis szűrési teljesítmény mellett a nagy helyszükséglet és a nagy beruházási költség.

Sokkal előnyösebbnek tűnik a zárt homokszűrő *(5.15. ábra)*, az ún. „gyorsszűrő". Rendszerint zárt tartály, melynek a szitafenekére van elhelyezve a kavics- és homokréteg.

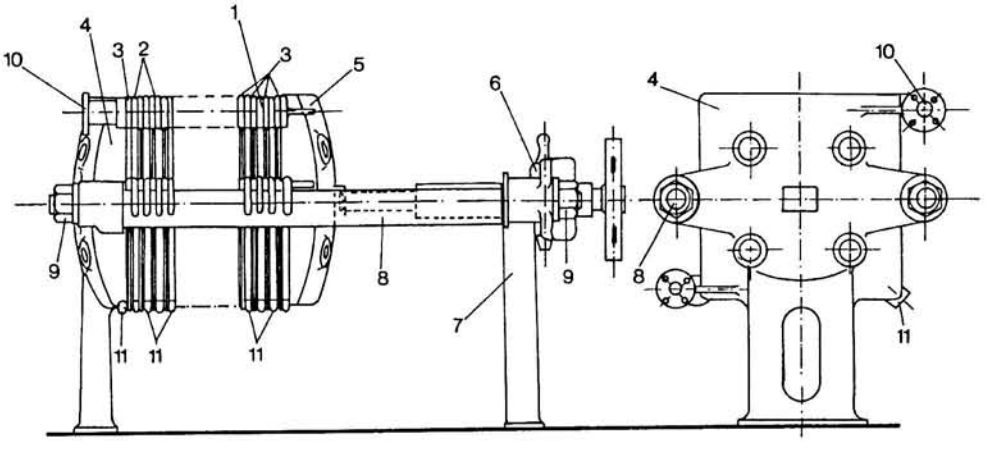
A szűrőréteg vastagsága 1,2...3 m között van és általában bizonyos mértékig összefüggésben van a szűrő átmérőjével. A szűrési sebesség 7...15 m/h. A homok- és kavicstöltetet időnként át kell mosni. Az egyenletes mosás érdekében és hogy a csatornaképződést elkerüljék, a mosóvizet a feneken lévő sapkás fúvókákon *(5.16. ábra)* keresztül nyomják be. A mosás előtt ugyanezen fúvókákon keresztül levegővel fellazítják a szűrőréteget. A gyorsszűrő előnye a lassú szűrővel szemben, hogy sokkal kisebb helyet foglal el, tehát olcsóbb, viszont nincs baktériumpusztító hatása [13, 50].



5.16. ábra. Homokszűrőbe épített gomba metszetrajza

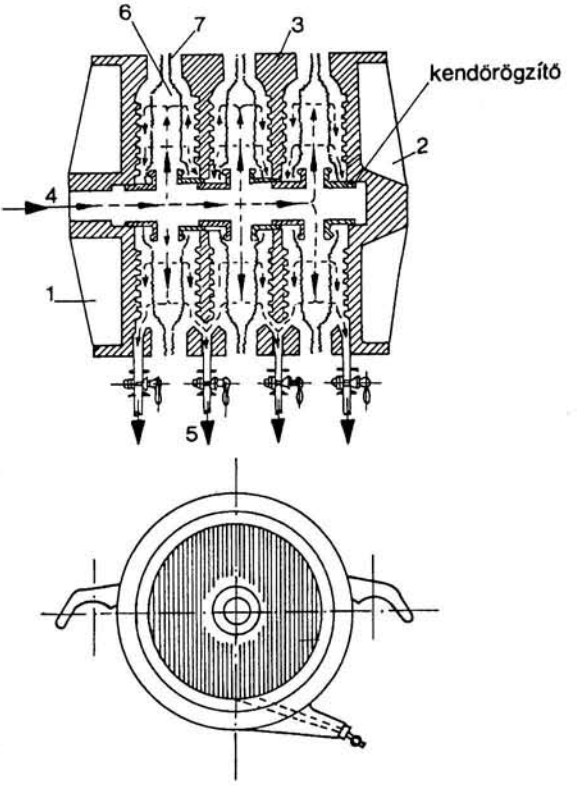
Szűrőprések

A szűrőprés több párhuzamosan kapcsolt szűrőelemből álló, szakaszosan működő szűrőkészülék *(5.17. ábra)*. A szűrés folyamata alatt az elemeket, a közéjük helyezett szűrőkendőkkel együtt erőteljesen egymáshoz szorítva kell tartani. A szűrendő folyadékot az elemek közé nyomják be. Az iszaplepény az elemek közötti üres teret tölti ki, míg az elemekre helyezett szűrőközegen átszűrődött folyadék, a szűrlet, az elemek bordái között folyik el a kifolyónyílás-



5.17. ábra. Keretes szűrőprés
1 – szűrőlap, 2 – átmosó szűrőlap, 3 – keret, 4 – álló fejrész, 5 – mozgó fejrész, 6 – zárószerkezet, 7 – állvány, 8 – tartórúd, 9 – anya, 10 – a szűrendő közeg, ill. a mosófolyadék bevezetése 11 – leeresztő (csap)

hoz. Az (4) álló fejrész és az (7) állvány a padlóhoz van erősítve. Ezekben vannak felerősítve a (8) tartórudak az (9) anyák segítségével. Az (1, 2, 3 szűrőelemek és a (5) mozgó fejrész az oldalukon kiképzett füleken keresztül a tartórudakra támaszkodnak és azokon eltolhatók. A nagyobb méretű és nehezebb szűrőelemek füleit görgőkkel látják el a könnyebb mozgathatóság céljából. Az álló fejrészen levő csonkokon vezetik be a szűrendő folyadékot és a mosófolyadékot. A szűrletet ki lehet ereszteni minden egyes lapnál külön a szűrlet tisztaságának ellenőrzése céljából. Amennyiben a folyadékot zárt rendszerben kell kezelni, a szűrletet is zárt csatornán keresztül távolítják el. Az (7) állványon van elhelyezve a (6) zárószerkezet, amelynek segítségével nyomják össze a szűrőelemeket. A szűrés folyamatát a *(5.18. és 5.19. ábra)* szemlélteti.



5.18. ábra. Kamrás szűrőprés vázlata
1 – álló fejrész, 2 – mozgó fejrész, 3 – szűrőlapok, 4 – a szuszpenzió bevezetése, 5 – a szűrlet kivezetése, 6 – iszap, 7 – szűrőkendő

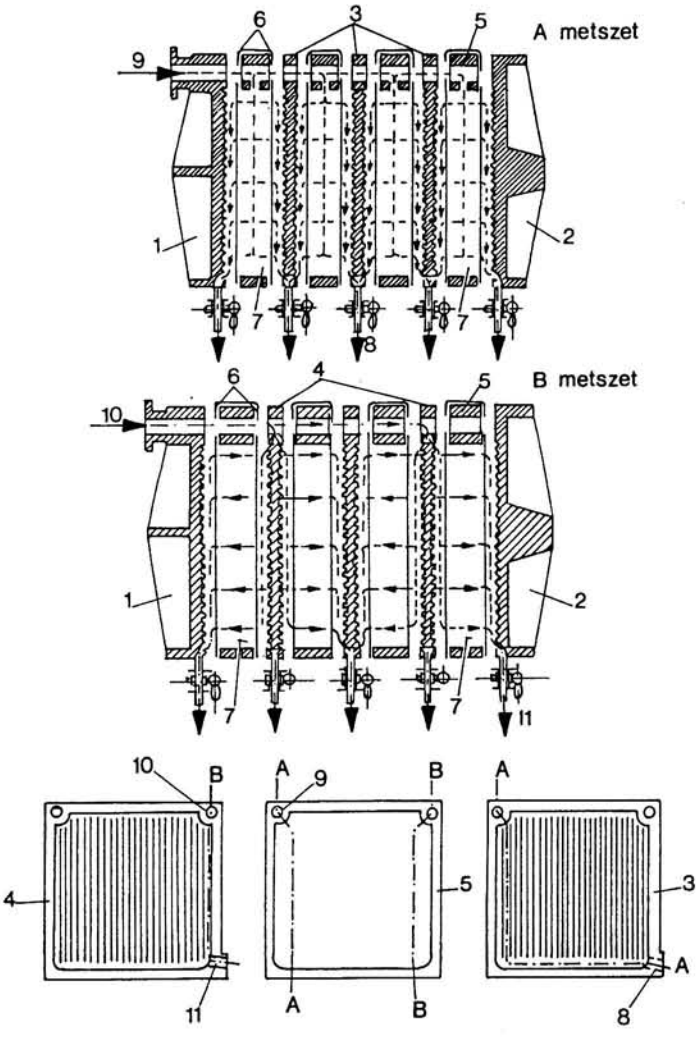
A szűrőprés a vegyiparban és az élelmiszeriparban a legjobban elterjedt és még ma is széles körben alkalmazott szakaszos üzemű szűrőtípus. Az első szabadalmat a XIX. század elején nyújtották be Angliában olyan készülékre, amely már hasonlított a mai értelemben vett szűrőprésre. Előnyei: nagyfokú üzembiztonsága, igen széles körű alkalmazási lehetősége, aránylag kis helyszükséglete. Hátránya a szakaszos működés és a nehézkes iszapeltávolítás. Egyszerű felépítése ellenére rengeteg időt és nehézkes kézimunkát igényel a kiszolgálása.

Osztályozásuk az elemek szerkezete szerint történik. A szűrőprések két fő fajtája az iszaptér kialakításában különbözik egymástól. A kamrás szűrőprés *(5.18. ábra)* elemei úgy vannak kialakítva, hogy a közöttük levő üres teret, az ún. „kamrá"-t tudja kitölteni az iszap. Szerkezeti okokból a kamrák vastagsági mérete korlátozott. Kis szárazanyag-tartalmú szuszpenziók szűrésére alkalmas.

A keretes szűrőprésnél *(5.19. ábra)* teli szűrőlapok és üres keretek váltakoznak. Az iszap az üres kereteket tölti ki. Előnye a kamrással szemben a szűrőkendő hosszabb élettartama, könnyebb felerősítése, cserélhetősége és a nagyobb iszapűrtartalom. A keret és ezzel az iszaptér vastagsága egész 150 mm-ig is felmehet. Ez utóbbi főleg akkor előnyös, ha nagy szárazanyag-tartalmú zagyot kell szűrni. Az egyes szűrési ciklusok ideje így lényegesen hosszabb lehet. A kamrás szűrőprés működése az *5.18. ábrából* könnyen érthető. A szűrendő folyadékot az álló fejrész közepén lévő csonkon vezetik be. A folyadék további útja az ábrán szaggatott vonallal van bejelölve. A bevezető csatornát a szűrőlapok középső nyílásai alkotják. Innen az elemek közötti üres térbe, az egyes kamrákba jut, majd az elemekre felhelyezett szűrőkendőn halad át a folyadék. A szűrlet a lapok bordái között az alsó részen elhelyezett kifolyónyílás felé csörgedezik. Amint a kamrák megteltek iszappal, a szűrés folyamatát megszüntetik. Ekkor következik az iszap kimosása, ha ugyan szükség van erre. Kamrás szűrőprésnél csak egyenáramú mosás lehetséges. A mosófolyadék útja ugyanaz, mint a szűrésnél.

A keretes szűrőprésben *(5.19. ábra)* az iszapteret nem kamra kialakításával, hanem különálló üres szűrőelemekkel, a kerettel valósítják meg. Ennek megfelelően az álló és mozgó fejrész között keretek és szűrőlapok váltakozva helyezkednek el a tartórudakon.

A szűrőlapok bordázatát a legkülönfélébb módon alakítják ki: ezek lehetnek függőleges, ferde hosszanti vagy esetleges csonkagúla alakú bordák. A lapok bordázott kialakításának célja mindig az, hogy alátámasszák a szűrőkendőt és lehetővé tegyék, hogy az átszűrődött folyadék, a szűrlet a bordázat közötti csatornákon minél kisebb ellenállással jusson a kifolyónyíláshoz. Rendszerint nem elég így alátámasztani a szűrőkendőt. Ilyenkor lyukasztott lemezt erősítenek fel a bordázott lapokra és erre mint alátétre fektetik a kendőt.



5.19. ábra. Keretes szűrőprés vázlata
1 – álló fejrész, 2 – mozgó fejrész, 3 – szűrőlap, 4 – mosólap, 5 – keret, 6 – szűrőkendő, 7 – iszaplepény, 8 – szűrletkifolyás, 9 – a szuszpenzió bevezetése, 10 – a mosófolyadék bevezetése, 11 – a mosófolyadék kivezetése

Korszerű szűrőpréseknél az elemek összeszorítására majdnem kizárólag hidraulikus vagy elektrohidraulikus zárószerkezetet használnak. A szűrőprés elemeit elsősorban öntöttvasból és fából készítik. A szűrendő anyag korróziós tulajdonságai, valamint a fűthetőségi és egyéb kívánalmak szerint készülhetnek

más fémből (pl. bronzból vagy könnyűfémből), vagy pedig keménygumi és műanyag bevonattal is. Legújabban gyártanak már műanyagból (polietilénből) vagy acélvázzal erősített gumiból szűrőelemeket.

A szűrőprés tisztításánál a két oldalon levő fogantyúk segítségével kézzel tolják az elemeket a tartórudakon. Nagyobb méretű készülékeknél az egyes elemek, elsősorban a mozgó fejrész súlya már igen nagy lehet. Ezért a fizikai munka csökkentésére a fülekre görgőket szerelnek. További könnyítést jelent a szűrőprés fölött hosszirányban elhelyezett tartógerendán mozgatható racsnis emelőszerkezet. A korszerű szűrőpréseket már teljesen automatizálták. A szűrőelemek továbbítását mechanizálták. Elterjedt megoldás az, amelyiknél végtelenített görgőláncra szerelnek különleges kialakítású kilincseket. Ezek mindig csak az utolsó elemet ragadják meg, és addig viszik magukkal, amíg a kívánt helyzetbe kerülnek. Egy másik szokásos megoldásnál az elemek láncokkal vagy elbillenthető szemekkel vannak összekapcsolva. Nyitáskor csak a mozgó fejrészt kell mozgatni. A többi elem a láncok révén mozdul, és végül egymástól a lánc által megszabott távolságban helyezkednek el.

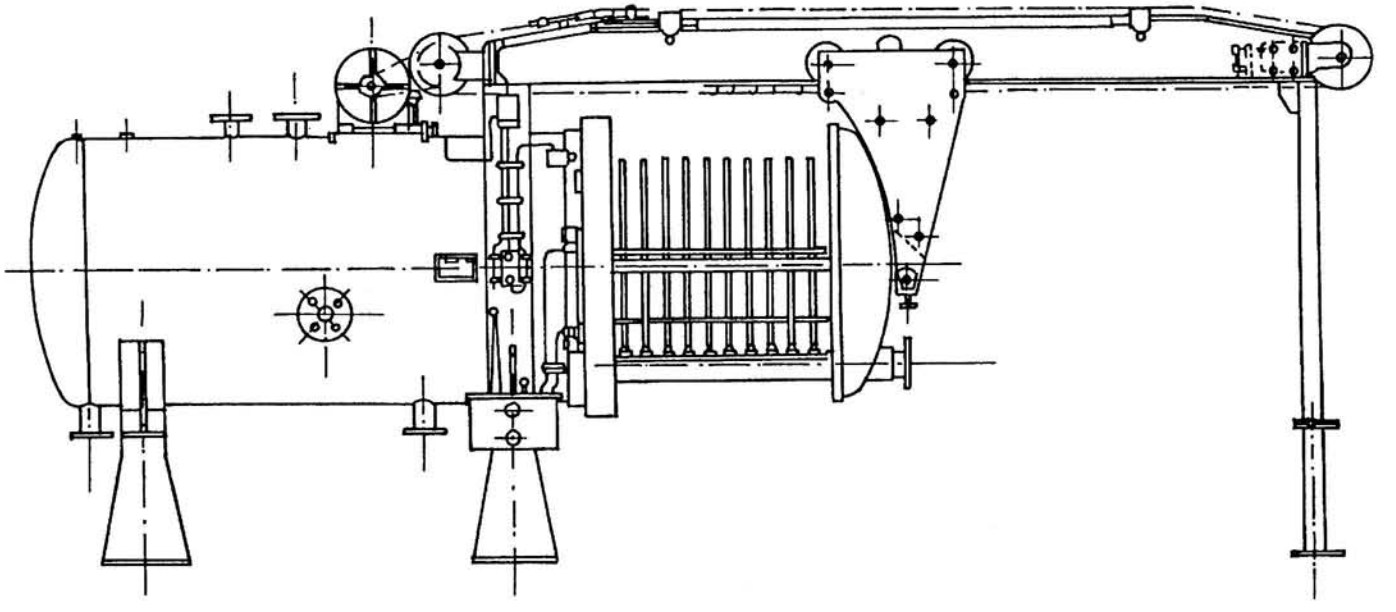
Közepesen és nehezen szűrhető anyagoknál, finomszemcsés vagy tapadó nedvességű szűrőlepényeknél a szétválasztás és a szűrő teljesítményének növelése érdekében számos megoldás található. Ezek mind megegyeznek abban, hogy a szűrés befejezése után nyomást gyakorolnak az iszaplepényre és ezzel igyekeznek a nedvességtartalmát csökkenteni. Legtöbbször a lepény könnyű eltávolítása is megoldódik ezáltal. Az ilyen megoldások között találjuk a magyar szabadalmazott AJKO-rendszerű légtáskás szűrőprést [13].

Nyomószűrők

Táskás szűrők

A nyomásálló házban egymás mellett helyezkednek el a párhuzamosan kapcsolt szűrőelemek. A szűrőszövettel bevont szűrőelemek táskaszerű kialakításúak. A szűrőpréshez hasonlóan nagy szűrőfelületet lehet így elhelyezni, aránylag kis alapterületen. Elsősorban a kis iszaptartalmú folyadékok szűrésére használják. A szűrendő folyadékot a készülék tartályába vezetik be. A folyadék a szűrőközegen át a táska belsejébe nyomul és a szűrletelvezető csövön folyik el. Az iszap a táskák külső felületére rakódik le.

A korszerű táskás szűrők hengeres nyomásálló házában a szűrőelemek vízszintesen vagy függőlegesen helyezkednek el. A vízszintesen elhelyezett szűrőelemek egyik, felső oldalán a függőlegesen elhelyezett szűrőelemeknek pedig mindkét oldalán fémből készült finom szitaszövet van kifeszítve. A szi-



5.20. ábra. Táskás iszapolószűrő

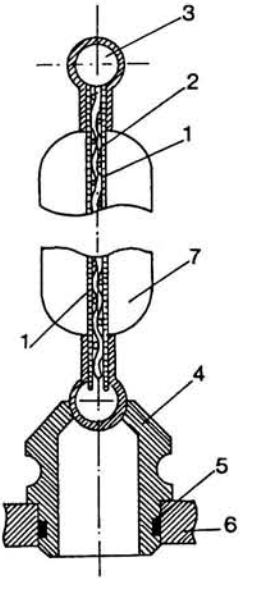
taszövetet rendszerint rozsdamentes, maródásálló acélból készítik a sokoldalú felhasználás végett. Erre a célra kb. 60 μm lyukbőségű szövetet használnak. Huzalhálóval támasztják alá, hogy ezáltal a szűrlet könnyen távozhassék el a szűrőelem közepén vagy a kerületen elhelyezkedő gyűjtőcsőbe. A szűrő tartálya vízszintes vagy függőleges tengelyű, henger alakú nyomásálló edény. A maximális üzemnyomás a különféle gyártmányok és a felhasználási technológiák szerint általában 2...10 bar között van.

A vízszintes tartályban függőleges síkú táska alakú szűrőelemeket helyeznek el *(5.20. ábra)*. A táskák lehetnek kör, hiányos kör vagy lekerekített téglalap alakúak. Az elemek felerősítése kétféle. Az egyik megoldásnál a szűrőelemeket kétoldalt tartószerkezettel kötik össze és mint egy egységet a tartály fedelével együtt lehet kihúzni. A kihúzás megkönnyítésére görgőket és kézi vagy motoros csörlőszerkezetet alkalmaznak.

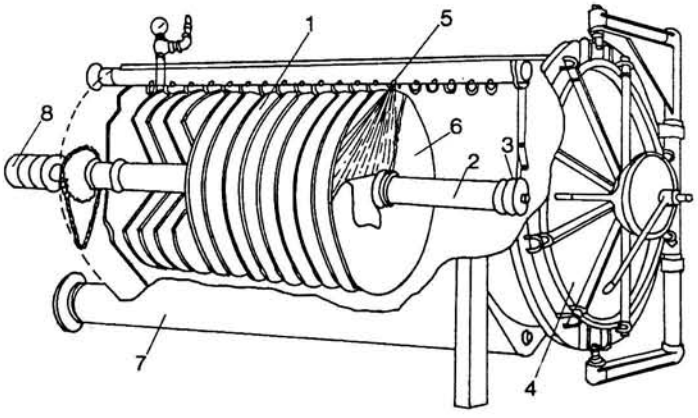
Az *5.21. ábra* a szűrőelemet metszetben ábrázolja. A lé a kétoldali szitaszöveten halad keresztül, majd a szűrőelem kerületén lévő gyűjtőcsatornába jut, ahonnan a táskák alatt elhelyezkedő szűrletlefolyó-vezetékbe kerül. A szűrőelem gyűjtőcsatornájának becsatlakozása készülhet hollandianyás kötéssel vagy pedig az ábrán látható egyszerűbb megoldással, O-gyűrű segítségével.

A szűrőelemek másik felerősítési módja a könnyebb iszapeltávolítás céljából alakult ki. Ennél a módszernél az elemeket csőtengelyre húzzák fel és utána összeszorítják *(5.22. ábra)*. A szűrőelem kerületén nincs légyűjtő csatorna, helyette a csőtengelyt használják gyűjtő- és szűrletelvezető csőnek.

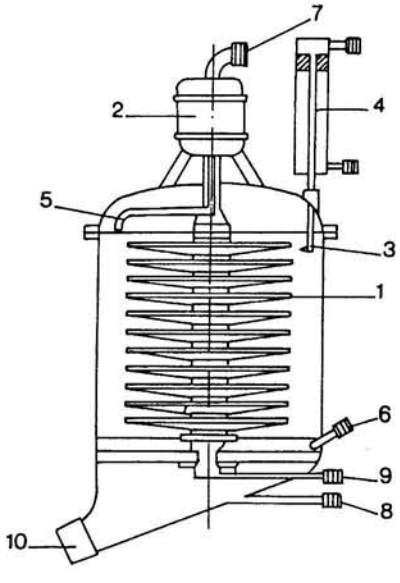
A táskás szűrőknél is, mint minden szakaszos üzemű szűrőnél, a legnagyobb problémát az iszaplepény eltávolítása okozza. Az értékes iszap száraz eltávolítása céljából az egyik legjobban bevált megoldás az, hogy a szűrőelemeket összefogják egy egységbe. Az egész szűrőcsomagot a fedéllel együtt kihúzzák. A kihúzást csörlőszerkezet könnyíti meg. Az *5.20. ábra* példaként ilyen megoldást mutat be. Kihúzott állapotban már könnyű az iszapot eltávolítani a szűrőtáskákról.



5.21. ábra. Táskás szűrőelem
1 – alátámasztó drótháló, 2 – finom szitaszövet, 3 – szűrletgyűjtő csatorna, 4 – csatlakozó darab, 5 – O-gyűrű, 6 – szűrletvezeték, 7 – iszaplepény



5.22. ábra. Táskás iszapolószűrő csőtengelyes típusa
1 – táskás szűrőelem, 2 – csőtengely, 3 – csapágyazás, 4 – nyitható fedél, 5 – iszaplemosó fúvókák, 6 – iszap, 7 – a lemosott iszap eltávolítása, 8 – a szűrlet elvezetése



5.23. ábra. Száraz iszap eltávolítására alkalmas Funda-szűrő
1 – szűrőelemek, 2 – hajtómotor, 3 – levegőfúvóka, 4 – állítódugattyú, 5 – forgó levegőfúvóka 6 – kihordóinjektor, 7 – a levegő bevezetése, 8 – a szuszpenzió bevezetése, 9 – a szűrlet kivezetése, 10 – az iszap eltávolítása

Korszerűbb megoldással találkozunk az ún. centrifugális tisztítású szűrőknél. Az *5.23. ábra* száraz iszap eltávolítására alkalmas szűrő vázlatát ábrázolja. A szűrés befejezése után először levegővel vagy más semleges gázzal kinyomják a tartályban levő folyadékot. Ezzel egyúttal az iszapot szárítják is. Ezután az egész szűrőcsomagot gyors forgásba hozzák, miközben sűrített levegőt fújnak rá ferdén a szűrőfelületre. A levegősugár elősegíti az iszaplepény leválását a szűrőfelületről. A levegőfúvóka helyzete változtatható. Így mindegyik szűrőtáskát egyformán lehet lefúvatni. Egy másik, a szűrőtáskákkal együtt forgó fúvókával a szűrőtáskák és a tartályfal közé juttatnak erős levegősugarat a tartály falára tapadt iszap leválasztására. Ha az iszapot csővezetéken keresztül akarják szállítani, egy harmadik fúvókát helyeznek el a tartály aljában.

Ha nem szükséges az iszapot szárazon eltávolítani, erős vízsugárral mossák le a táskákról az iszaplepényt. A nedves

iszapeltávolítást ellenáramú öblítéssel lehet elősegíteni. Az iszaplemosás végezhető fixen beépített vagy elforgatható, esetleg ide-oda mozgatható fúvókasorral. Az *5.22. ábrán* látható megoldásnál villamos motorral forgatják a fúvókasort. Közben egy vagy két sor fúvókával az iszapot lemossák.

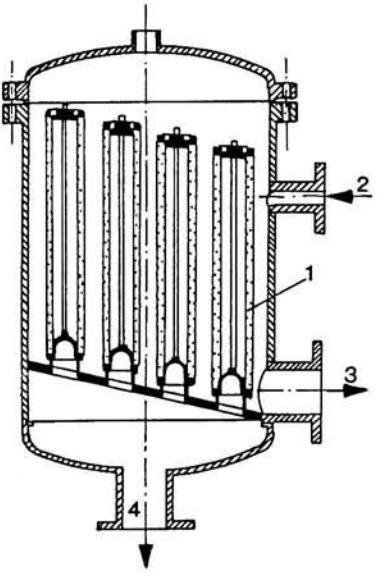
A centrifugális tisztítású szűrőkből a centrifugális erő segítségével távolítják el az iszapot, a mosófolyadék egyidejű felhasználásával. A csőtengelyre felhúzott elemeket egy egységként szorítják össze. Az *5.23. ábrán* látható szűrőnél pl. a tisztítás ideje alatt, amíg az összeszerelt szűrőegység gyors forgásban van, a csőtengelyen keresztül tiszta mosófolyadékot vezetnek be. A visszaöblítés és a centrifugális erő együttes hatására rövid idő (1...2 perc) alatt megtisztul a szűrőfelület.

Gyertyás szűrők

A gyertyás szűrő álló, zárt hengeres tartály, amelyben csőkötegszerűen hosszú, cső alakú szűrőelemek, a szűrőgyertyák foglalnak helyet *(5.24. ábra)*. A szűrés ugyanolyan irányban megy végbe, mint a táskás szűrőkben, azaz: kívülről befelé. A szűrőgyertyák csőkötegfalba vannak erősítve. A csőkötegfal és az edény feneke közötti térben gyűjtik össze a szűrletet. A folyadék útja a cső alakú szűrőelem falán keresztül vezet a szűrőgyertya belsejébe, majd az egyes gyertyákból a szűrletgyűjtő részbe [13,26,27,41].

A szűrőgyertyák anyaga és kivitele tekintetében igen nagy a választék. Az anyaguk lehet lyukacsos kerámia, műszén és műanyag, lyukacsos zsugorított fém, fémszita vagy textília megfelelő alátétcsővel. A szűrőgyertyákat meghatározott – rendszerint 1 m – hosszúságban gyártják.

A képződött iszap eltávolítására csaknem mindig ellenáramú öblítést alkalmaznak. Öblítéskor a szűrési folyamat ellenkezője megy végbe. A szűrlet oldaláról a szűrőgyertya belsejébe tiszta folyadékot, rendszerint vizet nyomnak és ez a kívül levő iszapot lemossa. A víz és az iszap keverékét az alul elhelyezett leürítőcsonkon keresztül távolítják el. Az ellenáramú mosást lehet még levegőnyomással kombinálni, amelyet a mosás előtt az iszap lazítására vagy pedig a mosás utáni utántisztításra alkalmaznak.



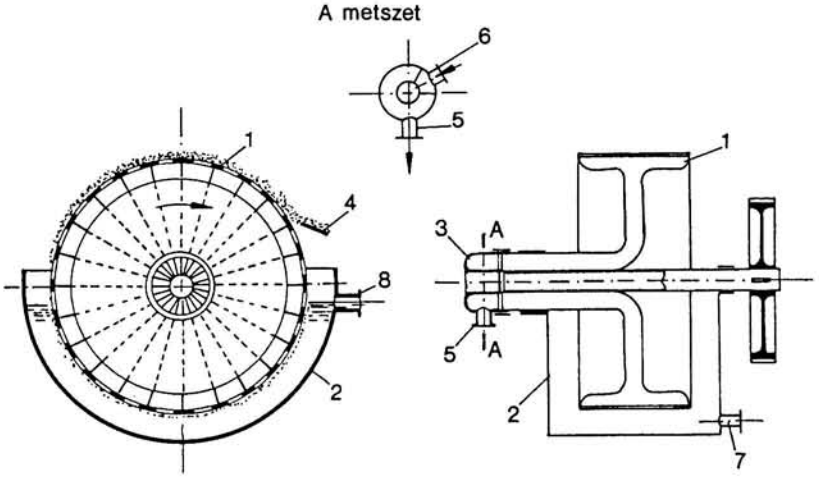
5.24. ábra. Gyertyás szűrő
1 – szűrőgyertyák, 2 – a szűrendő folyadék bevezetése, 3 – az iszap eltávolítása, 4 – a szűrlet elvezetése

A szűrőgyetyákat tartó csőkötegfal és a szűrletgyűjtő rész elhelyezésére kétféle megoldás van. Az *5.24. ábrán* látható szűrőben a csőkötegfal a szűrő zárt házában alul helyezkedik el. Előnye, hogy a szűrési ciklus végén a szűrőt nem kell leüríteni, hanem a zavaros levet teljesen át lehet szűrni. A szivattyú leállítása után ugyanis levegőt vagy más semleges gázt nyomnak be a tartályba és azzal szorítják ki a szűrendő anyagot. Az iszapeltávolítás megkönnyítésére a feneket célszerűen lejtősre képezik ki. A csőkötegfal alsó elhelyezésének hátránya, hogy a szűrőgyertyák nehezen hozzáférhetők.

Az újabb konstrukciókban a csőkötegfalat felül helyezik el a két karima között. Nagyobb tisztítás, pl. savazás alkalmával a fedél eltávolítása után az egész szűrőköteg együtt kiemelhető. Ez főleg a nagy tisztítással járó sok munka megtakarítását jelenti, különösen a munkaerőhiánnyal küszködő üzemekben.

Folytonos szűrőkészülékek

A folytonos üzemű szűrőkészülékek közül a legelterjedtebbek a forgódobos szűrők, ezek közül is a vákuummal működők. A XIX. század végén készítették az első, a mai értelemben vett cellás vákuumdobszűrőt. Az *5.25. ábrán* levő vázlatból jól látható az elvi felépítése és működése. A vályúban lassan forgó dob köpenye lyukasztott, két vége teli lemezzel van lezárva. A köpeny szűrőszövettel van borítva. A dob belsejében vákuum van, ennek hatására a



5.25. ábra. Vákuumdobszűrő
1 – szűrődob, 2 – vályú, 3 – elosztófej, 4 – iszapleszedő kés, 5 – szívócsatlakozás, 6 – sűrített levegő csatlakozás, 7 – szuszpenzió bevezetése, 8 – túlfolyó

folyadék átszívódik a vályúból a szűrőszöveten át a dob belsejébe. A vályúban a szűrendő folyadék szintjét állandónak kell tartani, hogy a szűrést előidéző nyomáskülönbség ne változzék. Az állandó szintet a túlfolyó szabályozza. A betápláló szivattyúval több folyadékot nyomnak be, mint amennyi a dobon átszűrődik. A felesleg a túlfolyónyíláson folyik el.

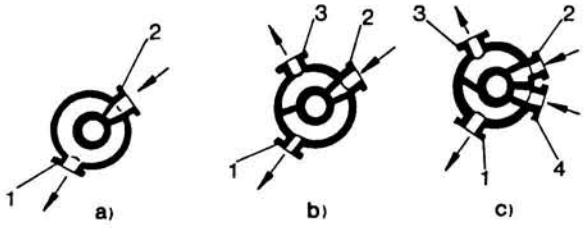
A dob köpenyének külső felületére rakódik a kiszűrt iszap, amelyet alkalmas helyen megfelelő leszedőszerkezet távolít el folyamatosan. A leszedőszerkezet a legegyszerűbb esetben kés, amelyet a szűrőszövethez egészen közel állítanak. A szövetre teljesen odanyomni nem szabad, mert azt igen hamar tönkretenné. Hogy a kis hézag miatt mégse maradjon a szűrőszöveten egy vékony iszapréteg, a leszedésnél belülről kifelé levegőt vagy gőzt nyomnak át a szöveten. A levegő felemeli az iszapot, így a kés már könnyen le tudja szedni azt.

A két ellentétes követelmény (szívás és nyomás) miatt a dob belsejét rekeszekre, ún. cellákra osztották. Az egyes cellákat csövekkel kötik össze a tengely végén levő és azzal együtt forgó nyakrésszel. Itt az elosztófej gondoskodik arról, hogy az iszapleszedéshez kerülő cella túlnyomásos levegőt kapjon. A többi cella pedig a szűrletgyűjtő edénnyel van kapcsolatban. A nyakrész homlokfelületén körgyűrű alakú, cserélhető betét van, amelyben a cellák számával megegyező számú nyílás van. Vele szemben a gép tartóállványára erősített vezérlőtárcsának körgyűrű alakú a nyílása (*5.25. ábra* A metszet). Ezt a nyílást a legegyszerűbb esetben két részre osztják. A vezérlőtárcsát rendszerint rugóval szorítják a forgó nyakrészhez.

A dobnak a folyadékba merülő részén történik a tulajdonképpeni szűrés. Amint a dob kiemelkedik a folyadékból és a levegővel érintkezik, az iszapban levő maradék nedvesség egy része mellett levegő szívódik át az iszapon és azt szárítja.

Ezen a részen történik az iszap kimosása permetező csövek segítségével. Az iszap végleges szárítása csak a mosás utáni részen következik. A mosózónánál átszűrődő mosófolyadék természetesen kisebb töménységű oldat, mint maga a szűrlet. Hogy a szűrlet ne híguljon, a mosófolyadékot külön vákuumedényben szokás gyűjteni. E célból az elosztófej vezérlőtárcsáját külön rekeszszel látják el (*5.26. ábra* b kép). A szűrőszövet az iszap leszedése után kimosható, ha az elosztófej újabb rekeszén keresztül vizet, ill. öblítőfolyadékot nyomunk be a szűrőszövet alá, az iszapleszedés után (c kép). Az *5.26. ábra* mutatja a felsorolt elosztófej-szerkezetek sémáját.

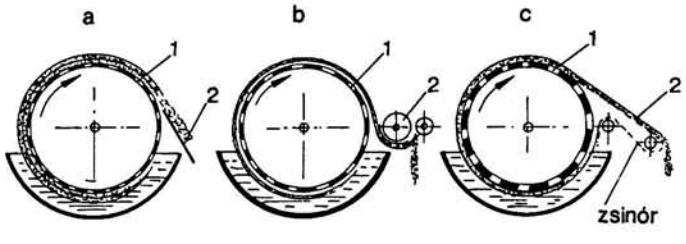
A különböző elosztófej-szerkezetek általában megegyeznek abban, hogy a mozgó- és az állórész köszörült homlokfelületükkel csatlakoznak. Van olyan megoldás is, amelynél a mozgó- és az állórész közötti érintkezés hengeres felületen történik. Az érintkező felület szélén egy-egy tömörítőgyűrűt alkalmaznak.



5.26. ábra. Elosztófej- szerkezetek
1 – a szűrlet elszívása, 2 – sűrített levegő bevezetése, 3 – mosófolyadék elszívása, 4 – az öblítőfolyadék bevezetése

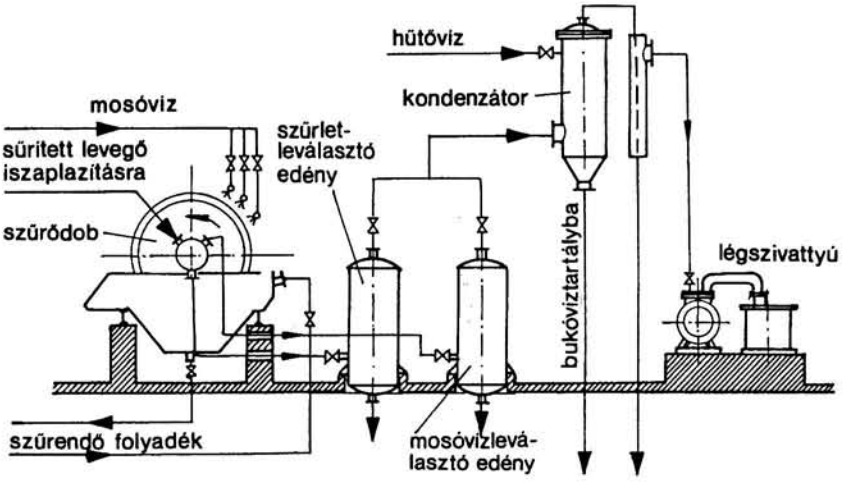
Az iszap fizikai tulajdonságaihoz kell alkalmazkodni a leszedőszerkezet kialakításánál. Fontos, hogy az iszap leszedése folytonosan és teljes egészében, maradék nélkül történjék meg. Szemcsés, kristályos, nem összenyomható lepény esetén jól bevált az előzőekben már említett késes iszapleszedés. Összefüggő iszaplepényre előnyösen alkalmazható a zsinóros leszedőszerkezet (*5.27. ábra* c kép). A szűrőszövet felett végtelenített zsinórok vannak egymástól 6...25 mm távolságban kifeszítve, amelyeket két vezetőhengeren át vezetnek vissza a szűrődobra. Zsinórok helyett használnak még láncot, drótfonatot vagy kendőt. A végtelenített zsinóros, illetve bármely másik leszedőszerkezet, mivel a szűrőszövet felett helyezkedik el és a dobbal együtt mozog, a képződő iszaplepénybe beágyazódik.

A leszedés helyénél nem kell levegő befúvásával felemelni az iszapot, elegendő a szívást megszüntetni. Az iszaplepény a végtelenített zsinórokkal együtt elemelkedik a dobról és együtthalad a kis hengerig, ahol lehull. A tökéletesebb eltávolítás érdekében itt még fésűszerkezetet is lehet alkalmazni. Előnye még ezen leszedőszerkezetnek, hogy az iszapot legtöbb esetben közvetlenül, külön szállítóberendezés nélkül lehet a további feldolgozásra, pl. szárítóberendezésbe juttatni.



5.27. ábra. Iszapleszedési megoldások
a – késes, b – hengeres, c – zsinóros, 1 – szűrődob, 2 – iszapleszedő

Kis koncentrációjú, aprószemcsés szilárdanyag-tartalmú és nehezen szűrhető szuszpenziók vékony, de még aránylag tömör iszaplepényt adnak. Ebben az esetben az iszapleszedésnél gumihengert alkalmaznak *(5.27. ábra)*. A cellás vákuumdobszűrő kapcsolási vázlata az *5.28. ábrán* látható. A szűrlet, ill. a mosóvíz elszívásánál egy-egy lé, ill. vízleválasztó edényt alkalmazunk. A lé, ill. mosóvíz rendszerint kb. 6...8 m-rel mélyebben elhelyezett ejtőtartályokon keresztül barometrikusan folyik el további felhasználásra. A leválasztott párát és a nemkondenzáló gázokat barometrikus keverőkondenzátoron keresztül légszivattyúval távolítják el. A kondenzátor méretezésénél ügyelni kell arra, hogy itt nemcsak az elszívott párákat kell lecsapatni, hanem a meleg gázokat is le kell hűteni.



5.28. ábra. Cellás vákuumdobszűrő kapcsolási vázlata

A szűrő teljesítményére vonatkozóan jelentős a szűrőfelület kihasználási foka (a vákuum alatt álló felület viszonya az összes szűrőfelülethez). A kihasználási fok növelése céljából a nem szűrésre fordított felületeket csökkenteni kell, amennyire csak lehet. A nem szűrésre felhasznált felületek az iszapeltávolító és az öblítőzóna, valamint az öblítés és a szűrés kezdete közötti zónának megfelelő felületrészek. A dobszűrő üzemtani jellemzőire vonatkozik az *5.3. táblázat* [13].

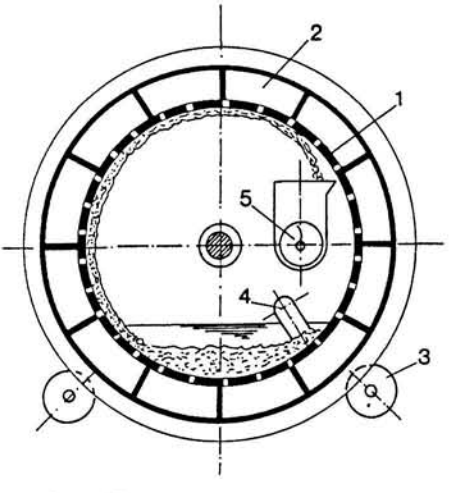
A dobszűrőről lekerülő lepény maradék nedvességtartalma attól függ, hogy a szárítózónában mennyi nedvességet sikerül eltávolítani. Kezdetben a lepény telített, azaz a pórusok folyadékkal telítettek. Tehát a kezdeti nedvességtartalom a lepény porozitásától függ. A belső szűrésű szűrődob *(5.29. ábra)* vízszintes tengelyű fekvő henger, amelynek szűrőpalástján azonban nem kívül-

5.3. táblázat

A szűréssel kapcsolatos tényezők változásának hatása a szűrés körülményeire

Tényező és a változás iránya	Rétegvastagság	Iszap nedvesség-tartalma	Zagyteljesítény
A szuszpenzió sűrűbb	növekszik	marad vagy növekszik	növekszik vagy marad
A szilárd anyag szemcsemérete növekszik	növekszik	csökken	növekszik
A dob merülési mélysége növekszik	növekszik	növekszik	növekszik
A dob fordulatszáma növekszik	csökken	növekszik	marad vagy növekszik
A vákuum növekszik	növekszik vagy marad	csökken	növekszik vagy marad
A levegő hőmérséklete emelkedik	marad	csökken	marad

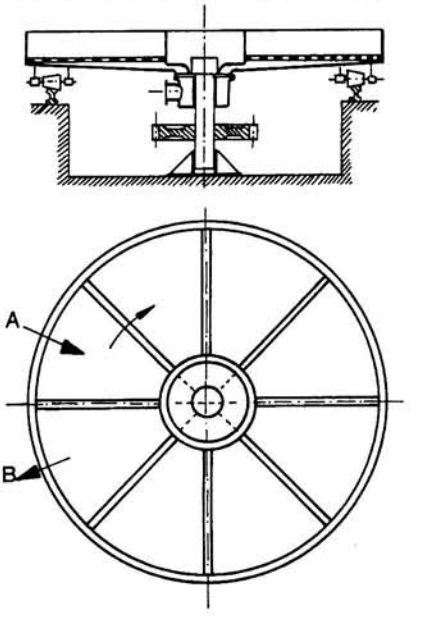
ről befelé történik a szűrés. A szűrendő folyadékot a dob belsejébe táplálják egy oda benyúló csövön. A szívás alatt álló kamrák a szűrőpaláston kívül helyezkednek el egy koncentrikus nagyobb hengerben. Az ilyen szűrőberendezés elosztófeje nagyobb, nagyobbak az egymáson elmozduló tömítendő felületek, amelyeknek megmunkálása éppen ezért drága, tehát az ilyen belső szűrésű készülék költsége is nagyobb. Főleg akkor használják, ha a szűrendő folyadék gyorsan ülepedő, nagyobb szemcséket is tartalmaz, amelyek keverőszerkezetek egyikével sem tarthatók szuszpenzióban [27].



5.29. ábra. Belső szűrésű szűrődob
1 – szűrődob, 2 – cellák, 3 – támasztó görgő, 4 – a szűrendő anyag bevezetése 5 – szállítócsiga

Az iszap a szövettel bevont belső szűrőköpenyre ülepszik, s a kamrákban uralkodó vákuum hatására annyira a szűrőszövetre tapad, hogy még a gyorsabban ülepedő, nagyobb szemcsék is feljutnak a legmagasabb helyzetbe. Ezután megszűnik a kamrákban a depresszió, helyén pneumatikus nyomás jelentkezik, s az iszap a kihordó szerkezetre hull. Ez lehet az ábrán is vázolt szállítócsiga, de lehet a dob belsejébe benyúló szállítószalag is. Hátránya az ilyen szűrődobnak, hogy az iszap kimosása magában a szűrődobban nem valósítható meg.

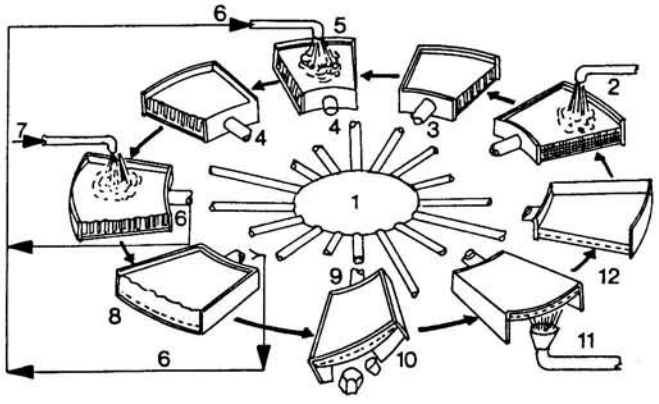
A vízszintes helyzetű, folytonos tányéros szűrő több méter átmérőjű, függőleges tengelye körül lassan forgó, kör alakú szűrőfelületű *(5.30. ábra)*. Alkalmas a szinte már nem is áramló, egészen sűrű iszapok nedvességtartalmának kiszűrésére is. Az ilyen iszapok – pl. a kristályos sók – semmilyen dobszűrőn nem szűrhetők. A szűrőtárcsa sugárirányú választófalakkal felül nyitott, körcikk alakú kamrákra van osztva, amelyek alulról szívó, illetve nyomó vezetékkel vannak összeköttetésben. A kamrák etetése csúszdáról vagy garatról történik egy meghatározott helyen. A kamrák lyukasztott fenekén át szívódik el a folyadék az anyagszemcsék közül, s mire a lassú forgás közben egy kamra ismét az etetőhelyre ér, a benne levő anyag kiszárad. Az etetőhely elérése előtt a kamrát vagy buktatással, vagy kanálszerűen benyúló lemez segítségével ürítik. Az ürítést sűrített levegő alá-fúvatása előzheti meg. A készülék elosztófeje ugyanolyan jellegű, mint a vízszintes tengelyű dobszűrőké.



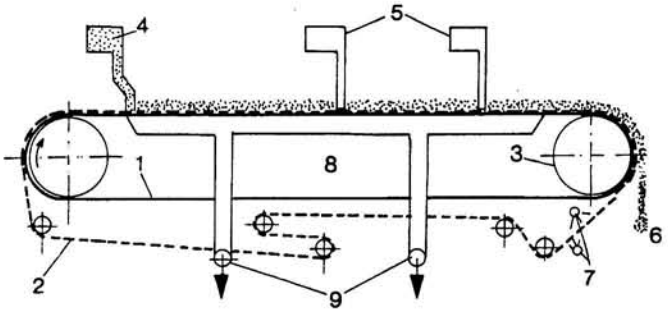
5.30. ábra. Tányéros szűrő
A – betáplálás, B- ürítés

A Prayon elnevezésű tányéros szűrőnél a szűrőfelületet alkotó tálcákat billenthetően képezik ki. Működési elvét az *5.31. ábra* mutatja. A legnagyobb méretű szűrő átmérője 20,5 m, a szűrőfelület kb. 160 m^2.

A folytonos üzemű szalagszűrő vízszintes elrendezésű. Elvi vázlatát az *5.32. ábra* mutatja. Tulajdonképpen végtelenített hevederes szállítóberendezés, szűrésre alkalmas kivitelben. A végtelenített (2) szűrőközeget a szintén végtelenített (1) folyadékáteresztő heveder támasztja alá. A haladási sebességük azonos. A heveder az (8) álló vákuumkamra első részén csúszik. A vákuumkamra – ugyanúgy, mint a dobszűrő elosztófeje – több részre osztható, hogy külön kezelhessék a szűrletet és a mosófolyadékot. A vákuum hatására a folya-



5.31. ábra. Prayon-féle tányéros szűrő működése
1 – elosztófej, 2 – a szuszpenzió bevezetése, 3 – szűrlet, 4 – a második mosófolyadék szűrlete, 5 – az iszap mosása, 6 – az első mosófolyadék szűrlete, 7 – mosófolyadék, 8 – az iszap víztelenítése, 9 – sűrített levegő, 10 – az iszap eltávolítása, 11 – a szűrőkendő mosása, 12 – a kendő szárítása

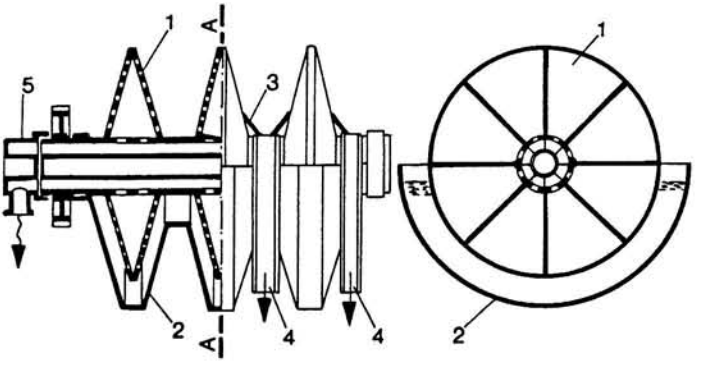


5.32. ábra. Szalagszűrő
1 – végtelenített heveder, 2 – szűrőközeg, 3 – hajtódob, 4 – a szűrendő anya feladása, 5 – mosóvíz, 6 – az iszap eltávolítása, 7 – a szűrőközeg (heveder) mosása, 8 – vákuumkamra, 9 – elszívás a gyűjtőedénybe

dék átszűrődik a szűrőközegen, és a hevederen keresztül a vákuumkamrába folyik. Közben az iszaplepény folytonos anyagáramban halad előre.

Szuszpenziók folytonos üzemű szűrésére használják a tárcsás vákuumszűrőt. Felhasználási területe azonos a dobszűrőével. Az *5.33. ábrán* látható az elvi vázlata. Minden tárcsa több körcikkből áll. Ezek acélból, esetleg öntöttvasból készülnek. A tárcsák mindkét oldalán kialakul a szűrőréteg. A szűrő működését ennél a szűrőtípusnál is elosztófej szabályozza, a tárcsák cikkei és

az elosztófej csatornákkal vannak összekötve. A kettőskúp alakú tárcsák felületét lyukasztott lemezből vagy rovátkolt csatornás lemezből alakítják ki. A lemezből készült teknőben keverőt helyeznek el a szuszpenzió kiülepedésének megakadályozására.



5.33. ábra. Tárcsás vákuumszűrő
1 – szűrőelemek, 2 – vályú, 3 – iszapleszedő kések, 4 – iszapcsatornák, 5 – elosztófej

Élesre szűrő berendezések

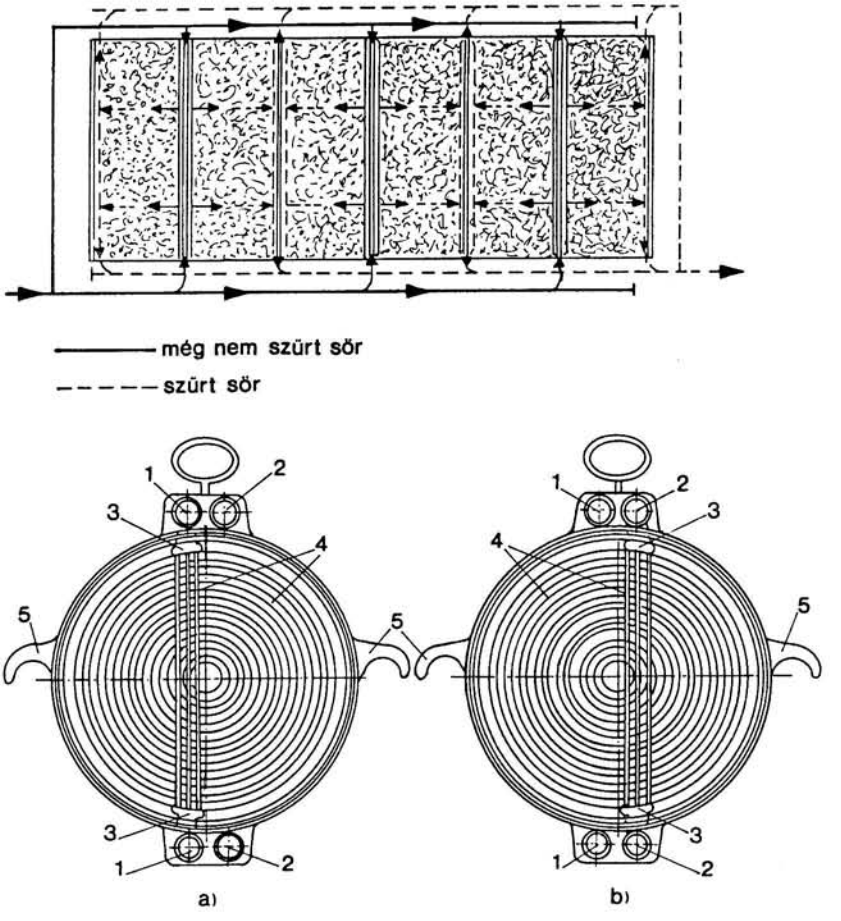
Az élesre szűrő berendezések feladata az, hogy az értékes folyadékból az 1...50 μm nagyságú szennyezést, zavarosságot kiszűrje. Ez közönséges (szokásos) szűrővel alig vagy nem teljesíthető. Az okok: rossz hatásfok a kis szemcseméret, ill. a szűrőfelület (szűrőpogácsa) elnyálkásodása miatt.

A masszaszűrők, a réteges (kettős szűrőelemes) szűrők és az előrétegző iszapoló szűrők az élesre szűrők főbb típusai [13].

Masszaszűrők

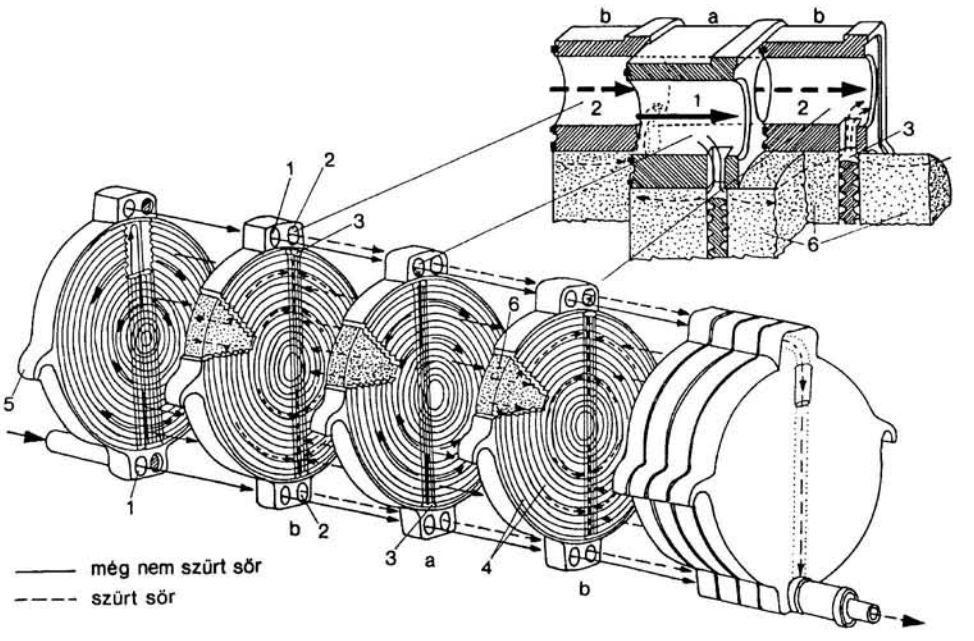
Az ún. masszaszűrők a kamrás szűrőprésekre hasonlítanak. A szűrőprésnél szokásos szűrőkendő helyett cellulózból préselt masszát használnak, amely az egyes szűrőelemek közti teret kitöltve képez szűrőréteget. A szűrőmassza elsősorban mechanikai tisztítást végez azáltal, hogy „durvább" részeket – pl. élesztősejteket – visszatart.

A felül és alul levő „szemek" mint a szűrendő levet bevezető és a szűrt levet elvezető csatornákat képeznek. A lé a csatornából résen keresztül az elem bordázata, ill. elosztórácsai között jut a masszához. A megtisztult lé a szűrletvezető csatornába kerül. A szűrőmasszát kimerülés után hideg és meleg vízzel mossák, majd utána a masszaprésben újra a kereteknek megfelelő alakra sajtolják.



5.34. ábra. Sörszűrő vázlata
1 – csatorna még nem szűrt sörhöz, 2 – csatorna szűrt sörhöz, 3 – elosztónyílás, 4 – elosztóborda, 5 – tartófül

Az *5.34. ábra* a sörszűrésnél használt masszaszűrő üzemi funkciós vázlata. A folytonos vonal a szűretlen sör útja, a szaggatott a szűrt söré. Az *5.35. ábra* a söripari masszaszűrő szerkezeti felépítését mutatja. Itt is jelöltük a szűretlen (folytonos vonal) és a szűrt sör (szaggatott vonal) útját. Az a és b jel a kétféle szűrőlemezt jelzi. A további jelek: (1)- a szűretlen sör csatornája, (2) – a szűrt sör csatornája, (3)- elosztónyílás, (4) -elosztóvájatok, (5) a tartóelemek, (6) – szűrőmassza.

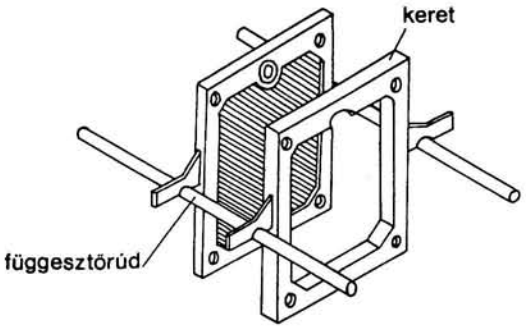


5.35. ábra. Sörszűrő részletrajza és működése
1 – csatorna még nem szűrt sörhöz, 2 – csatorna szűrt sörhöz, 3 – elosztónyílás, 4 – elosztóborda, 5 – tartófül, 6 – szűrőmassza

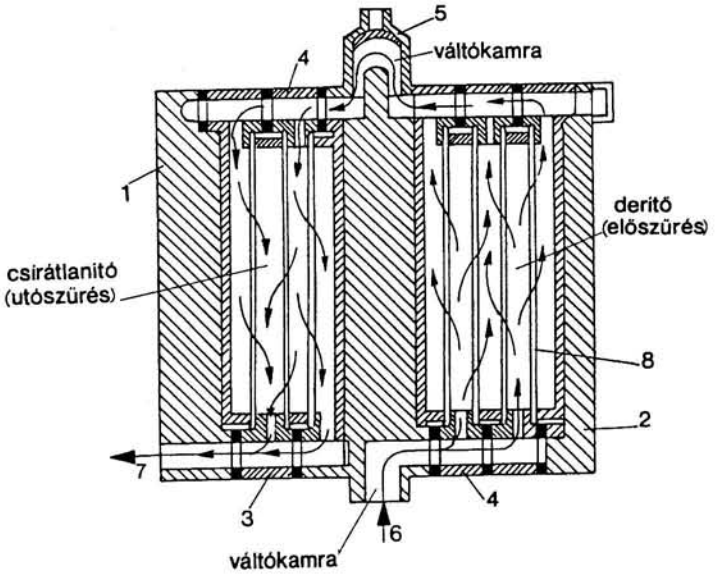
Réteges szűrők

Az előző típushoz hasonlóan a klasszikus szűrőprésből alakultak ki. Az álló és mozgó fejrész között levő szűrőelemek az álló fejrészre és az állványra erősített tartórúdra támaszkodnak. A tulajdonképpeni szűrést végző szűrőrétegek az egyes szűrőelemek között helyezkednek el *(5.36. ábra)*. A szűrőelemeket a mozgó fejrészhez központosan illeszkedő csavarorsó segítségével szorítják össze. A végleges szorítás és a zárvatartás nagyobb típusoknál hidraulikus zárral van megoldva. A régebbi, ma már nem gyártott készülékeknél az összeszorítást négy csavarorsóval végezték.

A réteges szűrőben kétféle szűrőelemet találunk. Ezek a szűrőelemek felváltva helyezkednek el. Párhuzamos kapcsolásukkal kapjuk a szűrő egészét. Az egyik fajta szűrőelem feladata a szűrőréteg hordozása, alátámasztása („F" lap). A másik fajta szűrőelem a szűrendő folyadék bevezetésére szolgál („T" lap). A kétféle szűrőelem kivitelében teljesen azonos, csak az elhelyezésükben, ill. ennek megfelelően a működésükben különböznek egymástól. Általában



a lapszürőelemek felfüggesztése



5.36. ábra. Réteges szűrő
1 – álló fejrész, 2 – mozgó fejrész, 3 – F-lap, 4 – T-lap, 5 – váltókamra, 6 – szűrendő folyadék bevezetése, 7 – szűrt folyadék elvezetése, 8 – szűrőréteg

könnyűfém ötvözetből készülnek műgyantalakkal bevonva vagy eloxálva. A szűrőlapok felületét bordázattal látják el, amely a szűrendő lé, ill. a szűrlet egyenletes elosztását célozza. Minden szűrőlap nyúlványokkal van ellátva, amelyek aztán gumitömítések közbeiktatásával és az elemek összeszorításával csatornát alkotnak. A „T" lapokon levő nyúlványok a lébevezető csatornát alkotják. A nyúlványok a bordázott középső résszel beöntött réssel vannak ösz-

szekötve. Ezeken keresztül tud a lé az egyes lapok bordázott részéhez vagy viszont folyni. Az „F" lapokon levő nyúlványokat a szűrlet elvezetésére, ill. a leeresztésre használják.

Ha a szűrendő folyadék szárazanyag-tartalma nagy – mint pl. a kovaföldes szűrésnél –, a „T" lapok helyett a szűrőpréseknél szokásos keretet használják.

A réteges szűrő fontos része a *váltókamra,* amely ezen szűrőtípus univerzális alkalmazását teszi lehetővé. A váltókamra a szűrőt kettéosztja. Ezáltal egy munkamenetben kétféle szűrést lehet megoldani. A szokásos négyféle kapcsolási mód:

1. Derítő szűrés vagy csírátlanító szűrés, az alkalmazott szűrőrétegtől függően. Csak normális „T" és „F" szűrőlapokat használnak felváltva.
2. Kovaföldes szűrés esetén a „T" lapok helyett üres kereteket használnak.
3. Kettős szűrés váltókamra bekapcsolásával, csak normális „T" és „F" szűrőlapok alkalmazásával. Kétféleképpen lehet használni: csak derítő szűrésre, mint elő- és utószűrőt, vagy pedig derítő és csírátlanító szűrésre, egy munkamenetben összekapcsolva. Az *5.36. ábra* ilyen kapcsolást ábrázol.
4. Kettős szűrés váltókamra bekapcsolásával az a és b eset kombinációja. Kétféleképpen lehet használni: kovaföldes és csírátlanító szűrésre, vagy pedig derítő és kovaföldes szűrésre, egy munkamenetben összekapcsolva.

Iszapoló (előréteges) szűréshez elterjedten használják a zárt nyomószűrőket (táskás és gyertyás szűrőket), valamint réteges szűrőket szűrési segédanyaggal. Szűrési segédanyaggal történő szűrést természetesen meg lehet valósítani egyéb szűrőkkel is. A szűrési segédanyagokat kezdetben szűrőpréseknél és a zárt táskás szűrőknél használták fel. A fejlődés során ezek használatát a speciális szűrőkészülékek kiszorítják. Dobszűrőnél a segédanyagos szűrés technológiája eltér a többi, szakaszos szűrőétől. A szűrés kezdetén 30...60 mm vastag előréteget képeznek a szokásos módon. A segédanyag-bekeverő tartály térfogatának valamivel nagyobbnak kell lennie a vályú űrtartalmánál. Az előréteg feliszapolása a szokásos méretek mellett kb. 50...60 percet vesz igénybe. Vigyázni kell a helyes feliszapolási sebességre, mert ha túl gyorsan végzik, az előréteg laza lesz és a szűrésnél nehézségek jelentkezhetnek. Az iszapolás elvégzése után a szűrőre óvatosan rákapcsolják a szűrendő folyadékot az iszapoló folyadék helyett.

A tulajdonképpeni szűrést a dobra felhordott szűrési segédanyagréteg végzi. A szűrés folyamán kiszűrt zavarosságot állandóan el kell távolítani. E célból leszedőkéssel az előréteg felületéről egészen keveset állandóan lehámoznak, hogy a legközelebbi bemerüléskor ismét tiszta réteg álljon a szűrés rendelkezésére. A leszedőkés szokásos előtolási értéke 1/10 mm 1...3 fordulatra.

Kísérlettel kell megállapítani az alkalmazandó szűrési segédanyag minőségét, hogy a szűrés folyamán a szűrletteljesítmény lehetőleg állandó maradjon. Finomszemcsés kovaföld esetén kezdetben a réteg még vastag, ellenállása is nagy és a teljesítmény kicsi. A rétegvastagság csökkenésével az ellenállás csökken és a teljesítmény nő. Nagyobb szemcséjű kovaföldből álló réteg sokkal porózusabb, az ellenállása is kisebb és a szűrő teljesítménye nagy. A rétegvastagság csökkenésével növekvő teljesítményt várna az ember. Azonban az igen kis méretű, zavarosságot okozó kiszűrendő szemcsék behatolnak a viszonylag nagy átmérőjű pórusokba és ezzel a réteg ellenállása növekszik. Tehát a rétegvastagság csökkenésével csökkenhet a szűrletteljesítmény is.

A szűrő kifogástalan működése érdekében ügyelni kell arra, hogy a leszedőkés éles legyen. A kovaföld a kés élét koptatja, úgyhogy 1...2 naponként újra kell azt köszörülni. Ezért a befogószerkezetét úgy kell elkészíteni, hogy a kés könnyen cserélhető legyen.

Kiválasztási szempontok

A szűrőkészülékek kiválasztásánál több tényezőt is figyelembe kell venni. A legfontosabbak: a szuszpenzió jellege, a teljesítmény, az üzemi körülmények, a kívánatos minőség, a szerkezeti anyag. A szuszpenziókat a szűrés szempontjából öt csoportba soroljuk:

1. Jól szűrhető szuszpenziókra jellemző, hogy az iszapképződés igen gyors, másodpercenként cm nagyságrendű. Nagy mennyiségek esetén folytonos vákuumszűrőket, kis mennyiségeknél szakaszos szűrőket használnak. Még a kádszűrők (nuccsok) is megfelelnek. A szuszpenzióra jellemző, hogy erősen hajlamos szétválásra (ülepedésre), ezért a szűrő táplálását gondosan kell végezni.
2. Közepesen szűrhető szuszpenziókra jellemző, hogy az iszapképződés vákuum hatására 1...5 cm/min. A szilárd szemcsék könnyen lebegésben tarthatók keveréssel. Nagyobb mennyiségek esetén a folytonos vákuumszűrők, kisebb mennyiségeknél szakaszos szűrők (szűrőprés, táskás szűrő) ezeknél is jól használhatók.
3. Lassan szűrhető szuszpenzióknál a percenkénti iszapképződés 1 cm alatti. Jellemző rájuk az aránylag kis (10% alatti) koncentráció. Folytonos üzemű vákuumdobszűrők legtöbbször még használhatók, különösen a szuszpenzió elősűrítésével.
4. Híg szuszpenzióknál a koncentráció kicsi (5% alatti), az iszapképződés már oly kicsi, hogy vákuumszűrő már nem használható. Általában szakaszos üzemű szűrők és szűrési segédanyaggal dolgozó iszapoló szűrők alkalmazása indokolt.

5.4. táblázat

Szűrők kiválasztási táblázata

Szuszpenzióminőség	**Jól szűrhető**	**Közpesen szűrhető**	**Lassan szűrhető**	**Híg**	**Nagyon híg**
Iszapképződés	2,5 cm/s	2,5 cm/min	1,3 ... 6,5 mm/min	1,3 mm/min	–
Normális koncentráció	20 %	10 ... 20 %	1 ... 10 %	5 %	0,1 %
Ülepedés jellege	gyors, nehéz szuszpenzió-ban tartani	jó	lassú	lassú	–
Iszapteljesítmény laborvizsgálattal kg/(h²min)	2500	250 ... 2500	25 ... 250	25	–
Szűrési sebesség (fajlagos szűrlettel-jesítmény) lit/(h²min)	200	10 ... 200	0,4 ... 0,8	0,4 ... 80	0,4 ... 80
Szűrőtipusok					
Szűrőprés					
Nyomószűrők (táskás, gyertyás)					
Vákuum dobszűrő – Cellás					
Vákuum dobszűrő – Cella nélkül					
Tárcsás szűrő					
Tányéros szűrő					
Szalagszűrő					
Élesre szűrő berendezések (iszapoló, réteges)					

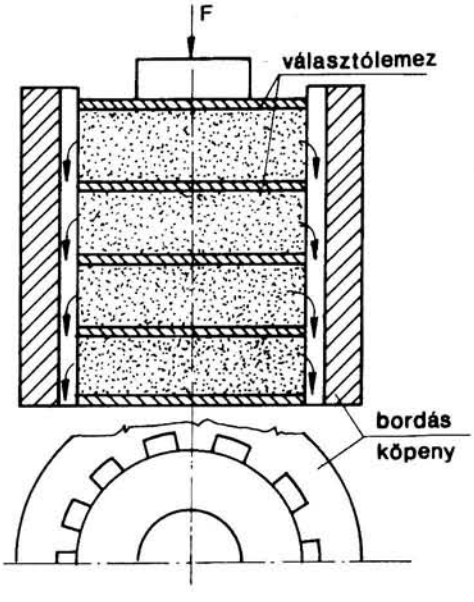
5. A nagyon híg szuszpenziók koncentrációja igen kicsi (0,1% alatti), gazdaságosan legtöbbször csak az iszapoló és réteges szűrőkkel, valamint homokszűrőkkel szűrhetők.

A szuszpenziók néhány jellegzetes tulajdonságát és az alkalmazható szűrőtípusokat az *5.4. táblázatban* állítottuk össze [10, 13, 56, 57].

5.4. Lényerés

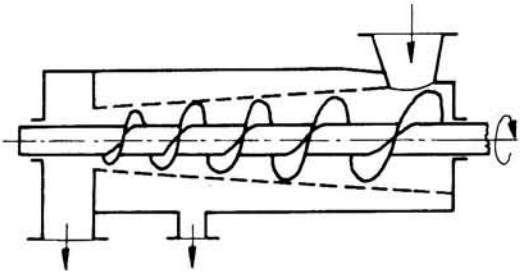
A lényerés vagy lényerő sajtolás jelentős művelet az élelmiszer-feldolgozás több ágazatában. Gondoljunk a szőlőlé, almalé, napraforgóolaj vagy tökmagolaj előállítására. A lényerő préselésnél a rostos lédús szilárd anyag vázszerkezetének pórusából sajtolják ki a nedvességet [8, 10, 23, 26, 33, 53].

A legrégibb időktől fogva mind a mai napig számos prést találtak fel és vettek alkalmazásba. Ezek közül csak néhány jellegzetes típust ismertetünk érintőlegesen. Az *5.37. ábrán* egy etázsprés préshengerét vázoltuk. A kellő összenyomó erőt hidraulikus vagy mechanikus szerkezet működtetése biztosítja. A választólemezek közé kerül a szűrőkendőbe „csomagolt" kipréselendő anyag. Így az egyes csomagokban a nyomás egyenletesen terjed. A belül bordázott hengerben a palást-súrlódás viszonylag kicsi, a kisajtolt folyadék a hornyokon át kifolyik.



5.37. ábra. Etázsprés

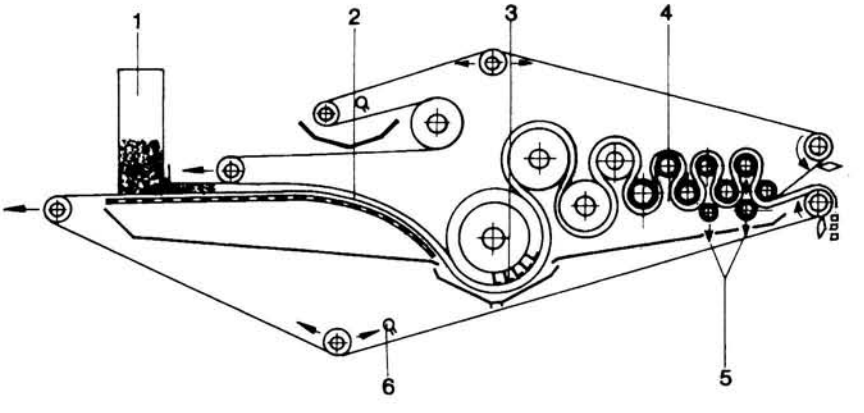
A csigás présekegyszerű típusvázlata a *5.38. ábra.* A préseléshez szükséges össznyomást a menettérfogat csökkentésével érik el. Az ábra – vízszintes tengelyű csigás prés –, voltaképpen olyan szállítócsiga, amely felső töltőgaraton beadott anyagot folytonosan szűkülő térbe kényszeríti. A lé a perforált küplemez nyílásain át távozik.



5.38. ábra. Csigás prés

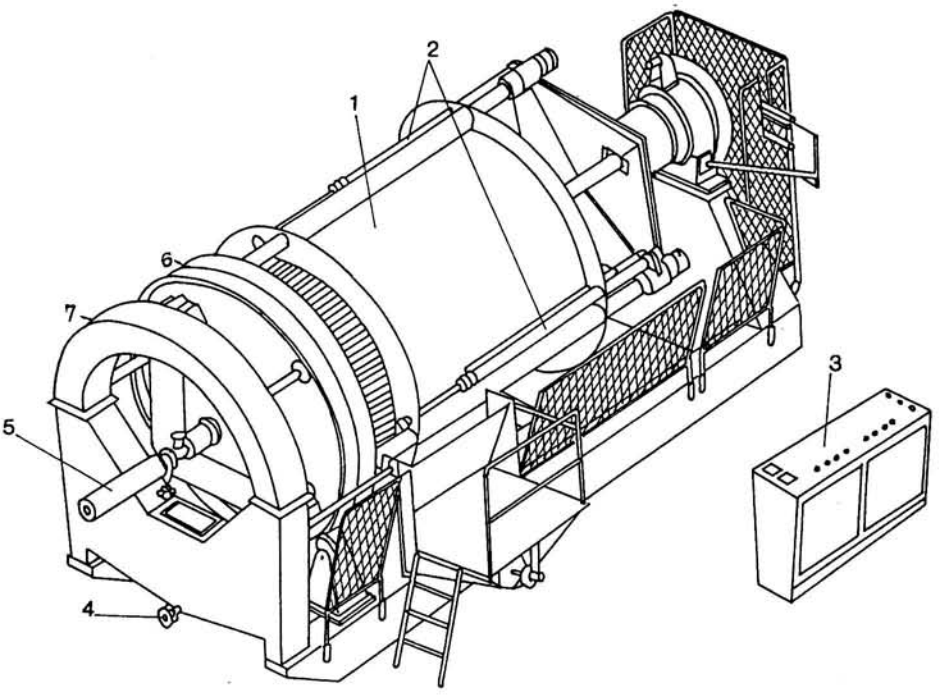
Csigás préseknél a folytonos szűkítés többféle lehet. Egyszerű préseknél az állandó átmérőjű és menetemelkedésű csiga az anyag haladásának irányában szűkülő kúpos térben helyezkedik el. Más kivitelnél a csiga hengeres térben forog, az orsóátmérő azonban nő. Adott esetben a csigamenetek közé álló „feltartó" rudakat, léceket helyeznek el: ez az anyag szükségtelen forgását akadályozza meg. A cukorgyári répaszeletprés függőleges elrendezésű. A folyadék („présvíz") eltávolításának megkönnyítésére nemcsak a hengeres köpenyrész készül perforált lemezből, hanem a csigaorsó is lyukasztott (és szitalamezzel borított).

A sokféle megoldású szalagprés közül a Flottweg-félét mutatja a *5.39. ábra.* A végtelenített léáteresztő szalag a ráhelyezett préselendő anyaggal együtt több préshengeren fut végig és léfogó tálcákra kerül a kisajtolt folyadék.



5.39. ábra. Flottweg-féle szalagos prés
1 – kisajtolandó anyag (zúzalék) feladása, 2 – végtelenített tartóheveder- szalag, 3 – küllős nyomóhenger, 4 – felső nyomóheveder-szalag, 5 – vezető hengerek, 6 – mosófolyadék

Az *5.40. ábra* vízszintes elrendezésű hidraulikus működtetésű kosaras prést mutat. Az (1) préskosár zárt kivitelű, maródásálló acélból készül. A présbe a zúzalékot szivattyú szállítja (5) csonkon keresztül. A présnyomást hidraulikusan működtetett nyomólap adja. A gép különlegessége a léelvezetés és a törköly fellazítása (átforgatása).



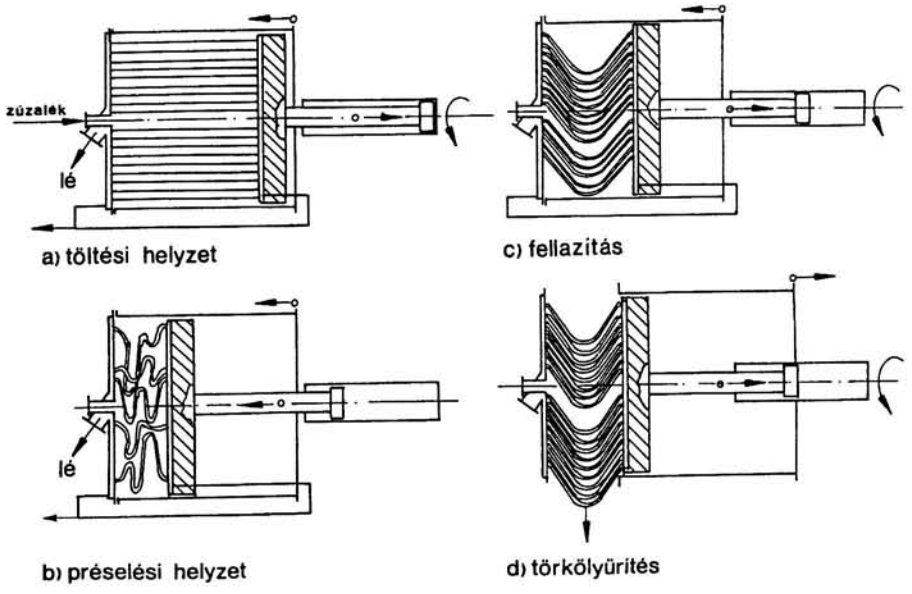
5.40. ábra. HP 5000 Bucher típusú hidraulikus működtetésű kosaras prés
1 – kosár, 2 – hidraulikus hengerek, 3 – vezérlőpult, 4 – lékivezető csonk,
5 – zúzalék bevezetése, 6 – véglap, 7 – légyűjtő kamra

A nyomólap és a véglap közé bordás tengelyhez hasonló profilú hajlékony gumirudak vannak beszerelve. A gumirudakra húzott sűrű szövésű műanyag szűrőtömlőt a gumirúddal együtt kötik be a véglapba. A profilos gumirudak átkeverő szerepet töltenek be, a hornyok egyúttal lékivezető csatornák is. Eltömődés ellen a rájuk húzott szűrőtömlő véd. A nyomólap visszajáratásakor a préshenger forog, kiegyenesedése és a forgás következtében a törköly átkeverése hatékony. A lé útja rövid, a fajlagos lényerőfelület nagy, a sajtolási „menetrend" szabályozható.

A lé a véglapban levő kamrában gyűlik össze, ahonnan csővezetéken kifolyatható. A préselés befejezésekor a hidraulikus munkahengerek a kosarat (a

hengert) visszahúzzák a nyomótérről. A törköly a gép alatti gyűjtőedénybe hullik, innen csiga szállítja ki. A lévezető gumirudakon lévő szűrőtömlő szűrőhatást fejt ki: a nyert lé jó minőségű lesz. A (4) csonk a léelvezetésre szolgál. A gép (3) vezérlőszekrénnyel „menetrend" szerint irányítható. A rendszer működését, a munkafázisokat *5.41. ábra* mutatja.

A növényolajipari présekhazai típusainak fejlesztését Villányi Miklós irányításával a KÖVAC végezte [8, 33].



5.41. ábra. A préskosár működési fázisai

6. Por- és cseppleválasztás

6.1. A porleválasztás készülékei

Füstgázokból, portartalmú véggázokból, levegőből a port sok esetben célszerű és fontos leválasztani. Egyrészt környezetvédelmi (és tűzvédelmi) okokból, másrészt pedig, mert sokszor por alakban nyerünk ki értékes terméket (őrlésnél, porlasztó szárításnál stb.).

A porleválasztás lehet nedves és száraz. Nedves úton tisztíthatjuk a levegőt, gázokat gázmosó készülékekkel. Száraz úton működnek a porülepítők, a ciklonok és a porszűrők, valamint az ún. *Cottrell*-készülékek (elektrosztatikus porleválasztók).

Itt hívjuk fel a figyelmet a sokszor alattomosan és váratlanul bekövetkező porrobbanásokra. Megfelelő biztonsági berendezések, eljárások alkalmazásával ezek többnyire kivédhetők.

6.2. Leválasztási (portalanítási) fok

Megkülönböztetünk teljes (összesített) leválasztási fokot és frakcióportalanítást.

Az összesített gáztisztítási leválasztási hatásfok η_G a teljes leválasztott pormennyiség a nyersgáz szilárdanyag-tömegéhez viszonyítva. A frakcióhatásfok η_F egy meghatározott leválasztott szemcseosztály viszonyítva a nyersgázban levő ugyanezen szemcseosztályhoz.

Ha pl. egy gáztisztító berendezés a 10 mikrométeres szemcsékre vonatkoztatva *80 %-os portalanítási* fokkal rendelkezik, akkor ez azt jelenti, hogy a portömegben előforduló 10 μm nagyságú szemcsék 80 %-át a berendezés leválasztja, 20 %-át átereszti (továbbengedi).

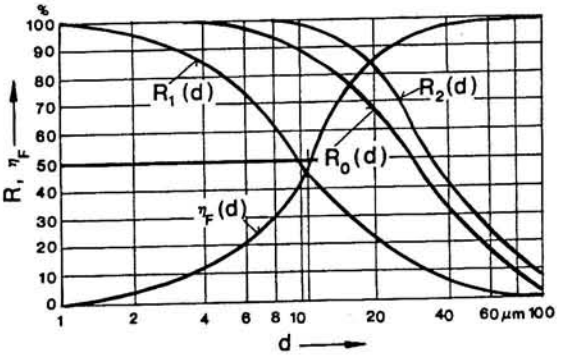
Határszemcse az a legkisebb méretű szemcse, amelynél nagyobbakat a porleválasztó készülék elméletileg 100 %-ban (gyakorlatilag 99,5 %-ban) leválaszt.

Használatos még *„50 %-os határszemcse"* a porleválasztás jellemzésére. Ez a méret az 50 %-os frakcióhatásfokhoz tartozó szemcsenagyság.

Az *F.2. táblázat* leválasztó-gáztisztító készülékekről ad áttekintést, tekintettel a szemcseleválasztás nagyságrendjére.*

Egyúttal néhány porfajta, ill. aerodiszperz rendszer szemcseméret-tartományát is feltünteti.

A *6.1. ábra* egy porleválasztó készülékre vonatkozólag a d szemcseméret függvényében az η_F frakcióhatásfokot és az R-görbéket mutatja: R_0 a nyersgáz portartalmára, R_1 a tisztított gáz portartalmára és R_2 a leválasztott porra vonatkozó maradvány (residuum).



6.1. ábra. Porleválasztási frakcióhatásfok és R-görbék diagramja

A tömegmérleg alapján írható:

$$\frac{\eta_G}{100\%} = \frac{m_2}{m_0} = \frac{m_0 - m_1}{m_0} = \frac{V \cdot c_0 - V \cdot c_1}{V \cdot c_0}$$

$$\eta_G = \frac{c_0 - c_1}{c_0} \cdot 100\%,$$

ahol m a szilárd por tömegárama kg/h,
V átáramló gáz (levegő) m^3/h,
c a por (szilárdanyag) koncentráció kg/m^3.

---

* l.: Függelék

A frakcióhatásfok

$$\eta_F = \frac{\Delta R_0 \cdot c_0 - \Delta R_1 \cdot c_1}{\Delta R_0 \cdot c_0} \cdot 100\%,$$

ahol ΔR a maradvány egy Δd szemcseosztályra (szemcseanalízis alapján).

Felírható továbbá

$$\eta_G = \sum \left(\eta_F \cdot \Delta R_0 \right).$$

A *6.1. ábrán* az η_F = 50 %-hoz tartozó d_h határszemcse is leolvasható (közel $\approx$ 11 μm).

6.3. Porszűrők

Megfelelő szövetanyagból készített tömlőkön átvezetve a gáz jól tisztítható. A por a szűrőszövet belső felületén felgyülemlik, a tisztított gáz pedig a szövet kis nyílásain át távozik.

A tömlős gázszűrők (vagy másik ismertebb nevükön: porszűrők) kiválasztási hatásfoka igen jó ($\eta \cong 0{,}99$) és a határszemcse is kedvezően kicsi $d_h \cong 0{,}5$ μm.

Gyakori tapasztalat, hogy a porszűrők még olyan kis szemcséket is visszatartanak, amelyek a nyílások méreténél kisebbek.

Tekintve, hogy a szövet szálai között a gáznak iránytöréssel kell áthaladnia, ez a jelenség is hozzásegít a porleválasztáshoz.

A részecskéket egyébként mechanikai és elektromos erők kötik a szövet szálaihoz. A szövetszálakhoz tapadó részecskékhez újabbak tapadnak és a rárakódó rétegek maguk is hozzájárulnak a porszűréshez.

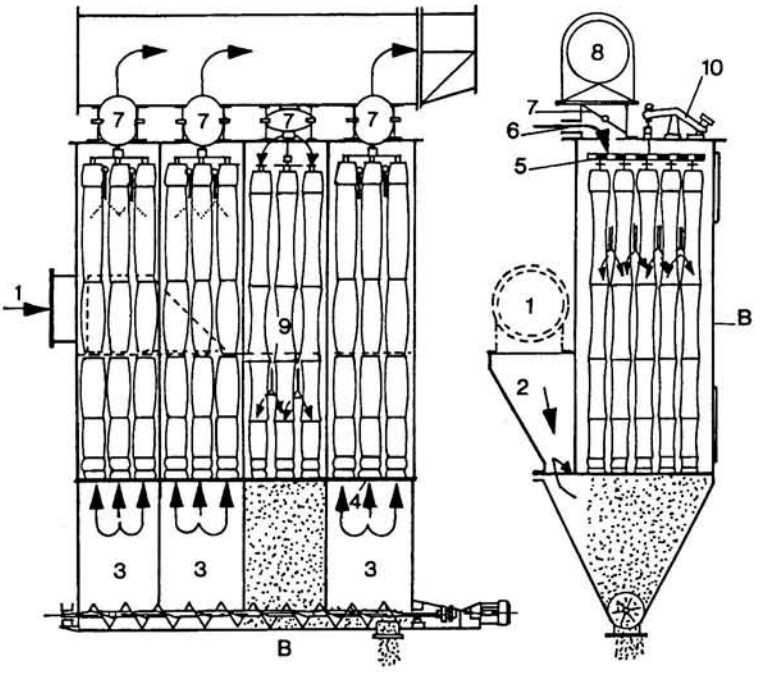
Szívótömlős szűrő

A *6.2. ábrán* szívótömlős szűrőt mutatunk be.

A szűrőelemek hengeres szövettömlők. Ezeket zárt házban (szekrényben) helyezzük el. A poros gáz alul lép be a tömlők alsó szájnyílásán át. A por a tömlők belső palástfelületén kiválik. A tömlő felül zárt: a levegő a szövet nyílásain keresztülhalad és a tömlősszekrényből a gyűjtőcsatornába jut portalanított, tisztított formában.

Többnyire a ventilátort a tömlők után kapcsolják, vagyis a porszűrő megszívásos rendszerű (szívótömlős szűrő). Így a ventilátort a por abráziójától (koptató hatásától) megkíméljük.

A kivált porréteg vastagságának növekedésével (azonos Δp nyomásesést feltételezve) az áthaladó légmennyiség csökken. Egy bizonyos rétegvastagságnál a szűrést megszüntetjük: a (7) jelű pillangószelepet zárjuk. A *6.2. ábra* bal



6.2. ábra. Szívótömlős szűrő
1 – poros gáz belépése, 2, 3 – a poros gáz bevezetése az alsó szekrénybe, 4 – alsó tömlőtartó keret, 5 – a tömlők felső tartószerkezete, 6 – tisztítólevegő bevezetése (szeleppel), 7 – pillangószelep, 8 – a tisztított levegő gyűjtőcsatornája, 9 – szövettömlő, 10 – rázószerkezet

oldali rajzán a harmadik (B) szekrényrészben zártuk le a pillangószelepet. A jobb oldali rajzon ez látszik (B szekrény).

A poreltávolítás egyszerűen a felül kifeszített keretszerkezet erőteljes ütögetéséből, rázogatásából (megfeszítés, elernyesztés) áll. A felső keret tehát rázókészülékhez csatlakozik. A rázókészülék váltakozva rövid időre megfeszíti a tömlőket, majd pedig elernyeszti, amikor a tömlők „behorpadnak".

A mechanikai hatást külső tisztítólevegő bevezetésével fokozzák [(6) jelű szelep]. Ez a levegő ellentétes irányban halad a poros levegőhöz képest, a tömlők külső palástjának nyílásain át lép be a tömlőkbe.

A por így a rázás és fúvás révén leesik az alsó szekrénybe, amelynek alján a kihordó csiga a berendezésből eltávolítja. Mivel több szekrényt építenek össze, egy-egy szekrényt egymás után ki lehet iktatni a por lerázása céljából. A többi ezalatt zavartalanul működik, az üzem folytonos.

Zsákos tömlős szűrő

Van olyan porszűrő, ahol rázogatás helyett a tisztítólevegőt pulzálva vezetik be (lüktető átfúvás) és a palástfelület lengéseit a levegő nyomásingadozásával kísérlik meg előidézni. Ilyen porszűrőt mutat be a *6.3. ábra.*

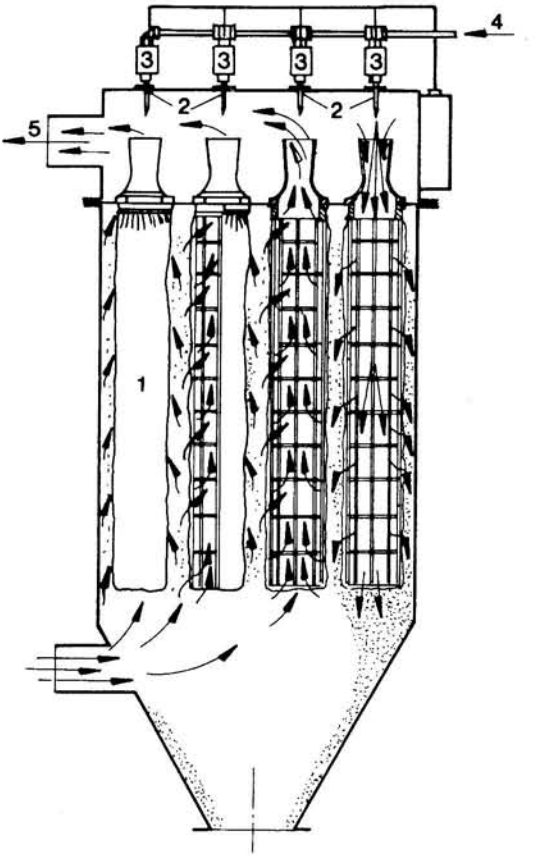
Ha az előző porszűrővel *(6.2. ábra)* összehasonlítjuk, jól látszik, hogy itt a poros levegő nem belülről kifelé halad a tömlők nyílásain át, hanem éppen fordítva, kívülről befelé.

A tisztítólevegő (préslevegő) viszont belülről kifelé dolgozik. A por a tömlő külső felületén rakódik le. A tömlők itt alul zártak, ezért ezt zsákos szűrőnek is nevezik. A tömlőket hengeres rácsozat „merevíti". Ha a porréteg vastagsága bizonyos határt túllép a (2) jelű fúvókákon pulzáló nagysebességű tisztítólevegőt fújnak felülről a zsák belsejébe (mintegy 0,1 másodpercre). A tömlők ilyenkor megfeszülnek (a rácsozat szabta korlátok között kidudorodnak) és ledobják a külső porréteget. Mindez üzem közben történik, leállás, átállás nincsen. Előny, hogy nincsen forgó, mozgó alkatrész; hátrány, hogy a tisztítás az előző porszűrőnél kisebb hatékonyságú.

A szűrőszövetet régebben gyapjú- vagy pamutszövetből, újabban műszálas vagy üvegszálas szövetből is készítik. A gyapjúfonalból készült tömlők kiváló szűrőképességűek.

A műszálak előnye a nagyobb fajlagos szakítási szilárdság, a jobb kopásállóság és korrózióállóság. A műszálak nedvszívása (nedves, gőzös levegőnél) sokkal kisebb, mint a természetes szálaké. Az élelmiszeripar szempontjából igen fontos, hogy a mikroorganizmusok hatásával szemben ellenállóak.

Meleg, forró, poros gázok és túl nedves (gőzös) gázok esetén nem használhatók a tömlős porszűrők.



6.3. ábra. Zsákos tömlős szűrő
1 – szövettömlő, 2 – fúvókák (a tisztítólevegő befúvására), 3 – mágnes vezérlésű szelepek, 4 – tisztító préslevegő, 5 – a tisztított levegő elvezetése

Meleg, poros gázok szűrésére újabban szilikonnal kezelt üvegszál-szövetes szűrőket alkalmaznak. Ezek a többiekhez képest igen érzékenyek a mechanikai igénybevételre.

A porszűrők nyomásesése Δp = 500...1400 Pa körüli érték (d_h = 1, illetve jó esetben d_h = 0,5 μm mellett).

Az egységnyi szűrőfelületre vonatkozó szűrt levegőáramot:

$$\frac{V}{A} = v_F$$

csak kísérletileg lehet megállapítani. A képletben

V a bevezetett poros gáz átáramló mennyisége m^3/perc,
A a szűrőszövetek összes felülete m^2,
v_F a fajlagos szűrősebesség m/perc.

Tapasztalati adatok alapján v_F értéke:

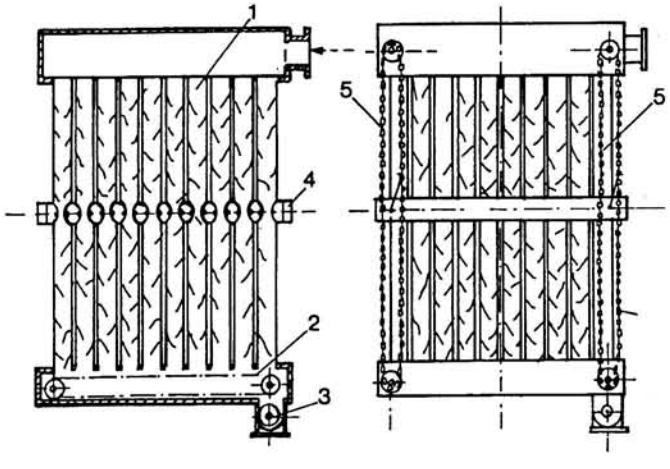
üvegszálas szűrőszövetnél	0,6...0,8,	
műszálas szűrőszövetnél	1...2,	
gyapjú és pamut szűrőszövetnél	3	m/perc.

Az üvegszálas szűrőszövetnél a belépő gáz hőmérséklete 250°C (max. 300°C) lehet. Nagyon fontos, hogy a gáz ne hűljön le a készülékben oly mértékben, ami a berendezést károsítja és a szűrést lerontja.

Ha a gáz hőmérséklete a harmatpont alá csökken, úgy a páragőzök kondenzálódnak a levált porréteg, illetve a tömlő felületén.

Nyomótömlős szűrők

A malmok, vetőmagtisztító telepek, csokoládégyárak gyakran alkalmaznak nyomótömlős porszűrőket a *6.4. ábra* szerinti kivitelben. Két fából készült szekrény között függőlegesen feszítik ki a tömlőket. Ezeknek mindkét vége nyitott. A tömlőket a szekrények megfelelő fedőlapján lévő nyílásokhoz erősítik. A tömlők átmérője 80...150 mm, hosszuk 2...3 m. A tömlők száma a legnagyobb készülékeknél mintegy 240. A felső szekrénybe ventilátor (fúvó) nyom-

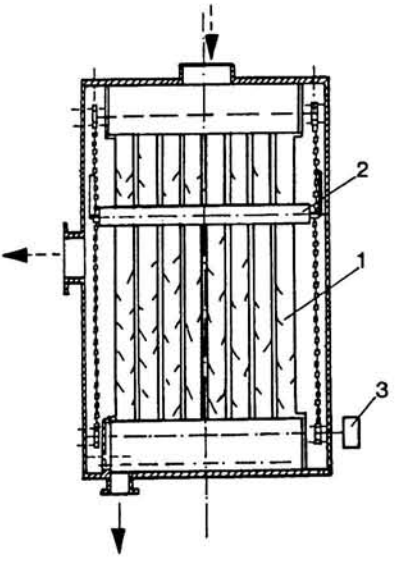


6.4. ábra. Nyomótömlős levegőszűrő keretes poreltávolítóval
1 – tömlő, 2 – porgyűjtő, 3 – porkihordó csiga, 4 – keret fémhálóval, 5 – keretmozgató lánc

ja be a poros levegőt és az a tömlő nyílásain át a szabadba távozik. A por a tömlők belső palástján válik le. Hogy a por lekerülhessen az alsó szekrénybe, azt egy elmés, ún. „masszírozó" szerkezet biztosítja. Egy erős fakeretre acélhuzalokból fémhálót feszítenek ki. Minden egyes kör keresztmetszetű tömlő a fémháló egy-egy négyzet alakú nyílásába van behúzva. Ily módon itt a tömlő „négyzet" keresztmetszetűvé keskenyedik a háló síkjában. Az alsó és felső szekrényre szerelt lánckerekekre erősített lánc lassan mozog. A láncok egyik ágára megfelelő módon rövid szíjdarabka segítségével kapcsolódik a fémháló kerete. Ahogy a fémháló le-fel vándorol, úgy pergeti le a port a tömlő belső palástjáról, [50].

A lehullott port az alsó szekrényből szállítócsiga hordja ki.

Természetesen a fémhálós tisztítású tömlős szűrőt zárt házban nyomórendszer helyett szívórendszerűvé is át lehet alakítani *(6.5. ábra)*.



6.5. ábra. Szívótömlős levegőszűrő készülék keretes poreltávolítóval
1 – tömlő, 2 – keret fémhálóval,
3 – szíjtárcsa

6.4. Porkamrák

A levegő (vagy egyéb gáz) portartalmának egy részétől megtisztítható ún. nyugtató vagy ülepítő kamráknak a légvezetékbe történő beiktatása révén. A *6.6. ábrán* ilyen vezetékbe épített nagyobb térfogatú ülepítő kamrát, a *6.7. ábrán* pedig ún. Howard-féle porkamrát mutatunk be. A porkamrákat a gáz (levegő) előtisztítására (előzetes, durvább leválasztásra) használják, [13, 17].

A határszemcsére felírható, hogy a leülepedési idő ($t_{ü}$) egyenlő a tartózkodási idővel (t_t)

$$t_{ü} = t_t .$$

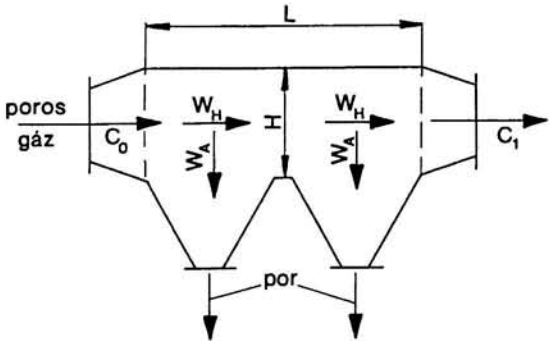
A *6.7. ábra* méretadataival

$$t_t = \frac{L}{w_H}$$

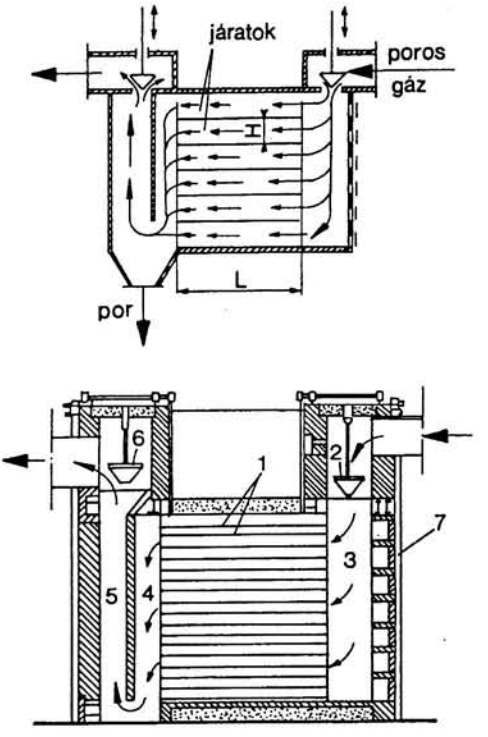
$$t_{ü} = \frac{H}{w_A}$$

és az ülepedési sebesség

$$w_A = \frac{H \cdot w_H}{L} .$$



6.6. ábra. Porülepítő kamra vázlata



6.7. ábra. Howard-kamra vázlata
1 – acéllemez tálcák, 2 – szabályzótolattyúk a poros gáz bevezetésénél, 3 – elosztócsatorna, 4 – gyűjtőcsatorna, 5 – kivezető csatorna, 6 – szabályzótolattyú a tisztított gáz kivezetésénél, 7 – tisztítónyílás

A d_h határszemcse-átmérőre írható, ha a részecske a Stokes-tartományban ülepedik:

$$d_h = \sqrt{\frac{18 \cdot \eta \cdot H \cdot w_H}{\Delta\rho \cdot g \cdot L}}$$

A képletben

η	a levegő (gáz) dinamikai viszkozitása	Pa · s
H	a kamra magassága	m
L	a kamra hossza	m
g	földi nehézségi gyorsulás	m/s^2

w_H vízszintes gázsebesség m/s

$\Delta\rho$ a por és a gáz sűrűségkülönbsége

$\Delta\rho = \rho_P - \rho \approx \rho_P$ kg/m³,

mivel a gázsűrűség elhanyagolhatóan kicsi a porszemcse (particula) sűrűségéhez képest.

A d_h határszemcse a nehézségi erőtér hatását használó ülepítő kamrában annál kisebb, minél kisebb a porkamra magassága és minél hosszabb a porkamra. A porkamra abszolút (összesített) portalanítási foka

$$\eta_G = \frac{L \cdot w_A}{H \cdot w_H} \cdot 100\% .$$

A w_A-érték a gázban lévő por közepes szemcseméretére jellemző, (pl. az $R_0 = 50$ %-hoz tartozó szemcsenagyságra). Hasonlóképpen határozható meg a frakcióhatásfok (relatív portalanítási fok).

6.1 példa

Egy *Howard*-féle porkamrában $V = 10000$ m³/h poros gáz lép be (pl. füstgáz). A *Howard*-kamra egymás fölött $z = 20$ járatból áll, egyenként $H = 0{,}2$ m belső magassággal. A járatok hossza $L = 6$ m és a szélesség $B = 1{,}5$ m.
A füstgáz adatai:

$\eta = 7{,}5 \cdot 10^{-5}$ Pa · s
$\rho_P = 3700$ kg/m³
$\rho_{gáz} = 1$ kg/m³.

A porkoncentráció a belépő gázban $c_0 = 1000$ g/m³ = 1 kg/m³.
Számítsuk ki a határszemcse ülepedési sebességét és a határszemcse átmérőjét.
1. A vízszintes gázsebesség:

$$w_H = \frac{V}{A}$$

$$A = z \cdot H \cdot B = 20 \cdot 0{,}2 \cdot 1{,}5 = 6 \text{ m}^2$$

$$w_H = \frac{10000}{6 \cdot 3600} = 0{,}463 \text{ m/s}$$

2. Az ülepedési sebesség:

$$w_A = \frac{H \cdot w_H}{L}$$

$$w_A = \frac{0{,}2 \cdot 0{,}463}{6} = 0{,}0154 \text{ m/s.}$$

3. A határszemcse mérete:

$$d_h = \sqrt{\frac{18 \cdot \eta \cdot w_A}{\Delta\rho \cdot g}} \approx \sqrt{\frac{18 \cdot \eta \cdot w_A}{\rho_p \cdot g}}$$

$$d_h = \sqrt{\frac{18 \cdot 7{,}5 \cdot 10^{-5} \cdot 0{,}0154}{3{,}7 \cdot 10^3 \cdot 9{,}81}} = 2{,}395 \cdot 10^{-5} \text{ m,}$$

vagyis a határszemcse $d_h \cong 24$ μm.

4. Ellenőrizzük a *Reynolds*-számot, hogy a *Stokes*-ülepedési tartomány érvényes-e!

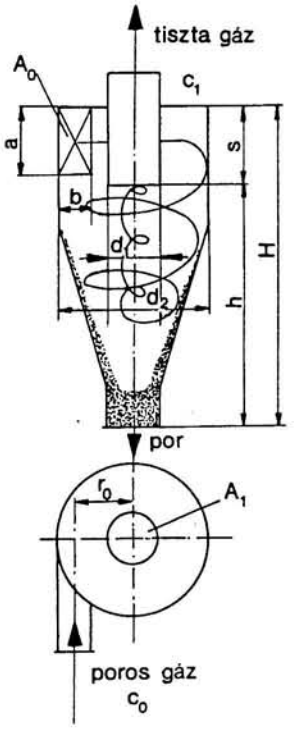
$$\mathbf{Re} = \frac{w_A \cdot d_h \cdot \rho_{gáz}}{\eta} = \frac{0{,}0154 \cdot 2{,}4 \cdot 10^{-5} \cdot 1}{7{,}5 \cdot 10^{-5}} = 0{,}0049,$$

vagyis a *Stokes*-tartomány érvényes.

6.5. Ciklonok

A ciklonok vagy másképpen aerociklonok, ill. gázciklonok a röperőt (centrifugális erőt) használják gázok (levegő) porszemcséinek leválasztására és így a gáz (levegő) tisztítására. A hidrociklonok folyadékszuszpenziók szemcséinek a leválasztására szolgálnak és így a folyadék tisztítására is – ugyancsak a röperőt kihasználva [3, 13, 17]. (V.ö.: 9. fejezet, hidrociklon.)

A ciklonok és a hidrociklonok alakilag, szerkezetileg hasonló, forgó gépalkatrész nélküli készülékek. Egy ciklont a *6.8. ábrán* mutatunk be vázlatosan.



6.8. ábra. Ciklon
c_0 – a belépő poros gáz portartalma, c_1 – a kilépő tiszta gáz portartalma

A ciklon függőleges, felül hengeres, alul kúpos készülék. A középtengelyben felül kisebb átmérőjű cső nyúlik be, ez az ún. *örvénykereső cső.*

A felső hengeres részbe tangenciálisan (érintőlegesen) vezetik be a nyers poros gázt a négyszög (esetleg kör) keresztmetszetű belépő csőcsonkon. Az ábrán megadtuk a legfontosabb méretadatokat. A belépő gáz V m³/h áramú és c_0 porkoncentrációval (g/m³ vagy kg/m³) lép be. Az örvénykereső csövön c_1 porkoncentrációval távozik.

A poros gáz útját (keringési spirálpályáját) berajzoltuk az ábrába. A röperő a szemcséket a henger-, ill. kúppalást felé sodorja és azok a kúppaláston lecsúszva az alsó porürítő csonkon át távoznak.

A ciklonok üzemtanát többek között BARTH, MUSCHELKNAUTZ és BRUNNER írta le. Ez a méretezési módszer az alábbi főbb elveket tartalmazza [17].

1. Az u_1 keringési sebesség a ciklonban egy olyan hengerfelületen lép fel, amelynek átmérője az örvénykereső cső d_1 átmérőjének felel meg.

2. Ha r_z a ciklon sugara és r_1 az örvénykereső cső sugara, úgy az összes súrlódás – elsősorban a falsúrlódás – egy $r_R = \sqrt{r_1 \cdot r_z}$ (képzelt) sugarú és H magasságú „súrlódási cilinderre" vonható össze.

3. A ciklon nyomásveszteségét v_1 örvénykeresőcsőbeli sebességére vonatkoztatjuk. A nyomásveszteség-tényező a ciklon mértani méreteitől függ. A méretezés bizonyos méretbeli viszonyszámokat feltételez:

$$\frac{A_0}{A_1} = 0{,}5...1{,}8$$

$$\frac{H}{r_1} = 10...25$$

$$\frac{s}{r_1} = 3$$

$$\frac{b}{r_0} = 0{,}2...0{,}5$$

és

$$\frac{r_z}{r_1} = 3...4\,.$$

Ciklonok méretezésére egy egyszerűsített *Barth*-féle módszert ismertetünk [17].
1. A keringési (kerületi) sebesség: u_1 m/s. Az örvénykeresőcsőben a sebesség: v_1 m/s.
Ezek viszonya:

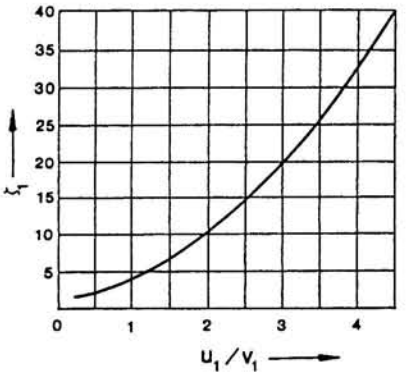
$$\frac{u_1}{v_1} = \frac{1}{\alpha \cdot \frac{A_0}{A_1} \cdot \frac{r_1}{r_0} + \lambda \cdot \frac{H}{r_1}},$$

ahol A_0 = $a \cdot b$ a belépő csonk keresztmetszete m^2,
r_0 = a belépési középsugár m,
A_1 = az örvénykeresőcső keresztmetszete (átmérője: d_1).

$$A_1 = r_1^2\pi = \frac{d_1^2\pi}{4}$$

H = a ciklon (teljes) magassága m,
továbbá α és λ együtthatók.
Az α tényező a belépő légsugár összehúzódási együtthatója. A szokásos ciklonkialakításoknál $\alpha = 0{,}75$. A falsúrlódási tényező
$\lambda = 0{,}005...0{,}01$ közötti értékre vehető fel.
2. A nyomásveszteség:

$$\Delta p = \zeta \cdot \frac{\rho}{2} \cdot v_1^2,$$



6.9. ábra. Ciklon nyomásveszteség-tényezője

ahol $v_1 = \dfrac{V}{A_1}$ m/s.

A *6.9. ábra* alapján vehetjük fel ζ nyomásveszteség-tényezőt u_1/v_1 függvényében és:

$$\zeta = 1{,}2 \cdot \zeta_1$$

3. A d_h határszemcseméret:

$$d_h = \sqrt{\frac{18 \cdot \eta \cdot w_z \cdot r_1}{u_1^2 \cdot \Delta\rho}}$$

4. A centrifugális erőtéri ülepedési sebesség

$$w_z = \frac{V}{2 \cdot \pi \cdot r_1 \cdot h} = \frac{d^2 \cdot \Delta\rho \cdot u_1^2}{18 \cdot \eta \cdot r_1}.$$

6.2. példa

Egy ciklonban $V = 1800$ m³/h poros levegőt kívánunk tisztítani. A levegő sűrűsége $\rho = 1{,}25$ kg/m³. A ciklon fő méretei (lásd a *6.8. ábrát* is):

$d_1 = 250$ mm; $d_z = 1500$ mm; $r_0 = 350$ mm
$H = 3000$ mm; $a = 500$ mm; $b = 100$ mm

Mekkora a nyomásveszteség?

Megoldás

1. A belépő és kilépő keresztmetszetek viszonyszáma:

$$A_0/A_1$$

$$A_0 = a \cdot b = 0{,}5 \cdot 0{,}1 = 0{,}05 \text{ m}^2$$

$$A_1 = \frac{d_1^2 \pi}{4} = \frac{0{,}25^2 \pi}{4} = 0{,}049 \text{ m}^2$$

$$A_0 / A_1 \approx 1$$

2. A sebességek viszonyszáma:

$$\frac{u_1}{v_1} = \frac{1}{\alpha \cdot \frac{A_0}{A_1} \cdot \frac{r_1}{r_0} + \lambda \cdot \frac{H}{r_1}} = \frac{1}{0{,}75 \cdot 1 \cdot 0{,}357 + 0{,}005 \cdot 24} = \frac{1}{0{,}387}$$

így

$$u_1 / v_1 = 2{,}584 .$$

3. A *6.9. ábráról* leolvasott nyomásveszteség-tényező:

$$\zeta_1 = 15.$$

Eszerint:

$$\zeta = 1{,}2 \cdot \zeta_1 = 1{,}2 \cdot 15 = 18 .$$

4. Az örvénykeresőcsőben a sebesség:

$$v_1 = \frac{V}{A_1} = \frac{1800}{0{,}049 \cdot 3600} = 10{,}2 \text{ m/s.}$$

5. A nyomásveszteség:

$$\Delta p = \zeta \cdot \frac{\rho}{2} \cdot v_1^2 = 18 \cdot \frac{1{,}25}{2} \cdot 104{,}12 = 1171{,}5 \text{ Pa,}$$

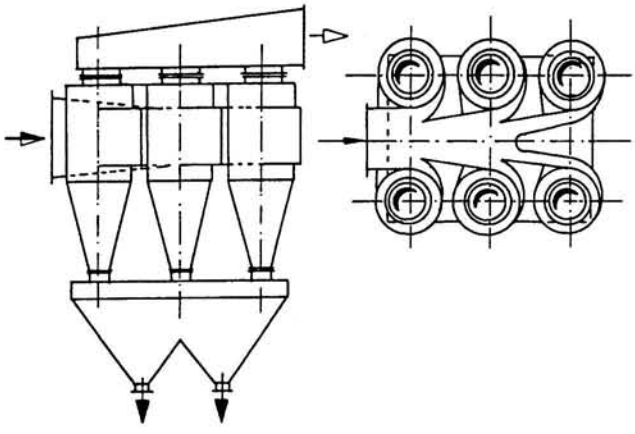
(azaz mintegy 120 v.o. mm).

Multiciklon

A portalanítási fok javítható többek között

- a gázmennyiség, valamint
- a ciklon méretének (átmérőjének) növelésével.

Mindkét esetben azonban a ciklon ellenállása, vagyis nyomásvesztesége, tehát üzemköltsége nő.



6.10. ábra. Cikloncsoport

Lehetséges a határszemcse méretének csökkentése és ezáltal a portalanítási fok javítása az ellenállás megnövelése nélkül is. A ciklon méreteit arányosan csökkentve az adott poros gázmennyiséget több párhuzamosan kapcsolt kisebb ciklonra osztjuk el. Az így kialakult ciklontelepet multiciklonnak nevezzük *(6.10. ábra)*.

Ha a határszemcse méretét *felére* akarnánk csökkenteni, akkor egy ciklon helyett 16 kis ciklont kellene alkalmazni és 1/3 határszemcseméréthez már 81 kis ciklon kell!

Ilyen cikloncsoportok 67...97 % portalanítási fokkal dolgoznak. Általában 6 vagy 12 kis ciklonból álló csoportokat építenek be.

6.6. Elektrosztatikus porleválasztók

Az első villamos (elektrosztatikus) porleválasztót FREDERICK COTTRELL építette 1908-ban.

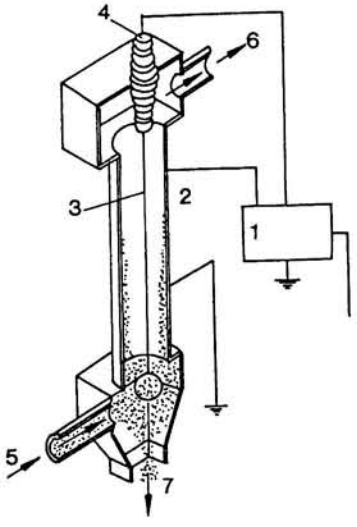
A készülék elvi működését a *6.11. ábra* mutatja. A *Cottrell-elv* az ún. koronahatáson alapul [13].

A hálózati villamos áramot transzformálják, majd egyenirányítják. Az (1) nagyfeszültségű egyenáramú áramforrás negatív pólusát a (3) ionizáló elektródra, a pozitív pólust a (2) porgyűjtő elektródra kapcsolják. Mind a pozitív pólust, mind a porgyűjtő elektródot földelik. Az elektródokra kapcsolt feszültség következtében közöttük villamos tér keletkezik.

A gázban mindig jelen levő gázionok a villamos térerő hatására felgyorsulnak és ütköznek a semleges gázmolekulákkal. Az ütközés következtében

újabb fázisok és szabad elektronok keletkeznek. Ütközési gázionizáció jön létre. Ha a készülékre kapcsolt feszültség elég nagy, akkor a negatív töltésű ionok a pozitív elektród felé vándorolnak és ott elvesztik töltésüket. A porszemcsék túlnyomórészt negatív töltést kapnak és a pozitív porgyűjtő elektród felé vándorolnak.

Ezen *Cottrell-elv* alapján működő elektrosztatikus porleválasztó *egyfokozatú*, azaz a részecskék feltöltése és leválasztása azonos térben megy végbe. A koronahatás következtében sok ózon képződik. (A *kétfokozatú Penney*-féle készülékben az ózonképződés kisebb. Itt az első fokozatban történik az ionizáció, a részecskék pozitív töltést kapnak. A gázáramlás szállítja őket a második fokozatba és ott az alumíniumlemezekre csapódnak. Az ionizáló elektród volframszál. Klímaberendezéseknél ez utóbbit használják.)



6.11. ábra. Villamos porleválasztó elvi vázlata
1 – egyenirányító, 2 – porgyűjtő elektród (pozitív), 3 – ionizáló elektród (negatív), 4 – szigetelés, 5 – poros gáz belépése, 6 – tisztított gáz kilépése, 7 – poreltávolítás

Az ülepedési sebesség elméletileg arányos a villamos térerősség négyzetével, egyenesen arányos a leválasztandó szemcse átmérőjével és fordítva arányos a gáz dinamikai viszkozitásával (arányossági tényező: 1,5...2,5).

A földelt elektródokra kicsapódott por nagyrészt magától is lehullik. Jobb eltávolítás érdekében időnként kikapcsolják az áramot és szabályos időközökben kopogtatják (rázzák) a porgyűjtő elektródot.

A villamos porleválasztókat nemcsak „száraz" üzemben (száraz poroknál), hanem „nedves" üzemben is lehet építeni. Ez utóbbiakat savas ködök és kátránycseppek leválasztására használják. Például a kénsavgyártásban a gázokat a savködtől és a finom eloszlású arzén- és szelénportól nedves villamos gáztisztítóval mentesítik.

Kis gázmennyiségek esetén, valamint nedves leválasztóknál *csöves* kialakítású berendezést használnak. A gáz alulról felfelé áramlik át a készüléken.

Száraz gáztisztításra használt berendezéseknél a porgyűjtő lecsapó elektród több párhuzamos *lemezből* áll.

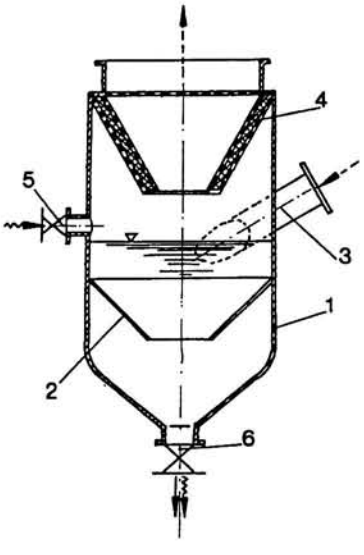
A porgyűjtő tér az elektródok alatt van. Az ionizáló elektródokat főleg acélhuzalból vagy csőből készítik. Ezeket felfüggesztik és alul ellensúllyal feszítik ki.

Villamos porleválasztókat előnyösen alkalmaznak finom ($d > 0{,}1\mu m$) részecskék kiválasztására igen jó, többnyire 99,9 % hatásfokkal. Nyomásveszte-

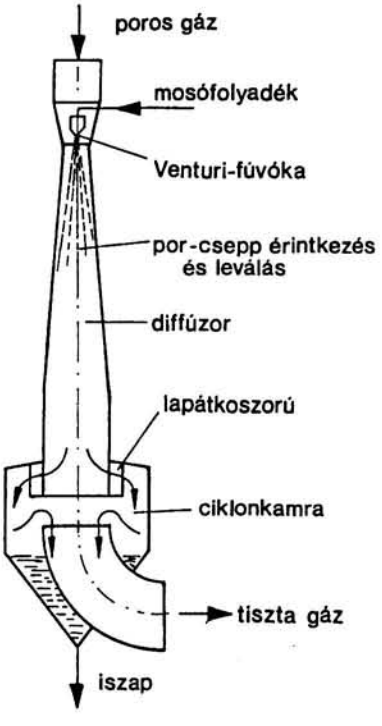
sége kicsi (mintegy 5...10 mm v.o. azaz 50...100 Pa); kisebb mint a ciklontelepeké. A leválasztás energiaszükséglete kicsi: 0,08...0,5 kWh ezer m^3 gázra számítva. A beruházási költség viszont rendkívül nagy.

6.7. Nedves gáztisztítók, gázmosók

Kisebb mennyiségű gázt gyakran oly módon derítenek, hogy valamely cseppfolyós anyagon nyomják át. A porszemek nagy része a cseppfolyós anyagban marad és abban leülepedik. Jól bevált készüléket tüntet fel a *6.12. ábra.* Itt a cseppfolyós anyagot – többnyire vizet – örvénylő mozgásra kényszeríti az érintő irányban ferdén a folyadék felszíne alá érkező gázáram. A leülepedő piszok egy tölcsér alakú fenéken csúszik le az alsó kamrába, amelyből időnként eltávolítható. A gáz, miután a por egy részétől már megszabadult, szűrőn át hatol rendeltetési helyére. A szűrőtest többnyire porcelángyűrűkkel van töltve [50].



6.12. ábra. Gázszűrőkészülék előtisztítóval
1 – tartály, 2 – ülepítőtölcsér, 3 – cső a tisztítandó gáz bevezetésére, 4 – gázszűrő, 5 – töltőnyílás, 6 – iszapeltávolító nyílás



6.13. ábra. Venturi-gázmosó

A *Venturi-gázmosók* egyik (*Lurgi*-féle) típusát mutatja be a *6.13. ábra.* A poros gáz (aerodiszperzió) a Venturi-csőben 50...150 m/s sebességre gyorsul fel. A legszűkebb keresztmetszetben a Venturi-csőbe folyadékot vezetnek be fúvókán keresztül. A diffúzorban (bővülő csőtoldatban) a porrészecskék erős örvényléssel a cseppekre tapadnak. A poros folyadékcseppek lapátkoszorún át alsó ciklonszerű kamrába jutnak és a por leválik. Az iszap alul távozik. Előnye a kis helyszükséglet. A határszemcseméret 0,1...0,4 μm és a leválasztási fok 96...98 %. A víz/gáz arány 0,5...5 liter/m^3.

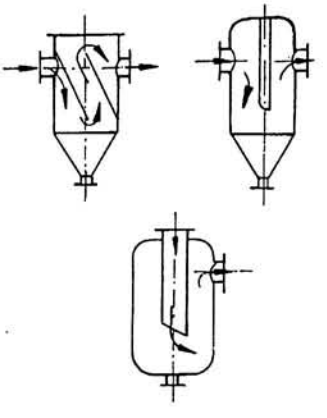
6.8. Cseppfogók, cseppleválasztók

Cseppleválasztókat, cseppfogókat gyakran építenek be egyes készülékekbe a gázban (levegőben) levő vagy gőz (pára) által elragadott folyadékcseppek visszatartására. Néhány egyszerűbb cseppfogószerkezetet a *6.14. ábrán* vázoltunk.

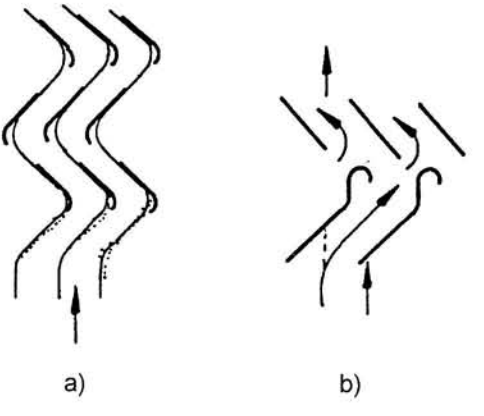
Működésük az áramlási sebesség csökkentésén, ütköztetésen, irányeltérítésen alapul.

A betétes cseppfogók közül példaként kétféle cseppleválasztót mutat a *6.15. ábra.* A betét lehet műanyag vagy fémlemez. A meghajlított lemez görbületénél cseppfelfogó kis kamrákat helyeznek el. A görbületeken az irányeltérítést a cseppek egy része nem tudja követni. Ezek aztán összegyűlve lecsurognak.

Bizonyos készülékek fejrészébe finom huzalhálószövetből ún. demisztert (huzalszövetes leválasztót) építenek be.



6.14. ábra. Egyszerű, irányeltérítéses cseppfogók



6.15. ábra. Cseppleválasztók

7. Centrifugálás

A centrifugákat a legkülönbözőbb iparágakban elterjedten használják szűrésre, ülepítésre, illetve derítésre. FEJES szerint a centrifugák alkalmasak:

1. nemelegyedő folyadékok szétválasztására (emulzióbontás),
2. folyadékban levő eloszlatott szilárd anyag eltávolítására (kinyerésére)
3. nedves szilárd anyag mellől a „felesleges" folyadék eltávolítására (víztelenítés),
4. az 1-3. bármely kombinációjára [11].

Gyümölcslé kinyerésére már az ókorban a kínaiak is alkalmaztak olyan eljárást, amelynél a gyümölcsös edényt gyors körforgásba hozták.

A centrifugális erő, illetve a centrifugálás mechanikai elméletét a holland CHR. HUYGENS (1629–1695) dolgozta ki (1669). A centrifuga feltalálójának a német OTTO VON GUERICKE (1602–1686) magdeburgi fizikust tartják. Az első folytonos tejfölöző centrifuga tervezője és kivitelezője GUSTAV DE LAVAL (1845–1913), svéd mérnök volt. 1883-ban készített fölözőgépe 282 mm dobátmérőjű, n = 6000...7000 percenkénti fordulatszámú volt és 450...650 kg tejet tudott fölözni.

A szeparátortányérokat (mint betéteket) CLEMENS FREIHERR VON BECHTOLSHEIM német mérnök (1888, DRP 48165) találta fel.

A centrifugák fő része egy saját tengely körül forgó dob, amely vagy *telipalástú*, vagy *perforált palástú*. A dob hengeres vagy kúpos, ebbe töltik a szétválasztandó anyagot. A betáplálás lehet szakaszos vagy folytonos. Ha nemcsak a betáplálás, hanem a szétválasztott anyagok mindegyikének elvezetése is folytonos, a centrifugát folytonos üzeműnek tekintjük.

A centrifuga lehet függőleges vagy vízszintes tengelyű. A nehézségi erőtérben való szétválasztáshoz képest a centrifugális erőtér használata több százszor vagy több ezerszer gyorsabb.

Ha m tömegű test tengelye körül ω szögsebességgel forog r sugarú körön, akkor a centrifugális erő

$$C = mr\omega^2 = m\frac{v^2}{r}, \tag{7.1}$$

ahol a v a kerületi sebesség [m/s].

A centrifuga *jelzőszáma* egy ún. szétválasztási tényező, a centrifugális és a g nehézségi gyorsulás viszonya:

$$j = \frac{r\omega^2}{g} = \frac{v^2}{r \cdot g}. \tag{7.2}$$

A fordulatszámot megadhatjuk n_s [l/s], illetve n [l/min] egységben. Így

$$j = \frac{4\pi^2}{g} n_s^2 r \cong 4 n_s^2 r, \tag{7.3}$$

illetve

$$j \cong \frac{r n^2}{900} = 0{,}00107 r n^2. \tag{7.4}$$

A normál fordulatszámú centrifugáknál j = 200...400, a nagy fordulatszámúaknál j = 4000...50000.

A centrifugák csoportosítása a szakirodalomban nem egységes. A sokféleségre jellemző, hogy az Alfa-Laval cég több mint 200-féle típust gyárt és ezeket 6 főosztályba sorolja. FEJES GÁBOR 4 főcsoportot ismertet:

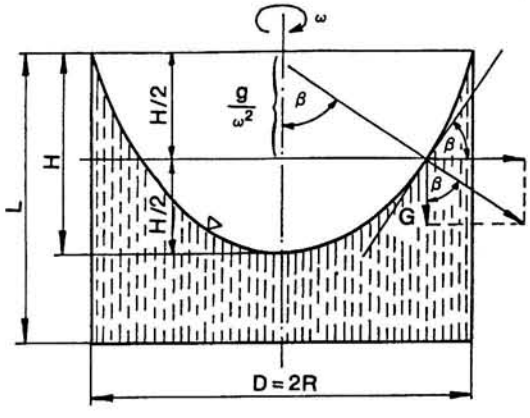
a) szakaszos üzemű (szűrő- és ülepítő-) centrifugák,
b) folytonos üzemű szűrőcentrifugák,
c) folytonos üzemű ülepítőcentrifugák,
d) derítő- és emulzióbontó centrifugák.

Megjegyzés

1. A centrifugálás kapcsán megemlítendő a *hidrociklonozás*. E célra a portalanításra használt (gáz + kevés, apró szemű szilárd anyag) ciklonokra emlékeztető hidrociklonokat használják. Forgó alkatrészük nincs! (A 9. fejezetben lásd bővebben.)
2. Gázok, pontosabban gázelegyek szétválasztására *gázcentrifugákat* építettek, amelyeket az atomenergia-ipar előkészítő izotópszétválasztó eljárásainál használnak. Rendkívüli gépszerkezettani problémákat kellett megoldani, hiszen a szétválasztás ellen hat a gázkomponensek szimultán diffúziója. Ezekkel nem foglalkozunk.

7.1. A centrifugális erőtér

Centrifugális erőteret tengely körül forgó rendszerrel tudunk előállítani. Először vizsgáljuk meg a függőleges tengely körüli forgást a *7.1. ábra* kapcsán! A körhenger alakú edény a tengely körül állandó ω szögsebességgel (n fordulatszámmal) forog. Így kapjuk a forgó rendszert. Ha az edénybe töltött összenyomhatatlan folyadék együttforgását biztosítjuk (megfelelő betétekkel), akkor a folyadék relatíve nyugalomban van. A folyadék felszíne forgási paraboloidon helyezkedik el. Ez a felszín nívófelület éppen úgy, mint ahogy az álló térben, a nehézségi erőtérben nyugalomban levő víz vízszintes felülete is nívófelület. A forgó edénnyel olyan erőteret állítunk elő, amelyben a térerő a nehézségi erő (súly) és a centrifugális erő eredője [1, 11, 19].



7.1. ábra. A folyadékcentrifugálás elve

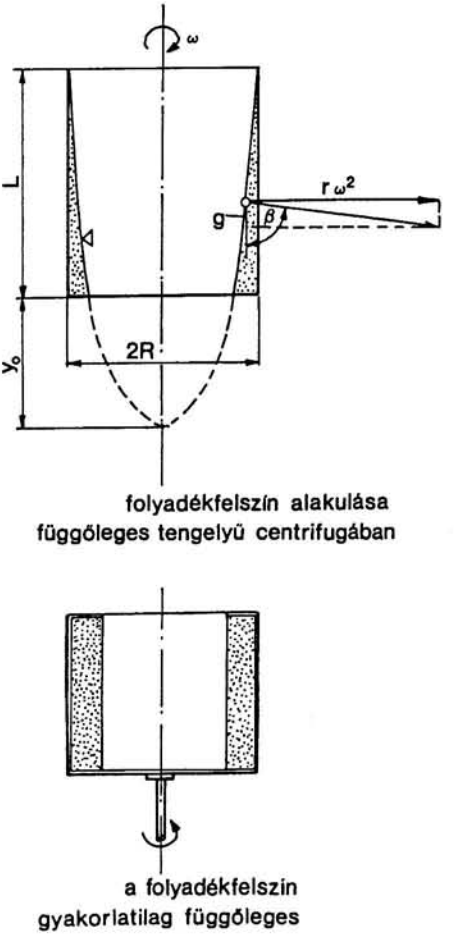
Az R sugarú forgási paraboloid magassága a szögsebességgel, a kerületi sebességgel és a fordulatszámmal kifejezve:

$$H = \frac{R^2 \cdot \omega^2}{2g} = \frac{v^2}{2g} \approx \frac{R^2 \cdot n^2}{1800}, \tag{7.5}$$

és a H magasságú paraboloid térfogata:

$$K = R^2 \pi \frac{H}{2}, \tag{7.6}$$

azaz félakkora, mint az ugyanolyan átmérőjű és magasságú körhengeré. A nyugvó folyadék felszínéhez képest a középpont lesüllyedése és a kerület felemelkedése egyenlő egymással. A gyakorlatban a függőleges tengelyű centrifugák fordulatszáma akkora, hogy a térerő vízszintes összetevője sokszorosa a függőleges összetevőnek *(7.2. ábra)*. Ilyenkor a centrifugális erő nagysága mellett a súlyerő figyelmen kívül hagyható. A paraboloid alakú folyadékszint már néhányszoros vízszintes térerő esetén is kis nyílású kúp palástjával helyettesíthető. Még nagyobb fordulatszám esetében a szintfelület *függőleges* hengerpalásttá fajul el ($\beta \approx 90°C$).



7.2. ábra. Függőleges tengelyű dobban kialakuló folyadékfelszín centrifugáláskor

A súlyerő elhanyagolása 10-szeres térerő esetén ($r \cdot \omega^2 = 10g$; tg $\beta = 10$; $j = 10$) alig 0,5%-os hibát okoz. Ugyanis

$$\sin\beta = \frac{\mathrm{tg}\,\beta}{\sqrt{1+\mathrm{tg}^2\beta}} = \frac{10}{\sqrt{1+100}} = 0{,}995, \tag{7.7}$$

azaz a vízszintes C térerő mindössze 0,5%-kal kisebb az eredőnél. Ugyanígy 100-szoros térerő esetén – ami kb. a legkisebb szokásos centrifuga-jelzőszámnak, azaz $j = 100$-nak felel meg – a hiba csupán 0,005% lesz. A centrifugáknál alkalmazott jelzőszámok 100-nál nagyobb értékűek, a hiba tehát még kisebb értékű lesz. Ezért a gyakorlatban a centrifugáknál a súlyerőt mindig figyelmen kívül hagyhatjuk.

A centrifugák működése szempontjából érdekes még a nyomás értéke a forgó rendszerben. A nyomás a rendszer tetszőleges pontján a hidraulikus nyomásból és a forgás okozta többletnyomásból tevődik össze.

Egyenértékű derítőfelület

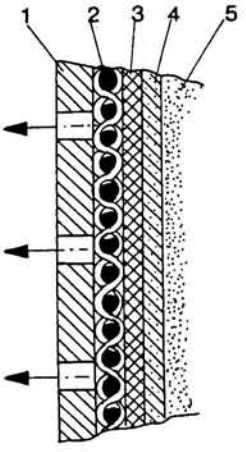
A derítőcentrifugák ún. egyenértékű derítőfelületére nem térünk ki. Használatára nézve az irodalom véleménye megoszlik [11, 13, 19].

7.2. Centrifugatípusok

Szakaszos üzemű centrifugák

Az első centrifugák szakaszos üzeműek voltak. Mind szűrő, mind ülepítő kivitelben gyártották ezeket. A szűrőcentrifugák dobja perforált lemezes, 0,5...7 mm lyukakkal. Szuszpenziók szétválasztásánál szitaszövetből (vagy vékony lyukasztott lemezből) betétet helyeznek el a dobköpeny belső oldalán. A perforált lemezbetétet dróthálóval támasztják alá. A huzalháló lyukbősége 4...10 mm, a huzalvastagság 1...2 mm. A szűrőkendőn rakódik le az iszaplepény *(7.3. ábra)*.

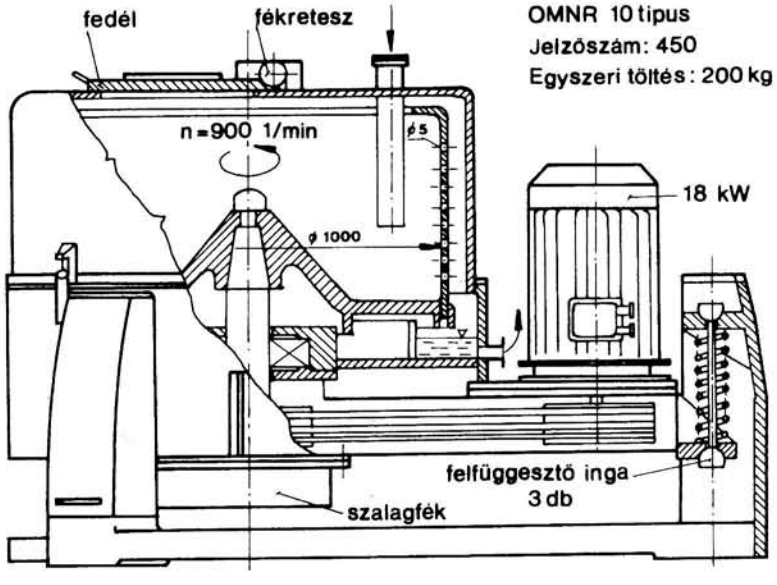
A legelső szakaszos üzemű szűrőcentrifugákat merev tengellyel, *alsó* hajtással készítették. Ezt követték az *ütköző* (puffer) centrifugák, majd az *ingacentrifugák*. Az ilyen centrifuga három ponton csuklósan van felfüggesztve, a dob alsó meghajtású, a tengely felső kúpos végére van felhúzva.



7.3. ábra. Szűrőcentrifuga-dob részlete
1 – perforált lemez, 2 – alátét huzalháló, 3 – szűrőkendő, 4 – iszaplepény, 5 – folyadék

Ingacentrifuga

Az *ingacentrifugák* függőleges tengelyét az alapkeretbe ágyazzák és a hajtómotor is erre van szerelve *(7.4. ábra)*. A rendszer fő tömegei alul helyezkednek el. Az alaplemez három ponton gömbcsuklós rudakra (ingákra) van felfüggesztve, így a lengések közvetlenül nem terhelik teljes mértékben a gépalapot. Az ingák lengését rugóval csillapítják. A perforált falu peremes forgórészt a centrifugált folyadékot gyűjtő köpeny veszi körül. A centrifuga fedelét biztonsági okokból a motorkapcsolóval és a fékszerkezettel reteszelik. A reteszelés lényege az, hogy a hajtómotort csak zárt fedél és fellazított fék

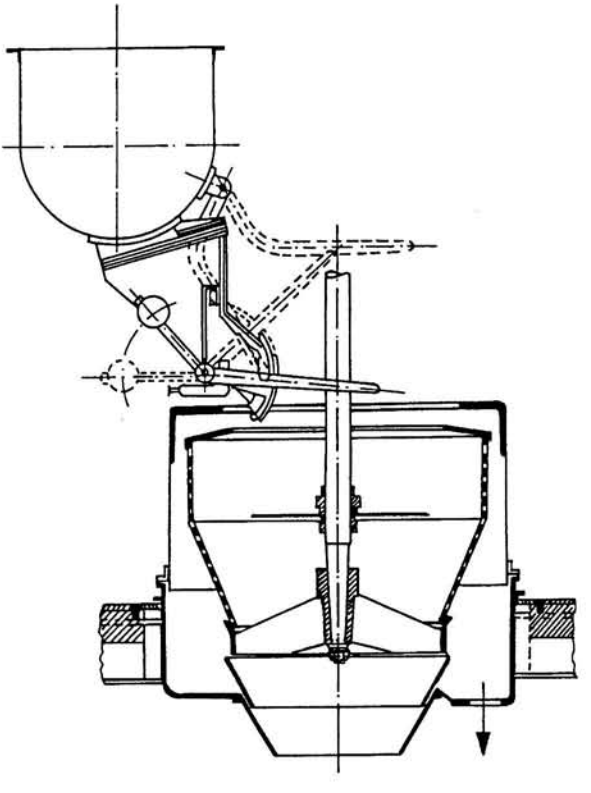


7.4. ábra. Ingacentrifuga

esetén lehet megindítani, ill. a centrifuga fedelét csak a motor kikapcsolása és a forgórész megállása után lehet kinyitni. Az iszapeltávolítás kézi erővel nehézkes. Ezért kialakítottak olyan mozgatható késes szerkezetet, amely csökkentett fordulatszám mellett a lerakódott iszapot a dobfalról lehámozza. Alsó ürítésnél az így lehámozott iszap a dob alján hullik ki. Az üzemmenet a következő: feltöltés, felpörgetés, centrifugálás, szűrés, mosás, szárítás, fékezés, iszapeltávolítás, vászonregenerálás.

Az ingacentrifugák alkalmazási köre széles, a szerkezeti anyaga igazodik a korróziós követelményekhez (a dob készülhet szénacélból, saválló acélból, keménygumizással, vörösrézből stb.), hajtása különböző robbanási fokozat szerinti védettségű villamos motorral, de vízturbinával is megvalósítható. Szükség esetén indifferens semleges gázzal (nitrogénnel) inertizálható kivitelben is készítik és üzemeltetik.

A centrifuga felső (kézi) ürítésű. Korszerűbb kivitelűek az alsó (automatikus) ürítésű centrifugák.



7.5. ábra. Weston-féle függő centrifuga

Függő centrifugák

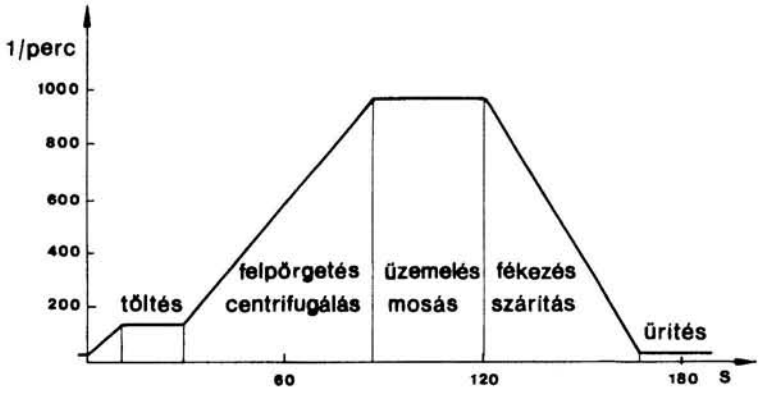
A *függő centrifugát* az amerikai WESTON találta fel, és a múlt század ötvenes éveitől kezdve alkalmazzák a cukoriparban. A centrifuga tengelye felső végénél fogva, csuklósan van felfüggesztve az acélszerkezeti állványra. Rendszerint alsó ürítésű. A dob alsó része kúpos *(7.5. ábra)*. A kúp hajlásszöge nagyobb, mint a szilárd anyag természetes rézsűszöge. A gép leállítása után a kicentrifugált anyag súlyánál fogva kicsúszik a dobból. A centrifugálandó anyagot lassú forgás közben töltik a tengelyen levő elosztótárcsára.

A cukorgyártás során a legfontosabb szétválasztási feladatot, a cukorkristályok elválasztását a sziruptól, ma már kizárólag *centrifugák* segítségével oldják meg. A bepárlóállomásról kapott sűrű léből a főzőállomáson víz elpárologtatásával kristályosítják ki a cukrot. A főzőkészülékek szakaszos üzeműek. Az itt előállított ún. töltőanyagot, amely cukorkristályok és szirup keveréke, utókristályosítás és egységesítés céljából kavarókészülékbe eresztik. Innen elosztóteknőn keresztül kerül a töltőanyag a centrifugákba. A centrifugákban a kristályokat elválasztják az anyasziruptól. Az így kapott cukoroldatot szokásos zöldszörpnek nevezni. Ezután a kristályok felületén levő szirupot távolítják el vízzel vagy gőzzel való mosással. Ezt a műveletet fedésnek nevezik. Az elfolyó szörpöt nevezzük fehérszörpnek. A művelet eredményeként nyerik a kristálycukrot, amely szárítás és hűtés után tárolható vagy szállítható. A mosási műveletet (affinációt) kétféleképpen lehet megvalósítani. Az első esetben ugyanabban a centrifugában történik a mosás. Ilyenkor a kétféle tisztaságú szörpöt legtöbbször külön vezetik el továbbfeldolgozás céljából. A másik módszer szerint a nyerscukrot sziruppal vagy vízzel bekeverik (bemajsolják), és egy másik centrifugában újra kicentrifugálják. Az utótermék pép centrifugálását mindig két centrifugában végzik. Az elsőben távolítják el a melaszt, a másodikban pedig az affinációs fehérszörpöt.

A függő centrifugák üzemeltetését egy idődiagram szemlélteti *(7.6. ábra)*. Egy ilyen diagramból következtetni lehet a centrifuga hajtásához szükséges energiaigényre és annak időbeli változására. Az energiaigény csúcsértéke a töltés, illetve a feltöltött dob felpörgetésekor jelentkezik. Az állandó fordulatszámtartás – mivel csak a csapsúrlódás és a közegellenállás jelent fogyasztást – alig igényel energiát. A rövid felpörgetési idő érdekében a centrifugákat nagyteljesítményű motorok hajtják.

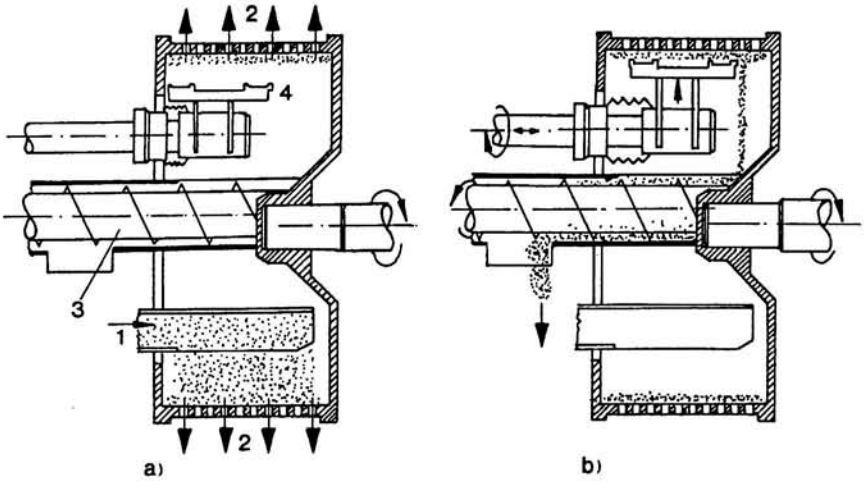
Hámozó centrifugák

A vegy- és élelmiszeriparban általánosan használt centrifugatípus a *hámozó centrifuga*.



7.6. ábra. Függő centrifuga fordulatszámprogramja

Minden részművelet az üzemi pörgetési fordulatszámon történik. Ürítésnél nem állítják meg, sőt még csak le sem lassítják. Tehát a centrifugák jellemzője az állandó forgás. Mégis szakaszos üzeműnek tekintik, mert az egyes munkaciklusok részműveletei (töltés, pörgetés, mosás, szárítás, ürítés) ugyanúgy következnek egymás után, mint a többi szakaszos üzemű centrifugánál. A korszerű hámozó centrifugák félig vagy teljesen automatizáltak. A centrifuga lehet *szűrő* vagy *ülepítő* kivitelű. A belső dobköpenyre lerakódott szilárd anyagot (iszapot) hámozókéssel szedik le, teljes üzemi fordulatszámon.



7.7. ábra. Szűrő kivitelű hámozó centrifuga
a – töltés és szétválasztás: 1 – cső, 2 – szűrlet, 3 – kihordó csiga, 4 – kés; b – az iszaplepény eltávolítása

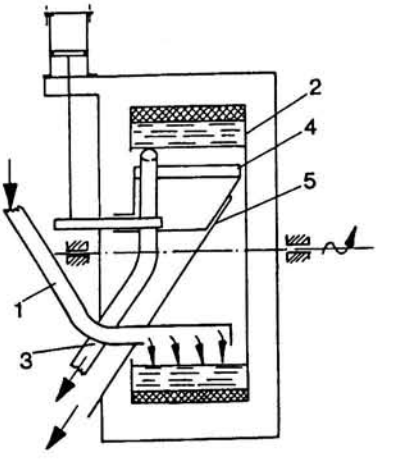
A szűrőcentrifugákat jól szűrhető kristályos anyagoknál, az ülepítőket nehezebben szűrhető, de jól ülepíthető anyagoknál alkalmazzák. A *7.7. ábra* a szűrő kivitelű hámozó centrifuga vázlata.

A szűrődob perforált henger, a szűrőközeg fém- vagy műszál szövet. A szuszpenziót (1) csövön vezetik be a dobba. A (2) szűrlet – az ábrán nem vázolt – házba áramlik ki. Az adagolócső a szuszpenziót egyenletesen osztja el a dobpaláston. A töltést befejezve a pörgetés a maradék folyadékot is kicentrifugálja az iszapból. Ha szükséges, ezután következhet az iszap kimosása és szárítása. Majd a lerakódott iszapot eltávolítják, és az a (3) kihordócsigán át távozik. A leszedés késsel (4) történik. A kést feltolva és ide-oda mozgatva az iszap leszedhető.

A *7.8. ábrán* vázolt ülepítő centrifuga teli palástú dobbal készül. Ezt a típust rosszszul szűrhető és lassabban ülepedő anyagokhoz – esetleg emulzió szétválasztására – használják. A szuszpenziót itt is az (1) csövön vezetik a (2) dobba. A dobot addig töltik, amíg meg nem telik. Megfelelő pörgetési idő után először a folyadékot vezetik el a (3) hámozócsővel. Ezután a késsel (4) az iszapot hámozzák le, amely surrantón (5) át távozik. A hámozást olajhidraulika vezérli.

A *7.7. ábrán* a centrifuga konzolos megoldású (a dob a kettős csapágyazású tengelyvégre van felerősítve). A *7.8. ábrán* a dob a csapágyak között helyezkedik el. Ezt a kivitelt nagyobb dobátmérők esetén használják.

Hámozó centrifugák 300...2600 mm dobátmérővel készülnek.

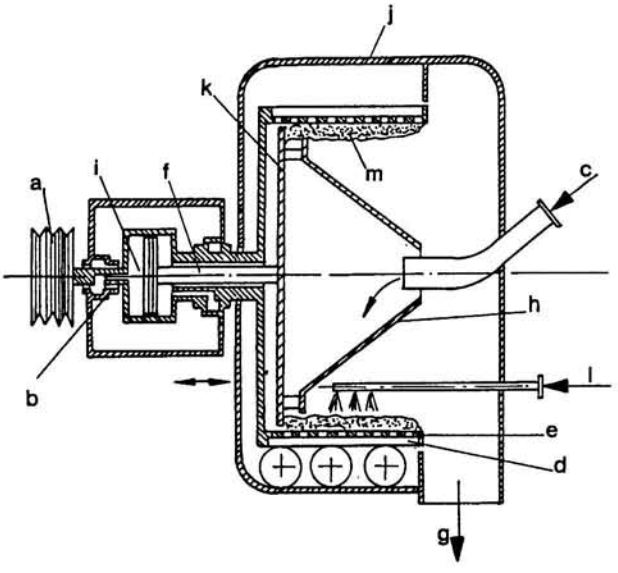


7.8. ábra. Hámozó-ülepítő centrifuga 1 – cső a szuszpenzió bevezetésére, 2 – dob, 3 – hámozócső, 4 – kés, 5 – surrantó

Folytonos üzemű centrifugák

Pulzáló vagy toló centrifugák

A *7.9. ábrán* vázolt *pulzáló* vagy *toló centrifuga* vízszintes tengelyű szűrőcentrifuga. A dob forgatott csőtengelyhez csatlakozik. A csőtengely belsejében ide-oda mozog a vele együtt forgó tengely. Ennek egyik vége (a dobban) a tolólap, a másik vége a (hengerben lévő) dugattyú. A tolólap axiális ide-oda mozgását (pulzálását) hidraulikus szerkezet biztosítja.



7.9. ábra. Pulzáló (toló) centrifuga
a – meghajtás, b – csapágy, c – szuszpenzióbevezető cső, d – perforált dob, e – szitabetét, f – tengely, g – a szilárd (iszap) anyag elvezetése, h – elosztókúp (tölcsér), i – hidraulikus henger, j – ház, k – tolólap, l – mosócső, m – iszaplepény

A dob belső palástján a szilárd anyagot a tolólap előrehaladva eltolja a szitafelületen. Visszafelé mozgáskor a közelében levő dobrész megtelik anyaggal, amely azután a legközelebbi előremozgásnál az előbbivel együtt továbbjut. Ha mosás is szükséges, akkor mosófolyadékot is be lehet juttatni a dob belsejébe.

A dobok 160...1400 mm átmérővel készülnek. A jelzőszám: 250...800.

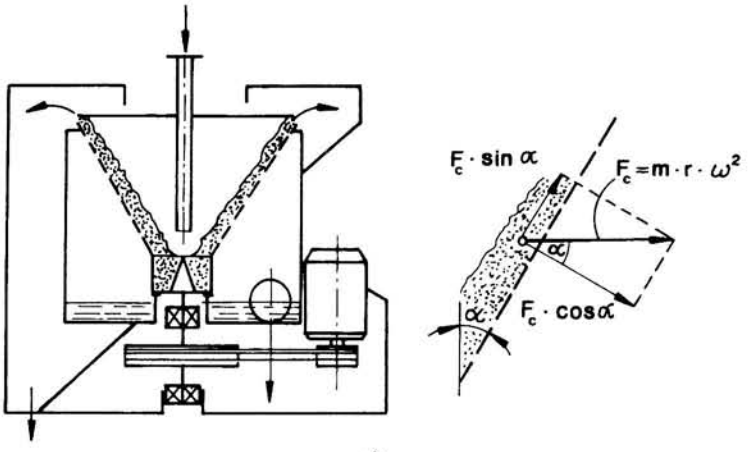
A tolólap percenkénti löketszáma: 20...80. Az iszapréteg vastagsága 20...40 mm (max. 120 mm).

Kúpos centrifugák

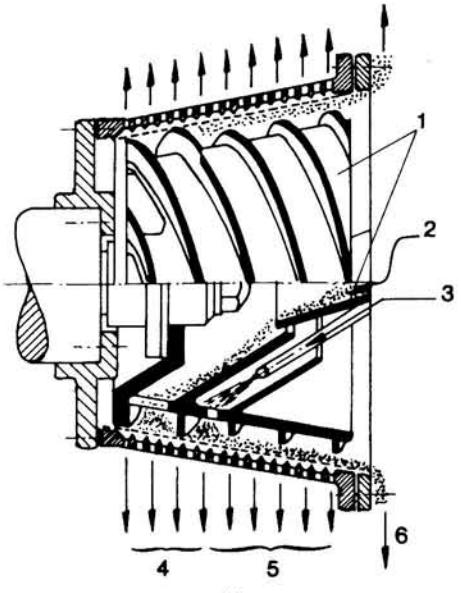
A kúpos centrifuga elnevezését a dob alakjáról nyerte.

A *7.10.a ábra* mutatja a függőleges tengelyű kúpos centrifuga szerkezeti vázlatát és az iszaplepény egyensúlyát a forgó kúpos dobban, a *7.10.b ábra* pedig a csigás szűrőcentrifuga vázlata.

A szuszpenzió a dob kisebb átmérőjű részére folyik be. A szilárd anyag a kúpos dob felső peremén át távozik, a folyadék pedig a szitabetéten át.



a)



b)

7.10. ábra. Kúpos és csigás szűrőcentrifuga
a – kúpos centrifuga vázlata és az iszaplepény egyensúlya a kúpon,
b – csigás szűrőcentrifuga, 1 – csiga, 2 – szuszpenzió, 3 – mosófolyadék,
4 – szűrlet, 5 – mosási szűrlet, 6 – szilárd anyag

Az iszaplepény valamely szemcséjére hat az

$$F_c = mr\omega^2$$

nagyságú erő (a súlyerő elhanyagolható). Ezen erő kúpirányú komponense az iszap felcsúszását segíti elő; a kúppalástra merőleges erőkomponens a súrlódás útján fékezi ezt a mozgást. Egyensúly esetén *(7.10.a ábra)*:

$$F_c \sin\alpha = \mu F_c \cos\alpha$$

$$\mathrm{tg}\alpha = \mu ,$$

ahol μ a súrlódási tényező (amely a nedvességtartalomtól is függő anyagi állandó). Egyensúlyban a szemcse a dobpaláston sem fel, sem le nem mozog. Viszont a további anyagadagolás magával viszi (előre), így a centrifugálás műveletét a beadagolt szuszpenzió mennyisége szabja meg. A súrlódási tényező és a kúpszög így kölcsönösen függ egymástól. Ha az alkotó irányú erőkomponens nagyobb a súrlódó erőnél, azaz $\alpha >$ arc tg μ, úgy a szemcse a dobpaláston mozog a nagyobb kúpátmérő felé, az áthaladási erő igen rövid. Ha a súrlódási erő dominál, a szemcse nem mozog előre. Ilyenkor vagy beépített szállítócsigát kell alkalmazni az áthaladás céljából vagy pedig a súrlódó erőt kell csökkenteni.

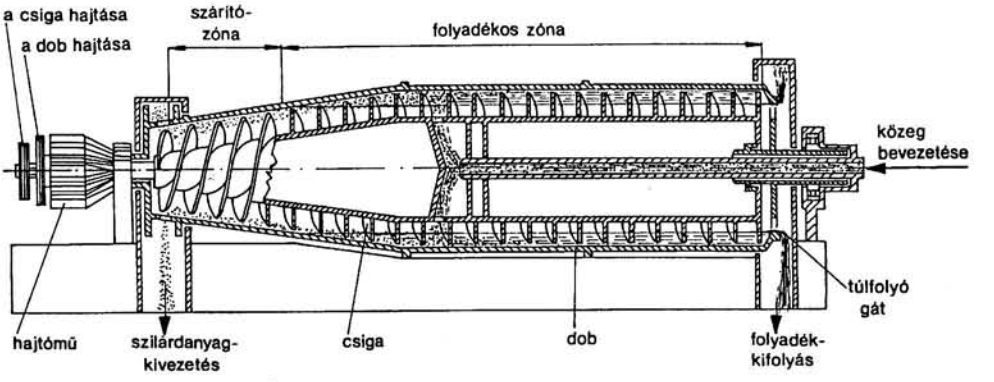
A csigás szűrőcentrifugák vízszintes és függőleges tengelyű változata egyaránt használatos. A *7.10.b ábra* vízszintes tengelyű csigás szűrőcentrifuga belső középrészének (forgórészének) vázlata. A kúpos dob hajlásszöge döntő befolyású. A dob belső részén beadagoló kúp középrészén megfelelő nyílásokkal ellátott csigaleveles kúp helyezkedik el. A csiga a külső dob fordulatszámától eltérő fordulatú és célja az iszapkihordás. A dobalkotó hajlásszöge 10°. A szállítócsiga egyenletes iszapréteg-vastagságot biztosít. Ha a kúpszög 20° a tartózkodási idő rövidebb. Ezt a típust jól szűrhető kristályos anyagoknál használják és a késztermék nedvességtartalma igen kis értékű lesz. Itt mosófolyadékra nincs szükség.

A *7.10.b ábra* 10°-os kúpszögű centrifuga és itt mosófolyadék is bevezethető.

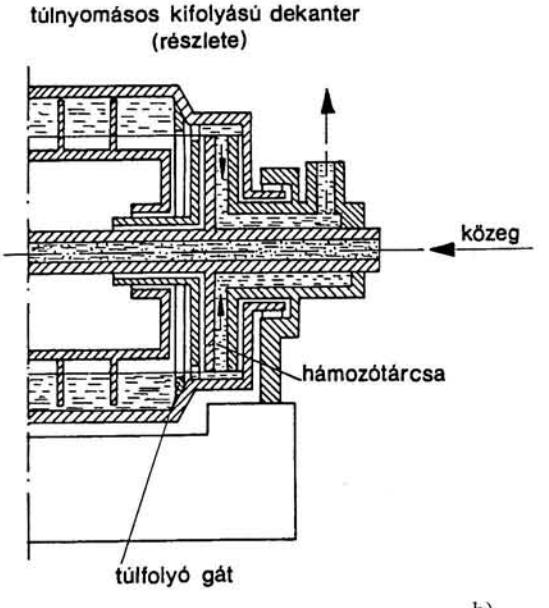
Ha hengeres dobot használunk az anyag előrehaladását csak a szállítócsiga biztosítja. Ez utóbbi típust olyan zagyoknál alkalmazzák, ahol a súrlódási tényező kicsi vagy a zagy kis sűrűségű. Főleg finom rostos anyagoknál alkalmazzák. A teljesítményszükséglet azonos üzemi körülmények esetén a legkisebb a 20°-os dobnál, nagyobb a 10°-osnál és legnagyobb a hengeresnél. A csigás szűrőcentrifugát a Siebtechnik cég fejlesztette ki [11, 26].

Dekantálók

A vízszintes csigás ülepítő centrifugákat vagy dekantálókat sokoldalúan és kitejedten alkalmazza az élelmiszeripar (italgyártás, állati és növényi olajok



a)



b)

7.11. ábra. Dekanter
a – szabad kifolyású dekanter, b – túlnyomásos kifolyású dekanter részlete

és zsírok, fehérjék, keményítők kinyerése, kávé- és teakivonatok, tejcukor, sör- és boripar) *(7.11. ábra).*

A dekantálók a szeparátorok teljesítményét felülmúlják olyan feldolgozandó szuszpenzióknál, ahol nagy a szilárdanyag-tartalom. Alkalmasak folyadékok derítésére és szilárd részecskék kipörgetésére, ahol a szilárdanyag-tartalom elérheti akár a 60%-ot is. A *7.11.a ábra* túlnyomás nélküli, szabad kifolyású dekantert mutat be. A centrifugálandó anyagot egy középponti (hosszú)

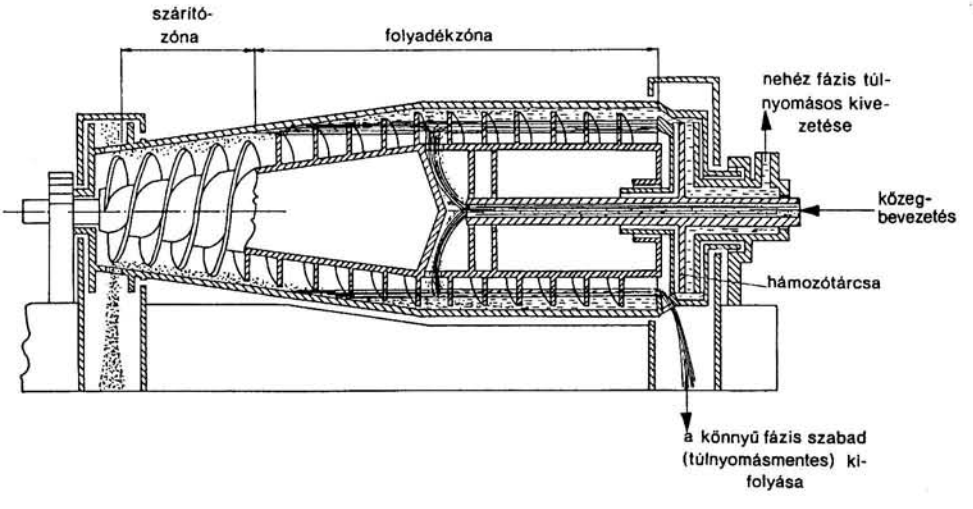
bevezetőcsövön a kúpos-hengeres dobba vezetjük. A szilárd részecskék a dob belső palástjára rakódnak. Egy forgócsiga a szilárd anyagot a derítőzónából a kúpos szárítózónán át a kimeneti nyílásig szállítja. A belsőbb rétegekben a derített folyadék ellenkező irányban áramlik a dobban. A *7.11.b ábrán* vázolt kivitelű dekentálóból leválasztó- (hámozó)tárcsán át, nyomás alatt távozik a folyadék (a *7.11.a ábra* jobb oldali részének módosítása!).

A dobbal azonos irányban forog a szállítócsiga, de kissé más sebességgel. A csiga és a dob különböző fordulatszámát a gép oldalán elhelyezett differenciálművel biztosítják. A fordulatszám-különbség értéke a dobfordulat 0,5...1 %-a (különleges esetben 0,05 %-a).

A folytonos üzemű dekanter jóformán minden 3 %-osnál nagyobb koncentrációjú szuszpenzió derítésére alkalmas, ha a folyadékra mérsékelt tisztasági követelményeket írnak elő. A dob (nagyobb) átmérője 150...1400 mm. A kisebb méretűeknél a jelzőszám mintegy 3000, nagyobb centrifugáknál ennél kisebb.

Például szennyvíztisztításnál a jelzőszám célszerűen 700...1500 közötti. A dekantereket újabban paradicsom feldolgozására is használják, elsősorban ott, ahol a nyersanyag gépi betakarításra alkalmas, mechanikai sérülésekre kevésbé érzékeny és rosttartalma nagy. A dekanterrel voltaképpen fokozott rostszegényítés érhető el, a látszólagos viszkozitás csökken, és a rostanyagokkal együtt leválasztott egyéb szilárd részek (homok) is jelentősen javítják a végtermék minőségét.

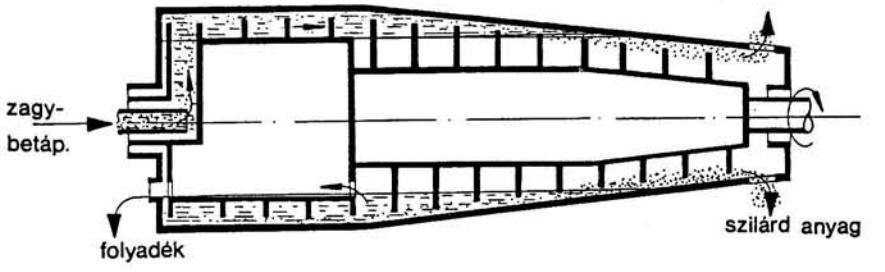
A dekanterek egyik új változata a Flottweg cég által szabadalmaztatott „trikanter" *(7.12. ábra)*. Ez a dekanter három részre választja szét a zagyot. A szilárd rész az ábra szerinti bal oldalon távozik (a kúpos csigás szárítózónából);



7.12. ábra. Flottweg-féle – „trikanter"

a folyadék két részre választható (túlfolyó gátként működő gyűrűt beiktatva). A könnyű folyadék túlnyomás nélkül, szabadon távozik, a nehezebb folyadékfázis túlnyomással, hámozótárcsán át (az ábra szerinti jobb oldalon).

A francia Guinard cég „egyenáramú" dekanterének egyszerűsített funkciós vázlatát a *7.13. ábra* mutatja [36].

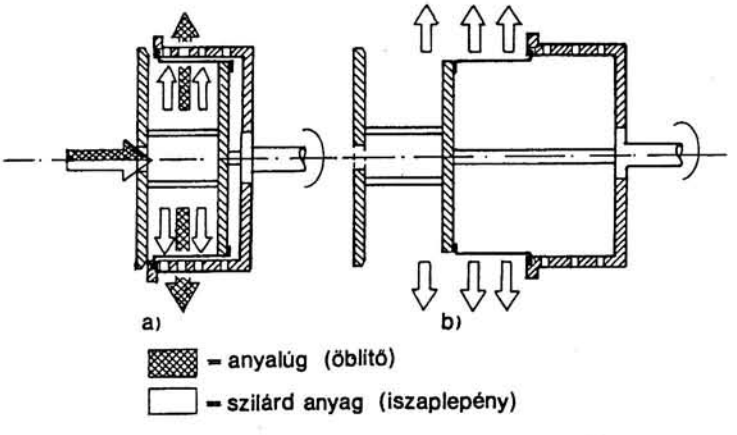


7.13. ábra. Guinard-féle „egyenáramú" dekanter

Szűrőkarmantyús centrifuga

A német Heinkel cég egy szűrőkarmantyús vízszintes tengelyű centrifugát fejlesztett ki, amelynek sémáját a *7.14. ábrán* mutatjuk be.

A centrifugadob összetett szerkezetű. A szűrőrészes dobon belül függőleges körtárcsához erősített szűrőkarmantyú helyezkedik el. Az ábrán a bal oldali nyíláson beáramló szuszpenzió szilárd anyaga a szűrőkarmantyúra rakódik, a szűrőfolyadék viszont átáramlik a szűrő- (szövet-)karmantyún és a dob



7.14. ábra. Heinkel-féle szűrőkarmantyús centrifuga
a – szűrés, b – iszap (szilárd anyag) eltávolítása

szűrőrésein. A szűrőkarmantyú a körtárcsával és a dobbal együtt forog. A szilárd anyag eltávolítása a körtárcsa vízszintes irányú (hidraulikus) eltolásával történik. A körtárcsa magával húzza a szűrőkarmantyút, amely kifordul (mint egy feltűrt ruhaujj). A két munkafázist a *7.14. ábra* jobb és bal oldala mutatja. Kifordított állapotban is zárt a gép és a belső szerkezet forgásban van.

A töltést programóra-szerkezettel vezérlik. A szilárd anyag szemcséi semmilyen károsodást (kristályroncsolódást) nem szenvednek, hiszen itt nem mechanikai szerkezet (hámozókés) dolgozik. A Heinkel-centrifuga nem igényel kézi munkát, nincs gépnyitás, nincs esetleges inersgázveszteség és ember nem érintkezik az anyaggal. Toxikus, tixotrop, érzékeny, finom kristályos anyagok is feldolgozhatók. A cég 300...1300 mm dobátmérővel és ehhez tartozóan 110...500 mm dobszélességgel gyártja. A szűrőfelület 0,1...2 m^2. A legkisebb centrifuga fordulatszáma percenként 3400, a legnagyobbé percenként 1000. Teljesítményigénye 3...90 kW.

A szűrőkarmantyús centrifugákat a cég többek között az alábbi gyártási ágakra ajánlja: laktóz, sztearát, szorbinsav, fémszappanok, koffein, vitaminok, dohányextrakt, komló [10].

Derítő- és emulzióbontó centrifugák

A derítő- és emulzióbontó centrifugák a centrifugális ülepítés műveletének elvégzésére szolgálnak. Fő alkatrészük, a gyorsan forgó dob köpenye nincs lyukasztva. A cél a nem elegyedő folyadékok szétválasztása (emulzióbontás) vagy a folyadékban levő diszperz szilárd anyag eltávolítása (derítés), vagy pedig ezen műveletek kombinációja. A folyadékok szétválasztására az ún. szeparációs dobot használják. A folyadékban diszpergált szilárd fázis eltávolítására szolgáló centrifugadobokat derítődoboknak nevezzük.

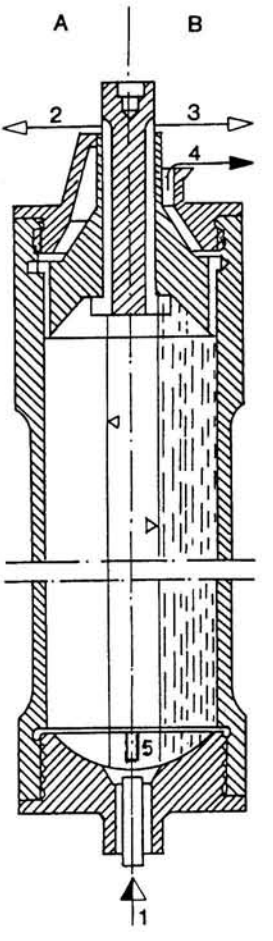
Jellemző a jelzőszám nagy értéke a minél tökéletesebb szétválasztás érdekében. E célból növelik a fordulatszámot. Az átmérő a többi centrifugákhoz képest aránylag kicsi. A dobátmérő csökkentésével a folyadék rétegvastagsága csökken, ami az ülepítés szempontjából előnyös. A folyadék tartózkodási ideje a dobban igen kicsi, azaz nagy az átáramlási sebesség. Ez viszont hátrányos a szétválasztás szempontjából. A helyzetet a gyakorlatban háromféleképpen lehet javítani. A dob hosszát jelentősen megnövelik. Ezt a módot alkalmazzák a csöves típusú centrifugáknál (szupercentrifugák). A tartózkodási idő növelését el lehet érni úgy is, hogy a folyadék több koncentrikus dobrészen halad át. Ez a helyzet a kamrás centrifugáknál. A harmadik esetben a rétegvastagságot csökkentik egész kis értékre, tehát az ülepedési utat és ezzel az ülepítés idejét csökkentik. Ezt az elvet a tányéros centrifugákban (szeparátorokban) alkalmazzák.

Szupercentrifugák

A legegyszerűbb kialakítású a *csöves* típusú centrifuga, amelyet általában szupercentrifugának neveznek. A centrifuga működését a *7.15. ábrán* látható elvi vázlat alapján tanulmányozhatjuk. A hosszú, karcsú, cső alakú dobot felül a csatlakozó tengelyénél fogva függesztik fel. A feldolgozandó folyadékot a dob alsó részén levő csőtoldaton keresztül vezetik be. Az anyagot az elosztószerkezet egyenletesen szétosztja és felgyorsítja a dob sebességére. A dob hosszában való átáramlás közben történik meg a szétválasztás.

Emulzióbontás esetén – az ábra B oldala ezt mutatja – a nagyobb sűrűségű folyadék kívül, a kisebb sűrűségű belül helyezkedik el. A két folyadék eltávolítása folytonosan történik. Különböző szétválasztási feladatok esetén a nehézfolyadék-eltávolító nyílás méretét változtatják. Ezért cserélhető betétekkel szállítják a centrifugadobokat.

A szupercentrifugát felhasználják 0,2% alatti szárazanyag-tartalmú folyadékok derítésére is (*7.15. ábra* A oldala). A folyadéknál nehezebb szemcsék az áthaladás közben, a centrifugális erő hatására a dobköpenyre ülepszenek. A kicsapódó üledék számára csak kis hely van a dobban. Ha ez az iszaptér megtelt, a centrifugát meg kell állítani és az üledéket el kell távolítani.



7.15. ábra. Szupercentrifuga dobja
A – derítő fejrésszel, B – emulzióbontó fejrésszel, 1 – betáplálás, 2 – a derített folyadék eltávozása, 3 – a könnyű folyadék kilépése, 4 – a nehéz folyadék kilépése, 5 – elosztó

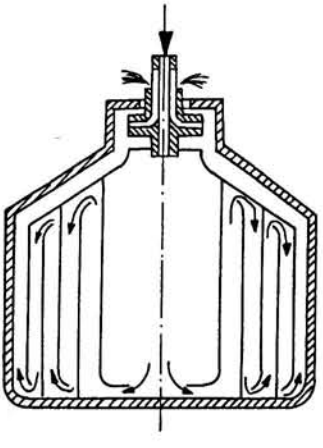
Folyadékok derítése esetén tehát a szupercentrifuga szakaszos üzemű. A szilárd anyag eltávolítása szakaszosan történik. Az állási időt csökkenteni lehet, ha egy centrifugához két dobot használnak.

A szupercentrifugát ötféle méretben gyártják, 44...150 mm átmérőjű dobbal. A hosszúság/átmérő aránya a különböző típusoknál 3,45 : 1 és 7,1 : 1 között van. A laboratóriumi méretű szupercentrifuga fordulatszáma 50000/min-ig is felmehet, aminek kb. 62000 jelzőszám felel meg. Az ipari centrifugákból a 106...110 mm átmérőjű a legismertebb. Maximális fordulatszámuk 15000...17000 között van, a megfelelő jelzőszámok pedig 13185 és 17670 között.

A hosszú, cső alakú dobot a felhasználási területnek megfelelően alakítják ki. A legegyszerűbb esetben, ha a feldolgozandó folyadék nem mérgező, nem tűzveszélyes és nem párolgó, nyitott kivitelű szupercentrifugát használnak. (Ilyen alkalmazási terület pl. vízeltávolítás zsírokból és olajokból, gyümölcslevek derítése stb.) Könnyen párolgó folyadékok esetén gőztömör kivitelt alkalmaznak. Mérgező, gyúlékony anyagok feldolgozása esetén vagy ha a centrifuga sterilezése szükséges, zárt kivitelű szupercentrifugát használnak. Ez utóbbinál a dob körül fűtés vagy hűtés céljából csőkígyót helyeznek el. Bizonyos esetekben hordozható kivitelben is készítik.

Kamrás centrifugák

A kamrás centrifuga nagyobb átmérőjű, mint a szupercentrifuga. Működése a *7.16. ábra* elvi vázlatából könnyen érthető. Az ülepítési út rövidítése érdekében a dob több (2...6) koncentrikus hengerre van felosztva. Az előző típusnál több iszapot képes befogadni. Kb. 0,5% szárazanyag-tartalmú szuszpenziók derítésére alkalmazható. A centrifuga közepén beadott szuszpenzió keresztüláramlik az egyes kamrákon. A nagyobb szemcséjű iszap a belső hengerekre, a kisebb szemcséjű pedig a külső hengerek felületére rakódik. A centrifugális erő természetesen a nagyobb átmérőjű kamráknál nagyobb értékű, így a legkülső kamránál még a finomabb szemcsék is kiülepedhetnek. A belső dobrészek, kamrák jelentősen tehermentesítik a legkülső kamrát, ezáltal az sokkal eredményesebben dolgozhat, mintha előtte nem ülepedett volna ki a szilárd anyag nagy része.



7.16. ábra. Kamrás centrifuga vázlata

A dob felosztása kamrákra jelentősen megnöveli a folyadék tartózkodási idejét, és ezzel nagyobb lehetőséget nyújt a szemcsék kiülepedésére. Bár az egyik kamrarészből a másikba való átmenetnél, a fordulóban a már majdnem kiülepedett részecske a legkedvezőtlenebb helyzetbe kerül.

Az átáramlás és az ülepedési út szempontjából nem szabad a dob teljes űrtartalmát figyelembe venni, hanem az iszapteret le kell vonni belőle.

A kamrás centrifuga mindaddig kielégítően derít, amíg az iszapterek teljesen meg nem teltek. Ha ez az eset bekövetkezett, hirtelen lecsökken a derítő hatása, a kiáramló folyadék zavaros lesz.

A felhasználási célnak megfelelően a betétek számának változásával a dobot 2, 4 vagy 6 kamrára osztják.

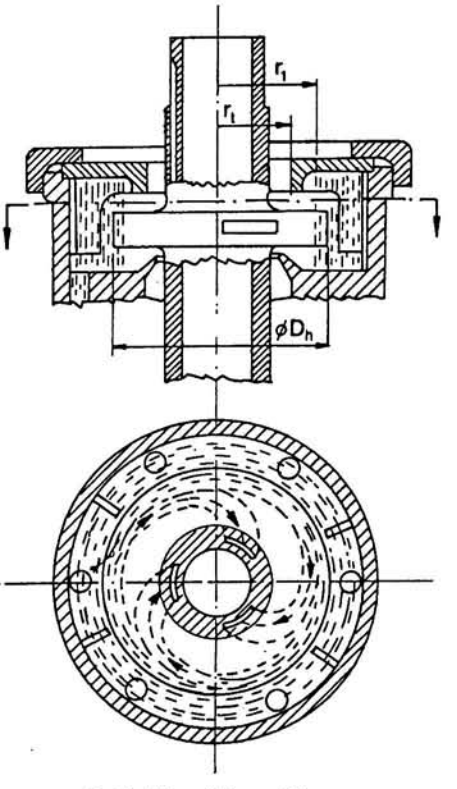
A folyadék be- és elvezetését illetően háromféle változatról beszélhetünk: nyitott, zárt és hermetikusan zárt kivitelről.

Ha a hozzáfolyás nyitott, a tisztítandó folyadék felső, nyitott tartályból folyik a centrifugába. A hozzáfolyó tartályban rendszerint úszós szintszabályozót helyeznek el. A feldolgozandó folyadék levegővel érintkezik a tartályban és a bevezetésnél is. Nyitott elvezetésnél a centrifugából kikerült tisztított lé közvetlenül egy gyűrű alakú gyűjtőtérbe kerül. Itt levegővel keveredhet, emiatt habképződés lehetséges.

A zárt hozzávezetés és elvezetés esetén a folyadék még mindig érintkezhet levegővel, de nincs habképződés. A megtisztított folyadék ún. hámozótárcsán (Greifer, paring disc) keresztül távozik. A *hámozótárcsát* mutatja a *7.17. ábra*. Kialakítása és működésmódja a centrifugálszivattyú forgórészére emlékeztet. A szivattyú járókereke az álló házban forog és belülről kifelé szállít. A hámozótárcsánál fordított a helyzet, maga a tárcsa áll és belemerül a centrifugadobbal együtt forgó folyadékba. Tehát kívülről befelé szállít. Mivel a tárcsába beáramló folyadék energiája elég nagy, 60...120 m szállítómagasságra is szállíthat. A folyadék így nyomás alatt lép ki a centrifugából, legtöbbször nincs szükség külön szivattyúra.

A hámozótárcsában a sebesség részben nyomássá alakul át, ez a nyomás azután hozzáadódik a dobban már meglevőhöz.

A hámozótárcsa csak akkor működik kifogástalanul, csak akkor biztosít habmentes folyadékelvételt, ha elég mélyen nyúlik be a forgó folyadékgyűrűbe. Ezért megfelelő ellennyomást kell alkalmazni, amit az elfolyóvezetékben alkalmazott fojtással lehet elérni. Az ellennyomás alsó határértéke alatt a hámozótárcsa annyira kiüríti a dobot, hogy már csak érinti a forgó folyadékgyűrűt és levegőt fog szállítani. Az ellennyomás felső határértéke felett a folyadék a túlfolyón keresztül távozik.



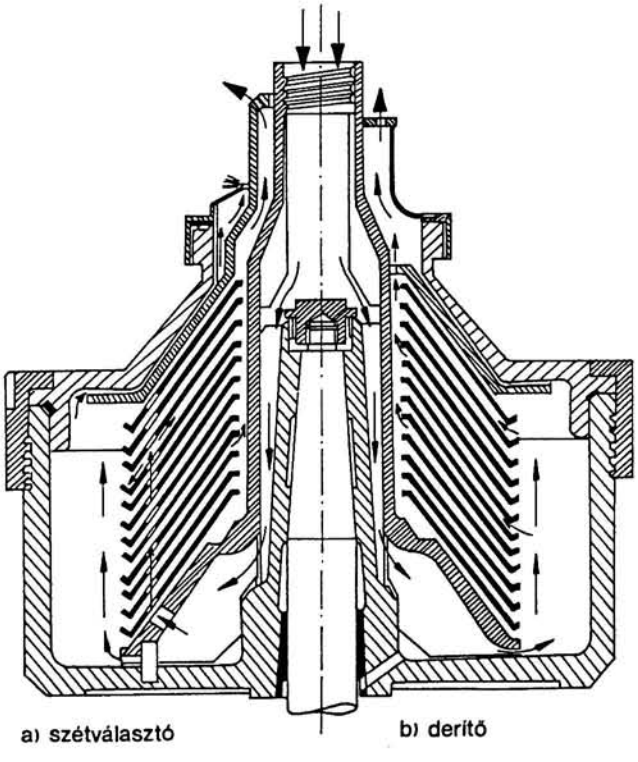
7.17. ábra. Hámozótárcsa
D_h – a hámozótárcsa átmérője, r_1 – a forgó folyadékgyűrű felszínének sugara, r_t – a túlfolyó sugara

A hermetikusan zárt szeparátoroknál a folyadék nem érintkezik a külső levegővel. A hermetikus lezáráshoz megfelelő tömítést alkalmaznak. A dobot, valamint a hozzá- és elvezető csővezetékeket bizonyos túlnyomás alatt álló, összefüggő folyadéktömeg tölti ki. Szükség esetén a folyadék be- és kilépésénél nyomásfokozó szivattyút lehet beépíteni.

A kamrás centrifugák alkalmazási területe: legfeljebb 0,5% szárazanyagtartalmú szuszpenziók derítése. Ilyen pl. a gyümölcslé, a sörlé, a sör, a bor, az oldószerek, a lakk és különféle festékek stb. tisztítása, derítése. A hermetikusan zárt kivitelt gáztartalmú folyadékok, pl. sör derítésnél használják, ahol az elnyelt gázoknak nem szabad felszabadulniuk.

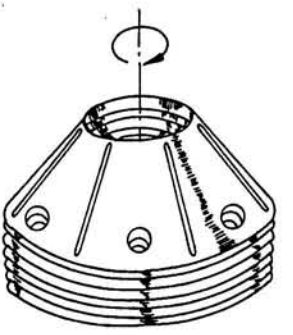
Tányéros centrifugák (szeparátorok)

A tányéros centrifugában – amelyet általánosságban szeparátornak neveznek – az ülepítési úthosszat a minimumra csökkentik. A szeparátordob szokásos kialakítását és működésmódját a *7.18. ábrán* mutatjuk be. A dob belsejé-



7.18. ábra. Tányéros centrifuga (szeparátor)
a – szétválasztó kivitel, b – derítő kivitel

ben kúpos, vékony lemezből készült betéteket helyeznek el. A folyadék a tányérbetétek között vékony rétegben áramlik. Ezzel nemcsak az ülepedési utat sikerül lecsökkenteni, hanem az áramlást is stabilizálni lehet. Az áramlás lamináris lesz.



7.19. ábra. Tányérköteg

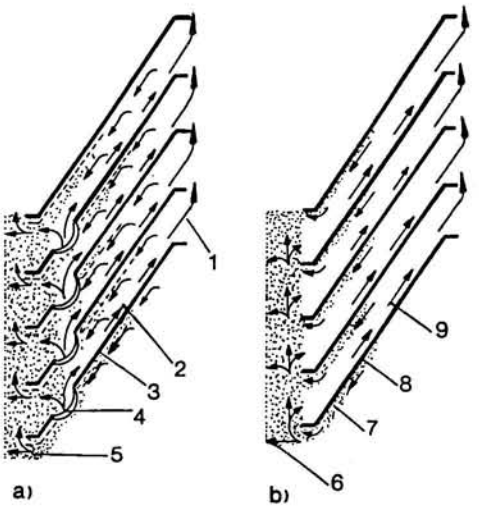
A lemeztányérok *(7.19. ábra)* félkúpszöge 35° és 60° között változik. A 200...400 mm átmérőjű dobba 40...120 darab ilyen tányért építenek be. A tányérokat régebben ónozott lemezből, a harmincas évektől azonban majdnem kizárólag rozsdamentes acélból készítik. A lemez vastagsága 1 mm körüli. A tányérok közötti 0,4...1,5 mm-es (néha 10 mm-es) rést a felhegesztett távolságtartó rudakkal állítják be. A hajlásszög megállapításánál az egyik legfontosabb szempont, hogy a kivált szilárd szemcsék a tányérok alsó oldalán még le tudjanak csúszni az iszaptérbe. A szeparátoroknál a dob fordulatszáma általában 6000/min körüli. A maximális jelzőszám értéke 4000 és 8000 közé esik.

A szeparátorokat felhasználási területüknek megfelelően kétféle dobbal készítik. A *7.18. ábra* bal oldala mutatja a szétválasztó-, jobb oldala pedig a derítődob metszetét. A folyadékok szétválasztására használt dobot szokás még *purifikátornak*, míg a másikat *klarifikátornak* nevezni. Az ábrán a berajzolt nyilak mutatják a folyadék útját.

A szeparátor tányérjai közé az emulziót a tányérokon levő lyukakon keresztül vezetik be (*7.20. ábra,* a kép). A lyukak helyzetére a diszperz és a folytonos fázis sűrűsége a meghatározó. Általában, ha a diszperz fázis sűrűsége nagyobb, a lyukak a tengelytől távolabb, ha kisebb, a lyukak közelebb vannak elhelyezve. Például olajtisztításnál a diszperz fázis a víz, amelynek sűrűsége nagyobb mint az olajé. Ekkor az átömlő lyukak a tengelytől távol vannak. A nagyobb fajsúlyú diszperz fázis hosszabb úton biztosabban válik el a folytonos fázistól. Ellenkező esetben, (pl. a tejszeparátornál) a diszperz fázis könnyebb, itt az átömlőlyukak közel vannak a tengelyhez, a folytonos fázis számára hosszabb út és ezzel nagyobb tartózkodási idő áll rendelkezésre, így tehát a szétválasztás tökéletesebb lesz.

A kiömlőnyílások sugarát úgy kell megválasztani, hogy az átömlőlyukak a semleges zónába essenek. Ha az emulzió összetétele lényegesen megváltozik, eltér a tervezettől, a nehezebb fázis kiömlőnyílásának változtatásával lehet újra a jó szétválasztási hatásfokot elérni.

A derítőszeparátorban (*7.20. ábra,* b kép) a szilárd anyag a forgórész szélén halmozódik fel. Az ürítés alkalmával le kell állítani a gépet. Ez az idő azonban a bonyolultabb felépítés miatt már sokkal hosszabb, mint a szuper-



7.20. ábra. A szeparátortányérok működése a – emulzióbontás, 1 – könnyű fázis, 2 – a tengely felé áramló könnyű fázis, 3 – a kifelé áramló nehéz fázis és iszap, 4 – a semleges zónában elhelyezkedő lyukak, 5 – iszap és nehéz fázis, b – derítés, 6 – iszaptér, 7 – a kifelé áramló iszap, 8 – folyadék belépése lezárva, 9 – a tengely felé áramló tisztított folyadék

centrifugánál. (A szakaszos ürítést az ásványolajiparban a nehéz oldószerek bevezetésével küszöbölték ki.) Mint derítőcentrifugának a hatásfoka aránylag kicsi. Ennek egyik oka az, hogy a dob külső részén leülepedett iszapból a felfelé haladó folyadék újra magával ragad szilárd részecskéket.

A szeparátor teljesítménye a viszkozitás növekedésével erősen csökken. A szeparátor legfontosabb alkalmazási területe a tej fölözése és egyéb emulziók szétválasztása. Ezenkívül hermetikus kivitelben kényes anyagok derítésére is használják. A kamrás centrifugához hasonlóan itt is háromféle kivitel szokásos: nyitott, zárt és hermetikusan zárt. Az ott elmondottak érvényesek a szeparátorokra is. Emulzióbontásnál a két folyadék zárt elvezetése már bonyolultabb megoldást jelent. Ezért legtöbbször csak az egyik folyadékot vezetik el zártan, hámozótárcsa segítségével. A folyadékot alulról is be lehet vezetni a szeparátor dobjába. Ezt a megoldást a hermetikusan zárt kivitelnél alkalmazzák.

Önürítő szeparátorok

A tányéros centrifuga kis hosszúság/átmérő aránya miatt a forgórész megfelelő átalakításával alkalmassá tehető a szilárd anyag automatikus eltávolítására. E célból a dobot kettős kúp alakúra készítik. A kiválasztott szilárd anyag a háromszög keresztmetszetű, gyűrű alakú iszaptérben gyűlik össze. A kerületén, a kettős kúp találkozásánál, nyílásokat találunk, amelyeken keresztül az iszap eltávozhat.

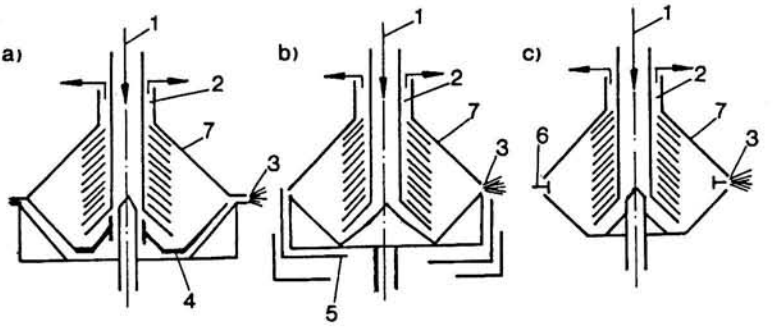
Kisebb, legfeljebb 6% szilárdanyag-tartalomig önürítő szeparátorokat használnak. Az iszapeltávolító nyílásokat üzem közben zárószerkezet zárja el. Iszapeltávolításkor a nyílásokat – rendszerint hidraulikus szerkezet segítségével – szabaddá teszi.

Az iszapürítő nyílások a leggyakoribb esetben hosszúkás alakúak, számuk rendszerint 8. A nyílások összes hossza a kerület 40...75%-át szokta ki-

tenni. A Titán cég CS 630 típusa 360°-os nyitással készül. Ezáltal el tudják kerülni, hogy a rostok és a ragadós szilárd anyagok a rések közötti dobrészeken összepréselődjenek.

A dob jó lezárása érdekében a mozgatható zárószerkezetet tömítőgyűrűnek nyomják neki. A tömítés megoldása lehet olyan, hogy két, rendszerint rozsdamentes acélból készült tömítőgyűrűt alkalmaznak. A másik, szokásosabb megoldásnál horonyban helyeznek el gumi vagy műanyag (pl. poliamid) tömítőgyűrűt és a zárószerkezetet szorítják rá.

A zárószerkezet kialakításánál kétféle alapmegoldást találunk. Az egyik mód szerint a mozgatható zárószerkezet kúpos fedélként (Schieberboden) van kialakítva és egyúttal a dob egy részét képezi (*7.21. ábra,* a kép). Ürítésnél a mozgatható fenék lefelé, majd ezután felfelé mozog, és ezáltal az iszaplepény a dobból való kipörgetés előtt széttörik. Ez akkor előnyös, ha az iszaplepény kemény vagy földes alkatrészt tartalmaz. További előnye még az is, hogy a dob belsejében nincsenek a feldolgozandó folyadékkal érintkező, ún. „holt sarkok", amelyekben a mikroorganizmusok könnyen összegyűlhetnek és infekcióhoz alkalmat teremthetnének.



7.21. ábra. Önürítő szeparátordobok
a – a mozgatható zárszerkezet kúpos, b – gyűrűs tolattyús, c – szelepes kivitelű, 1 – a folyadék bevezetése, 2 – a derített folyadék eltávozása, 3 – besűrített iszap, 4 – kúpos fenék, 5 – gyűrűs (dugattyús) tolattyú, 6 – szelep, 7 – dob

A másik változatnál a zárószerkezet gyűrűs tolattyús (Ringschieber) kialakítású. Ezt az alkatrészt dugattyúnak vagy dugattyús tolattyúnak is nevezik. A gyűrűs tolattyúnak biztosabb a vezetése a dobtestben (*7.21. ábra,* b kép). Használnak szelepeket is az ürítőnyílások lezárására (*7.21. ábra* c kép).

Ürítés céljából a dobot szabályos időközökben nyitják. A feldolgozandó nyersanyag és a kívánt technológia szabja meg, hogy az iszaptalanítást milyen időközökben célszerű elvégezni.

A periodikus részleges iszapürítésnél csak olyan rövid ideig nyitják a dobot, hogy a benne levő szilárd anyagok kis része még visszamaradjon. Ezáltal akadályozzák meg, hogy folyadék is kilépjen vele. Az értékes folyadék veszteségét elkerülik, és aránylag száraz szilárd anyagot távolítanak el. A részleges iszapürítésnél a feldolgozandó folyadék hozzáfolyása nyitva marad, így a folyamat vezérlése aránylag egyszerű. A nyitási idő általában néhány másodperc vagy tized másodperc.

A részleges ürítést csak plasztikus iszap esetén lehet alkalmazni, amely nem képez kemény lepényt a dobban. Ha az anyag hajlamos a gyors ülepedésre és kemény, monolitikus masszává áll össze vagy hozzáragad a fémből készült dobhoz, szintén nem alkalmazható.

A periodikus teljes iszapürítésnél a dob teljes töltését a nyílásokon át eltávolítjuk. Ekkor a feldolgozandó folyadék hozzávezetését mindenképpen zárni kell, hogy az iszapkiürítésnél az értékes folyadék veszteségét a minimumra csökkentsék. A folyadékveszteség csökkentése érdekében a dob folyadéktartalmát – amennyire lehetséges – még az ürítés előtt öblítőfolyadékkal kiszorítják. Az öblítőfolyadék bevezetése azért is szükséges lehet, hogy az esetleg kemény iszapot könnyebben és teljesen ki lehessen üríteni. Lehetséges, hogy az ürítés után még egyszer megtöltik a dobot öblítőfolyadékkal, és így a második ürítést mint öblítőürítést alkalmazzák.

A kombinált részleges és teljes ürítés esetében a dobot periodikus időközökben részlegesen ürítik, amelyet aztán nagyobb időközökben megszakítanak.

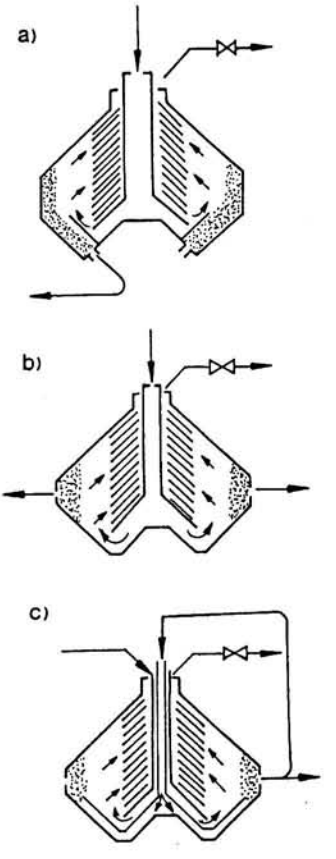
Az önürítő szeparátorokat lehet kézzel is vezérelni. Ekkor megfelelő sorrendben és időközökben kell a szelepeket kezelni. Részleges ürítésnél csak a hidraulika vezérlőszerkezetét kell kezelni, aránylag rövid időközökben. Ez természetesen minden ürítésnél megismétlődik. Teljes vagy kombinált ürítésnél sokkal több részművelet elvégzése szükséges. Mivel ez a folyamat ugyanazon ritmusban ismétlődik, célszerű programvezérlést alkalmazni. Mindezzel a szeparátor üzeme teljesen automatikussá válik. Nem fordulhat elő hiba, a termék minősége állandó lesz. Az egyes munkafázisok könnyen ellenőrizhetők, értékes munkaerőt lehet megtakarítani. Ezáltal ezen szeparátorok előnyei teljes mértékben kihasználhatók.

Az automatikus vezérlés kapcsolása természetesen a kívánatos program szerint változik. A két iszapürítés közötti idő könnyen meghatározható adott iszapterű centrifugánál a feldolgozandó folyadék iszaptartalmának és teljesítményének ismeretében. Iszaptartalmon minden esetben a nedves iszap térfogatszázalékát értjük. Ez meghatározható laborcentrifugával. Ha gyakorlatilag nem lehetséges az iszaptartalmat ilyen módon meghatározni, a legalkalmasabb időtartamot az üzemben kísérletekkel kell megállapítani.

Az önürítő szeparátor *7.21.b ábra* szerinti típusánál a dob falai helyben maradnak és a zárófelületet gyűrűs tolattyúként alakítják ki.

Fúvókás szeparátorok

Ha a tisztítandó folyadék iszaptartalma nagyobb, fúvókás szeparátort alkalmaznak. A kerületen elhelyezett fúvókákon keresztül történik a szilárd anyag ürítése, besűrített iszap formájában. Ezzel a centrifuga üzeme teljesen folytonos lesz. Az iszapeltávolítás helyén viszonylag nagy nyomás uralkodik (70 bar vagy még több), ezért kis méretű, 1 mm körüli átmérőjű nyílásokat alkalmaznak, nehogy sok folyadék is eltávozzék. A legelső fúvókás szeparátorokat az 1900-as évek elején készítették az élesztőgyárak számára. A *7.22. ábra* a képe mutatja az elvi megoldást. Az iszaptérben összegyűlt élesztőkoncentrátumot, az élesztőtejet, a ferdén elhelyezett csövecskéken keresztül vezetik a cserélhető fúvókákhoz. A fúvókák számát és méretét a feldolgozandó cefre és a sűrítmény koncentrációjától függően választják meg.



7.22. ábra. Fúvókás szeparátordobok
a – ferde csövecskés, b – csúcsfúvókás, c – keringetős

A legtöbb fúvókás szeparátornál a fúvókát a dob legnagyobb átmérőjénél, a háromszög keresztmetszetű iszaptér csúcsánál helyezik el. Ilyen dobot vázol a *7.22. ábra* b képe. A fúvókákat tangenciálisan, forgásirányban hátrafelé irányulva helyezik el. A számuk 6, 12, 18 vagy 24, a besűrített iszap mennyiségétől függően. Az anyaguk élelmiszeripari termékeknél saválló acél, koptató anyagok feldolgozásánál kopásálló anyag, pl. zafír vagy volfrámkarbid.

Sokszor szükséges lehet a sűrítmény mosása (pl. a keményítőgyártásnál). Ilyen esetben alkalmas fúvókákkal a dob belsejében adják hozzá a mosóvizet.

A minél töményebb sűrítmény elérése érdekében a fúvókákon eltávozó iszap egy részét keringetik. A *7.22. ábra* c képe mutatja az elvi megoldást.

A nagyobb teljesítményű fúvókás szeparátorokat felfüggesztett forgórésszel, felső hajtással gyártják. Ezzel a nagy, nehéz forgórészek nyugodt járását is biztosítani tudják. További előnye ennek a kialakításnak, hogy a nyomásálló kivitel így aránylag egyszerűen oldható meg. A forgó tengely és a ház közötti tömítésre teflonból készült O gyűrűket alkalmaznak. Az üzemközbeni ellenőrzés, valamint a fúvókák cseréje stb. érdekében hidraulikus szerkezet se-

gítségével lehet az egész forgórészt, a ház felső részével és a hajtással együtt felemelni.

A centrifugatípusok néhány irányértékét a *7.1. táblázatban* mutatjuk be [11, 56, 57].

7.1. táblázat

Centrifugák főbb irányszámai (SZ = szakaszos, F = folyamatos)

Típus	Üzemmód	Rotorátmérő [m]	Jelzőszám $r\omega^2/g$	Szemcse (részecske) mérettartomány [μm]	Szilárd anyag-térfogatrész %
Szűrőcentrifuga					
Hámozó	SZ	0,3...2,0	3500...400	2...500	5...50
Inga	SZ	0,3...2,0	3500...300	1...10	5...50
Toló	F	0,2...1,5	1500...250	10...5000	20...80
Csigás	F	0,2...1,0	3000...300	20...5000	20...60
Ülepítő centrifuga					
Szuper	SZ	0,03...0,12	40000...10000	0,1...200	0...1
Tányéros	SZ	0,15...0,8	10000...4000	0,5...500	0...3
Önürítő tányéros	(F)	0,15...0,8	10000...4000	0,5...500	2...10
Fúvókás tányéros	F	0,15...0,8	10000...4000	0,5...500	8...25
Dekanter	F	0,15...1,5	6000...300	4...10000	2...60

8. Keverés

8.1. Bevezetés

A *keverésnél* két vagy több (egymástól eltérő tulajdonságú) anyagot kényszerített áramlással egyesítünk azért, hogy az egyes alkotórészek eloszlása a meghatározott legkisebb térfogatelemekben a kívánt keverési arányának feleljen meg. Elsődleges célunk az, hogy az alkotórészeket a rendelkezésre álló készülékben egyenletesen eloszlassuk és *finomdiszperz* rendszert hozzunk létre. A rendszer létrehozása egy másik cél érdekében is történhet, ilyen cél lehet pl. a hőátvitel és/vagy anyagátvitel meggyorsítása, valamint a kémiai reakció elősegítése.

Egyfázisú folyadék esetén a keverés lényege az, hogy a nagyobb koncentrációjú tér egyes térfogatelemeit a keveréssel létrehozott áramlással helycserére kényszerítsük és ezáltal koncentrációkiegyenlítődést hozzunk létre. A kétfázisú folyadék-folyadék extrakciónál pedig a keverés a művelet első részfolyamata, ahol a nehezebb folyadékfázist a könnyebb folyadékfázisban emulgeáltatjuk erős vertikális áramlással és ezzel a folyadék-folyadék fázisegyensúly tökéletesebb kialakulását biztosítjuk. Vertikális folyadékáramlás a szilárd részecskéket is magával ragadja és így szuszpenziót állíthatunk elő. Só oldási ideje is csökkenthető keveréssel. A keveréssel előidézett erős folyadékáram elszállítja ui. a só felületén levő telített oldatot, lecsökkenti a lamináris határréteget, melyen keresztül az oldott anyag csak komponensdiffúzióval halad át.

Homogén anyagok esetén vertikális áramlást nem szükséges létrehoznunk. Erősen viszkózus homogén folyadék melegítésénél horizontális kényszerített áramlásra azért van szükség, hogy egyes komponensek oda ne süljenek a tartály falára. Szokás az ilyen főleg horizontális kényszerített áramlást *kavarásnak* nevezni, megkülönböztetve a vertikális áramlást is előidéző keveréstől.

A keverőkészülékek kialakítása a keverendő anyagok halmazállapotától, állagától függ [2, 6, 12, 13, 27, 47, 52, 56, 57].

A keverési feladat lehet:

1. Homogenizálás, azaz egymásban oldódó alkotórészek egyenletes eloszlatása, összetételi, illetve hőmérsékleti különbségek kiegyenlítése.
2. Szuszpendáltatás, azaz szemcsés anyagok egyenletes eloszlatása folyadékban (pl. feloldás céljából), továbbá a cukoriparban aktív szén eloszlatása folya-

dék színtelenítése céljából vagy szűrési segédanyag bekeverése szűrendő folyadékba.
3. Diszpergáltatás, vagyis gáz szétoszlatása folyadékban (levek, szörpök szén-dioxiddal való dúsítása, gáz-folyadék reagáltatás, levegőztetés).
4. Egymásban nem oldódó folyadékok emulgeálása (szolvens extrakciónál).
5. Hőcsere (fűtés vagy hűtés) intenzifikálása.

A keverőkészülékek kialakítása szempontjából döntő jelentőségű az, hogy a keverendő anyagok közül a legnagyobb tömegű (térfogatú) legtöbbször folyadékállapotú, ezért elsősorban a folyadékkeverőket tárgyaljuk.

Sok esetben csak szilárd szemcsés (finomszemcsés, porszerű) anyagokat keverünk. Ezek a száraz- vagy porkeverők.

Közbülső eset a nedves porok, nedves szilárd szemcsés anyagok keverése, illetve a nagy viszkozitású pépes, pasztaszerű anyagok keverése. Ilyenek a dagasztók vagy gyúrók. Ide sorolhatók az ún. homogenizáló gépek.

Általában a keverni kívánt anyagot befoglaló *edény áll* és a benne elhelyezett szerkezeti elem, a *keverő mozog*: forgó vagy köpülő mozgást végez. Egyes gépeknél az *edény mozog*: (pl. porok keverése keverődobban).

Pneumatikus keverésnél befúvatott levegő- (gáz- vagy gőz-)áram idézi elő a keverőhatást. Újabb keverőtípus a *sztatikus* (vagy álló) keverő: ez csőszerű, belül újra meg újra elosztóelemekkel ellátott álló szerkezet. Néhányan a *folyadékporlasztást* is keverésnek tekintik [56], mások önálló alapműveletként tárgyalják [13]. Könyvünkben a 9. fejezetben térünk ki a porlasztásra.

8.2. Keverők teljesítményszükséglete

Hatlapos lapátos keverő példája

Vizsgáljuk meg először példaképpen a *8.1. ábrán* vázolt hatlapos tárcsás, lapátos keverő (más néven turbinakeverő) teljesítményszükségletét [56].
A keverő vízszintes tárcsáján 6 keverőlapát helyezkedik el. A folyadékban megforgatva áramlási ellenállási erő lép fel a lapátokon:

$$F = c_f \frac{\rho}{2} v_k^2 A_f , \tag{8.1}$$

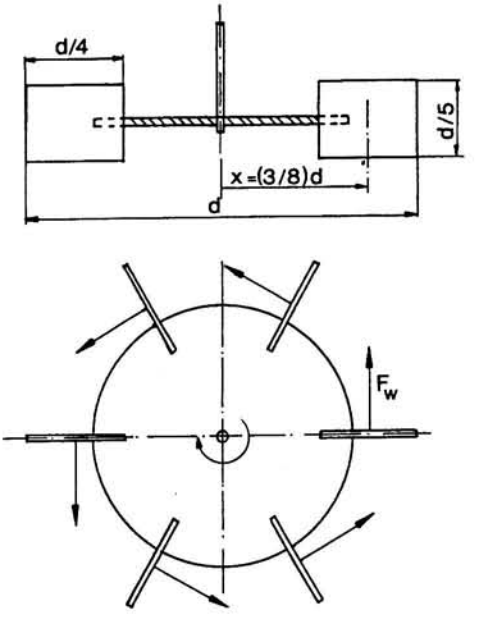
ahol c_f = az ellenállási tényező,
ρ = a folyadék sűrűsége,

v_k = a lapát közepes (átlagos) kerületi sebessége,

A_f = a lapát felülete.

Ha a *8.1. ábra* méreteit figyelembe vesszük, úgy az átlagos kerületi sebesség

$$v_k = x \cdot \omega. \tag{8.2}$$



8.1. ábra. Hatlapos tárcsás, lapátos keverő

Legyen $$x = \frac{3}{8}d,$$

$$v_k = d\frac{3}{8}\omega = d\frac{3}{4}\pi n, \tag{8.3}$$

mivel $$\omega = 2\pi n, \tag{8.4}$$

ahol ω = szögsebesség,

n = fordulatszám.

A lapátfelület az ábrán vázoltak szerint:

$$A_f = \frac{d}{4} \cdot \frac{d}{5} = \frac{d^2}{20}. \tag{8.5}$$

Fentiek alapján

$$F = 0{,}1388 c_f \rho n^2 d^4. \tag{8.6}$$

Ha a tárcsára és a tengelyre ható ellenállást elhanyagoljuk, akkor a forgatónyomaték a 6 ellenálláserő és az x kar szorzata:

$$M = 6 \cdot F \cdot x = 6F \frac{3}{8} d = 0{,}3123 c_f \rho n^2 d^5. \tag{8.7}$$

A keverő teljesítményszükséglete a forgatónyomaték és a szögsebesség szorzata:

$$P = M \cdot \omega, \qquad \text{azaz}$$

$$P = M \cdot 2\pi n = 1{,}962 c_f \rho n^3 d^5 = \xi \rho n^3 d^5. \tag{8.8}$$

Ez a fontos képlet azt mondja ki, hogy a teljesítményszükséglet a fordulatszám harmadik és a keverőátmérő ötödik hatványával arányos. A c_f ismeretlen. Számítással nem, csak méréssel határozható meg. Minden keverőtípusra (és a változó méretarányokat is figyelembe véve) kísérletileg meg kell határozni.

Az ellenállási tényező ξ értékét a szakirodalom többféleképpen jelzi. Általában keverési Euler-számnak nevezik (**Eu** = ξ = 1,962 c_f), de pl. ZOGG [56] szerint ez a keverési Newton-szám (**Ne** = **Eu** = ξ = 1,962 c_f). **Eu** azonban mindenképp egy dimenzió nélküli keverési jelzőszám (kritérium). Az általános formula tehát:

$$P = \mathbf{Eu} \rho n^3 d^5 \text{ és így } \mathbf{Eu} = \frac{P}{\rho d^5 n^3}. \tag{8.9}$$

Az **Eu** értéke a *keverési Reynolds-szám* függvénye. Esetünkben

$$\mathbf{Re} = \frac{\rho n d^2}{\eta} = \frac{n d^2}{\upsilon}. \tag{8.10}$$

Külön kell szólni a tölcsérképződésről. Keverés közben a tengely közelében forgó (szívó) tölcsér keletkezhetik. Ilyenkor

$$\mathbf{Eu} = \mathrm{f}(\mathbf{Re}) \qquad \text{helyett}$$

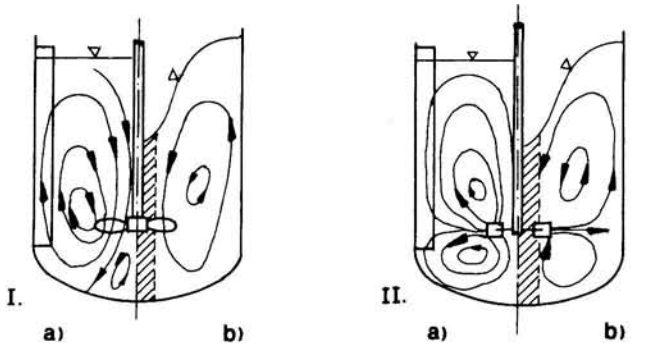
$$\mathbf{Eu} = \mathrm{f}(\mathbf{Re}, \mathbf{Fr}) \qquad \text{érvényesül.} \tag{8.11}$$

Itt a **Fr** a *keverési Froude*-szám.

$$\mathbf{Fr} = \frac{n^2 d}{g}. \tag{8.12}$$

A tölcsérképződést áramlástörők (függőleges torlólapok a keverős készülék palástja mentén) beépítésével korlátozzuk.

A *8.2. ábrán* bemutatott keverős edények bal oldali képe áramlástörő beépítését mutatja, a jobb oldali kép áramlástörő nélküli kivitel. A jobb oldali ábrarészeken jól látszik a folyadék tölcsérképződése. A *Froude*-számot áramlástörő nélküli esetben kell figyelembe venni. A vázolt kétféle típus:



8.2. ábra. A torlólap hatása propeller- (I) és lapátos tárcsás (II) keverőnél
a – torlólappal, b – torlólap nélkül

I. propellerkeverő
II. lapátos keverő

A keveréskor a folyadékban kialakuló meridián áramvonalak másképp alakulnak torlólappal, ill. torlólap nélkül.

Dimenzióanalízis

A keverők teljesítményszükséglete a hasonlóságelmélet segítségével, pontosabban a dimenzióanalízis alkalmazásával általánosan is tárgyalható.

Kísérleti tapasztalatok szerint a keverő teljesítményszükséglete a keverő és a tartály méreteitől, a keverő fordulatszámától, a kevert folyadék sűrűségétől és viszkozitásától és – ha a keverőtartályban folyadéktölcsér keletkezik – akkor még a nehézségi erőtől is függ.

$$P = \varphi\left(d, w, D, H, n, \rho, \eta, g\right), \tag{8.13}$$

ahol P a teljesítményszükséglet [ML^2/T^3]
d a keverő átmérője [L]
w a keverőlapát szélessége [L]
D a tartály átmérője [L]
H a folyadéknívó magassága [L]
n a keverő fordulatszáma [1/T]
ρ a folyadék sűrűsége [M/L^3]
η a folyadék viszkozitása [M/LT]
g a nehézségi gyorsulás, az egységnyi tömegre ható nehézségi erő [L/T^2]

A (8.13) összefüggés felírható hatványfüggvény formájában:

$$P = A \cdot d^a \cdot w^c \cdot D^e \cdot H^f \cdot n^h \cdot \rho^i \cdot \eta^m \cdot g^n. \tag{8.14}$$

Helyettesítsük be az egyenlet mindkét oldalán szereplő mennyiségek helyett a megfelelő dimenziókat

$$\frac{\mathrm{ML}^2}{\mathrm{T}^3} = \mathrm{L}^a \cdot \mathrm{L}^c \cdot \mathrm{L}^e \cdot \mathrm{L}^f \cdot \left(\frac{1}{\mathrm{T}}\right)^h \left(\frac{\mathrm{M}}{\mathrm{L}^3}\right)^i \left(\frac{\mathrm{M}}{\mathrm{LT}}\right)^m \left(\frac{\mathrm{L}}{\mathrm{T}^2}\right)^n. \tag{8.15}$$

Az összefüggés homogenitása megköveteli a jobb és bal oldali dimenziók azonosságát. E követelmény alapján meghatározhatjuk a hatványkitevőket. Írjuk fel az azonos mennyiségek kitevőinek egyenlőségét:

tömeg (M) $1 = i + m$
hosszúság (L) $2 = a + c + e + f - 3i - m + n$
idő (T) $-3 = -h - m - 2n$

Három egyenletünk van, amely 8 ismeretlent tartalmaz. Tehát 5 hatványkitevő értékét csak mérési adatokból tudjuk kiszámítani. Fejezzünk ki az egyenletből 3 hatványkitevőt a kísérleti úton meghatározandó 5 hatványkitevő (c, e, f, m, n) segítségével:

$$a = 5 - c - e - f - 2m - n$$
$$h = 3 - m - 2n$$
$$i = 1 - m.$$

Helyettesítsük a kapott (8.14) egyenletbe és csoportosítsuk a kifejezést az ismeretlen kitevők szerint:

$$P = A \cdot d^5 n^3 \rho \left(\frac{d^2 n \rho}{\eta}\right)^{-m} \left(\frac{dn^2}{g}\right)^{-n} \cdot \left(\frac{w}{d}\right)^{c} \cdot \left(\frac{D}{d}\right)^{e} \cdot \left(\frac{H}{d}\right)^{f}. \qquad (8.16)$$

A keverő kerületi sebessége $v_k = d\,\pi\,n$, így az egyenletben szereplő $\frac{d^2 n \rho}{\eta}$ kifejezés

$$\frac{d^2 n \rho}{\eta} = \frac{1}{\pi} \frac{d\, v_k\, \rho}{\eta} = \mathbf{Re}, \qquad (8.17)$$

a keverési Reynolds-szám.

A $\frac{dn^2}{g}$ kifejezés az egységnyi tömegre ható centrifugális, illetve nehézségi erő viszonyát fejezi ki:

$$\frac{dn^2}{g} = \frac{1}{\pi^2} \frac{v_k^{\,2}}{dg} = \mathbf{Fr}, \qquad (8.18)$$

ez a keverési Froude-szám.

Ha az üzemi készülék geometriailag hasonló a kísérleti berendezéshez, tehát a $\frac{w}{d}, \frac{D}{d}, \frac{H}{d}$ arányok mindkét esetben ugyanakkorák, akkor a (8.16) egyenlet egyszerűbb alakot ölt:

$$P = A \cdot d^5 \cdot n^3 \cdot \rho \cdot \mathbf{Re}^{-m} \cdot \mathbf{Fr}^{-n}, \qquad (8.19)$$

$$\frac{P}{d^5 n^3 \rho} = A \cdot \mathbf{Re}^{-m} \cdot \mathbf{Fr}^{-n}. \tag{8.20}$$

A $P/\left(d^5 n^3 \rho\right)$ kifejezés a dimenzió nélküli keverési Euler-szám és így

$$\mathbf{Eu} = A \cdot \mathbf{Re}^{-m} \cdot \mathbf{Fr}^{-n}. \tag{8.21}$$

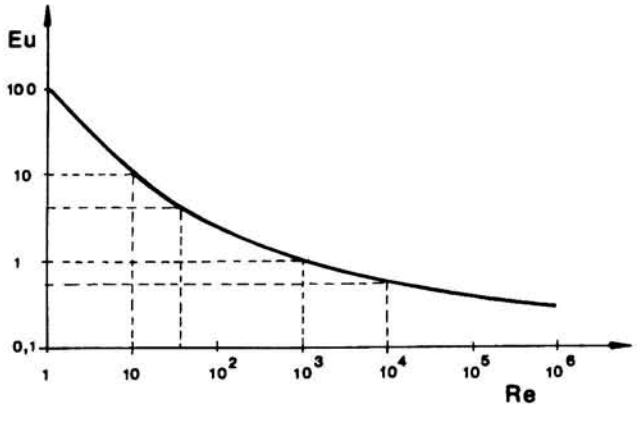
Az m, n kitevők, valamint és az A konstans meghatározása kísérleti úton lehetséges. A mérési adatokat log **Eu** ~ log **Re** diagramban szokás ábrázolni. A kísérleti adatok szerint, ha a tölcsér nem éri el a keverőt és így a keverő nem diszpergál levegőt a folyadékba, a Froude-szám kitevője $n = 0$. Ezt figyelembe véve a (8.21) egyenlet a következő formára egyszerűsödik

$$\mathbf{Eu} = A \cdot \mathbf{Re}^{-m}. \tag{8.22}$$

Ha az **Eu**-számot a **Re**-szám függvényében log-log koordinátarendszerben ábrázoljuk a görbének **Re**-számtól függő három szakaszát különböztetjük meg *(8.3. ábra)*.

a) A lamináris tartományban a **Re**-szám kitevője minden keverőre $m = 1$. Ekkor a rendszer a **Re**-számra nézve önmodellező

$$\mathbf{Eu} = A \cdot \mathbf{Re}^{-1}, \tag{8.23}$$



8.3. ábra. A keverési **Eu** ~ **Re** diagram

ill.

$$\mathbf{Eu} \cdot \mathbf{Re} = \frac{P}{d^3 \cdot n^2 \cdot \eta} \quad \text{és ebből} \quad P = A \cdot d^3 \cdot n^2 \cdot \eta \,. \tag{8.24}$$

A lamináris tartomány határa: **Re** = 10...60 a keverőtípustól függően. Tehát a lamináris tartományban a keverő teljesítményszükséglete a fluidum viszkozitásával egyenesen arányos és független a folyadék sűrűségétől. Az A tényező értéke a keverő típusának és a geometriai arányoknak a függvénye.

b) Az átmeneti tartományban

$$10...60 < \mathbf{Re} < 10^3...10^4$$

lehet. Az **Eu** ~ **Re** összefüggést kísérleti diagramokból olvashatjuk le (nincs rá „képlet").

c) A turbulens tartományban

$$\mathbf{Re} > 10^3...10^4.$$

A **Re**-szám kitevője torlólemez nélküli keverős edényben közelítőleg $m \cong 0{,}2$. Torlólemezekkel ellátott tartály esetén a keverő teljesítményfelvétele megemelkedik és turbulens tartományban az **Eu**-szám függetlenné válik a **Re**-számtól, azaz $m \cong 0$.
Ez esetben:

$$\mathbf{Eu} = A, \tag{8.25}$$

ebből

$$P = A \cdot d^5 \cdot n^3 \cdot \rho \,. \tag{8.26}$$

Az indítási teljesítményszükséglet P_{ind} a normál üzemi P teljesítménynél nagyobb, és KASZATKIN szerint a viszonyszám:

$$\frac{P_{ind}}{P} = 0{,}134 \cdot \mathbf{Re}^{0{,}22} + 1. \tag{8.27}$$

Méretnövelés

Ha a keverési kísérletet kismintával (modellkeverővel) végeztük és ipari (üzemi) méretre kívánunk áttérni, kétféle szempont szerint járhatunk el.
1. Az *első szempont* az, hogy a térfogategységre vonatkoztatott teljesítmény-igény azonos legyen, azaz

$$\frac{P}{V} = \text{áll},$$

ahol V az aktív keverőedény-térfogat [m^3].

E feltevés azon a felismerésen alapszik, hogy a hatékony keveréshez szükséges időtartam közelítőleg arányos N/V értékkel.

Lamináris tartomány esetén

$$P = A \cdot d^3 \cdot n^2 \eta \,.$$

V arányos D^3-nal és D^3 arányos d^3-nal
ugyanis

$$\mathbf{Eu} = \frac{P}{n^3 d^5 \rho} = A\,\mathbf{Re}^{-1}$$

és

$$P = A\,\mathbf{Re}^{-1} n^3 d^5 \rho = A \frac{\eta}{\rho n d^2} n^3 d^5 \rho = A n^2 d^3 \eta \,.$$

Tehát az *ipari* méretű készülékre és a *kismintára* (utóbbi *km* indexű):

$$\frac{A n^2 d^3 \eta}{d^3} = \frac{A n_{km}^2 d_{km}^3 \eta_{km}}{d_{km}^3}$$

a nevezőben d^3 a V térfogat helyett áll.
Innen

$$n^2 \eta = n_{km}^2 \eta_{km} \,.$$

Két eset lehetséges:
a) Ha

$$\eta = \eta_{km},$$

vagyis a dinamikai viszkozitások azonosak (a keverendő közeg azonos)
és így

$$n = n_{km},$$

tehát a fordulatszámok is azonosak.
b) Ha

$$\eta > \eta_{km}$$

úgy

$$n < n_{km}.$$

Turbulens tartomány esetében

$$\frac{An^3d^5\rho}{d^3} = \frac{An_{km}^3d_{km}^5\rho}{d_{km}^3},$$

így

$$n^3d^2 = n_{km}^3d_{km}^2,$$

ebből

$$n = n_{km}\left(\frac{d_{km}}{d}\right)^{2/3} = n_{km}\cdot k^{-\frac{2}{3}} = n_{km}\left(\frac{1}{k}\right)^{2/3}$$

ahol

$$k = \text{méretarány} = \text{ipari/kisminta}$$

2. A *második szempont* szerint a keverők kerületi sebessége legyen állandó. Ez a feltevés csak akkor helyes, ha a keverés hatásossága a kerületi sebességgel arányos.

Gázok (levegő) *diszpergálásánál* a kerületi sebesség döntő jelentőségű. Ilyenkor:

$$n\pi d = n_{km}\pi d_{km}$$

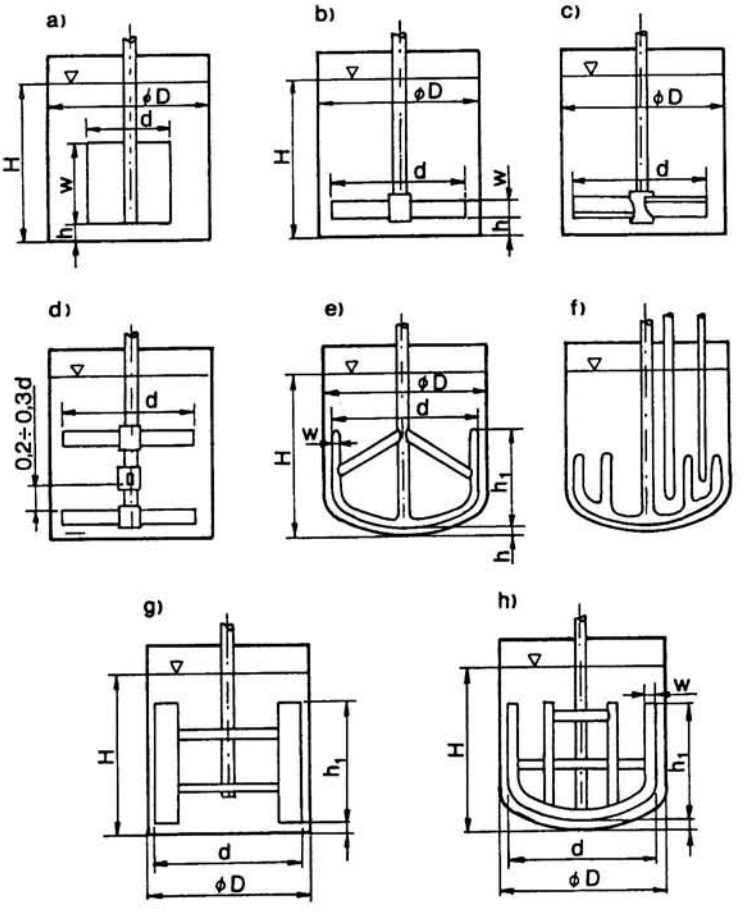
és így

$$n = \left(\frac{d_{km}}{d}\right)n_{km} = \frac{1}{k}n_{km}.$$

8.3. Keverőtípusok

A legtöbb keverős készülék függőleges tengelyre szerelt, forgó mozgású keverőelemes szerkezet.

A lassú, vagyis kisebb fordulatszámú síklapátos keverők a legegyszerűbbek. A keverőelem lapátjai lemezből, laposacélból, szögacélból vagy csőből készülnek. Zománcozott készülékeknél a keverőelem zománcozott cső. A fordulatszám 20...40 percenként (de mindenképp 100 alatt van).



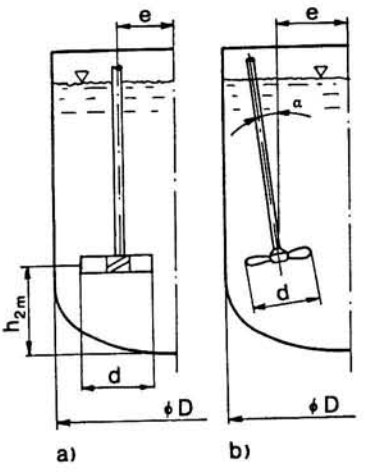
8.4. ábra. Lapátos keverőtípusok
a – lapkeverő, b – karos keverő, d – többkarú karos keverő, e – horgony- (anker-)keverő, f – újjkeverő, g – kalodás keverő sík fenekű edényben, h – kalodás keverő

A *8.4. ábra* lapátos keverőket mutat be. A vázolt keverős készülékek körhengeres edények sík- vagy kosárgörbe fenékkel (ez utóbbira példa az e, f és h jelű edény).

A forgótengely majdnem mindig középtengelyes (centrikus) elhelyezésű. A *8.5. ábra* függőleges külpontos és ferde külpontos (excentrikus) keverőszerkezetet mutat. Az edény és a keverő egymáshoz viszonyított egyes méretadatait sok tapasztalat alapján célszerűen adják meg a szakirodalmban.

A főbb méretek az edény belső átmérője: D, a keverőelem (külső) legnagyobb átmérője: d. Az edényben levő folyadék (nyugalmi) magassága: H. A fenéktől a keverőelem aljáig mért távolság: h. A keverőelem magassága: h_1 és a több típusnál megadott szélesség: w. (A lapkeverőnél $h_1 = w$.)

A *8.1. táblázat* néhány lapátos keverő adatait tartalmazza. A *8.4. ábrán* vázolt keverők közül több *síkfenekű* edényben is jól használható.



8.5. ábra. Keverőelrendezési vázlatok
a – külpontos, b – ferde elhelyezés

8.1. táblázat

Néhány lapátos keverő adatai

Elnevezés	*d/D*	*w/d*	*h/d*	*H/d*	h_1/d	**Max. dinam. viszkozitás (Pa · s)**
Lapkeverő	0,4...0,5	0,9...1	0,1...0,2	1,5...2	–	20
Karos keverő	0,7...0,9	0,05...0,1	0,1...0,2	1...1,4	–	10
Horgonykeverő	0,9...0,98	0,055...0,1	0,01...0,06	1,1...1,4	0,4...0,8	20...(50)
Kalodás keverő és kalodás ankerkeverő	0,9...0,98	0,055...0,1	0,01...0,06	1,1	0,7...1	20...(50)

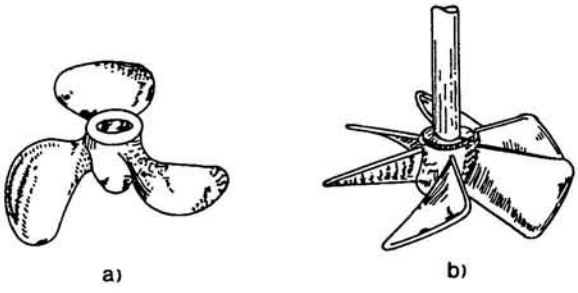
A horgonykeverő és az ujjkeverő a készülék alakjához idomul. A keverőelem külső élei a készülék belső falfelületéhez közel helyezkednek el. Az ujjkeverőknél az ábrán vázolt, benyúló áramlástörőkkel fokozzák a keverés hatásosságát.

A propellerkeverők szárnylapátjai mértani csavarfelületek. Alakilag a hajócsavarokhoz hasonlók. Fordulatszámuk viszonylag nagy. Általában 1 Pa · s-

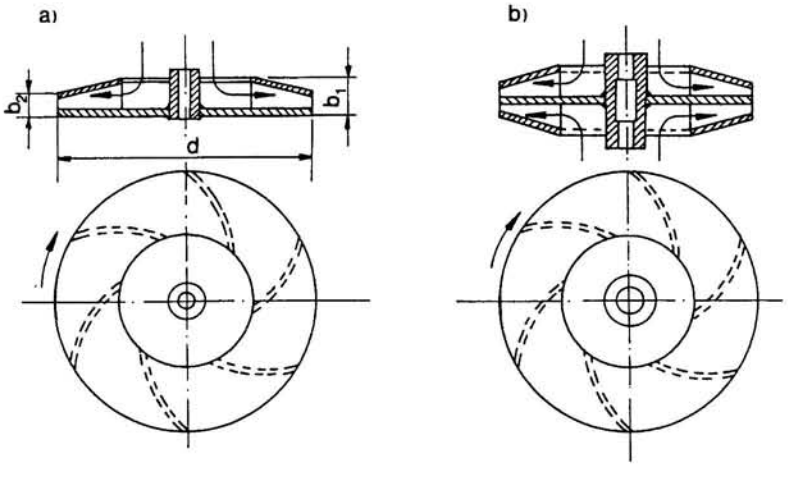
ig, (kivételesen 2 Pa · s-ig) használhatók [12]. A propellerkeverők két típusát a *8.6. ábra* mutatja (háromszárnyú és hatszárnyú).

A propellerkeverő erős axiális (vertikális v. tengelyirányú) áramlást hoz létre. Ott alkalmazzák, ahol nagy folyadéktömeget kell mozgatni. Kisebb tartályoknál hordozható kivitelű, könnyen felszerelhető propellerkeverőket használnak. Az edénybe ferdén nyúlnak be. Nagyobb tartályoknál egy vagy több, vízszintes tengelyű propellerkeverő jól alkalmazható.

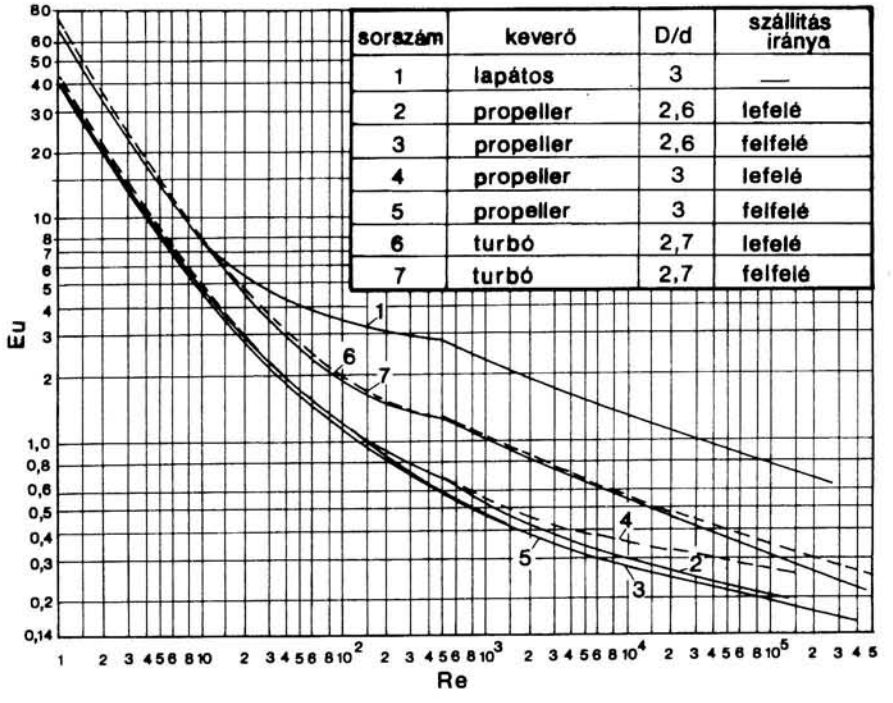
A *8.7. ábra* egyszeres, illetve kétszeres beömlésű, *zárt* turbókeverőt mutat. Ezek gyorskeverők. Tárcsás turbókeverőket egyenes és ívelt lapokkal készítenek.



8.6. ábra. Propellerkeverő a – háromszárnyú, b – hatszárnyú



8.7. ábra. Zárt turbókeverő a – egyszeres beömlésű, b – kettős beömlésű



soraszám	keverő	D/d	szállítás iránya
1	lapátos	3	—
2	propeller	2,6	lefelé
3	propeller	2,6	felfelé
4	propeller	3	lefelé
5	propeller	3	felfelé
6	turbó	2,7	lefelé
7	turbó	2,7	felfelé

8.8. ábra. Torlólap nélküli edényben elhelyezett különböző keverők **Eu** ~ **Re** diagramja

A *8.8. ábrán* jellegzetes **Eu** ~ **Re** összefüggéseket mutatunk be áramlástörő nélküli tartályban a centrifugál keverőkre [6,16,44]. Főleg zománcozott, Lampart-készülékekben alkalmazott különböző keverőtípusokra vonatkozik a *8.9. ábra* [2, 6, 11, 27,52].
A (8.22) egyenlet konstansait és hatványkitevőit foglalja össze a *8.2. táblázat* nagyviszkozitású folyadékok keverésére különböző keverőtípusokra.

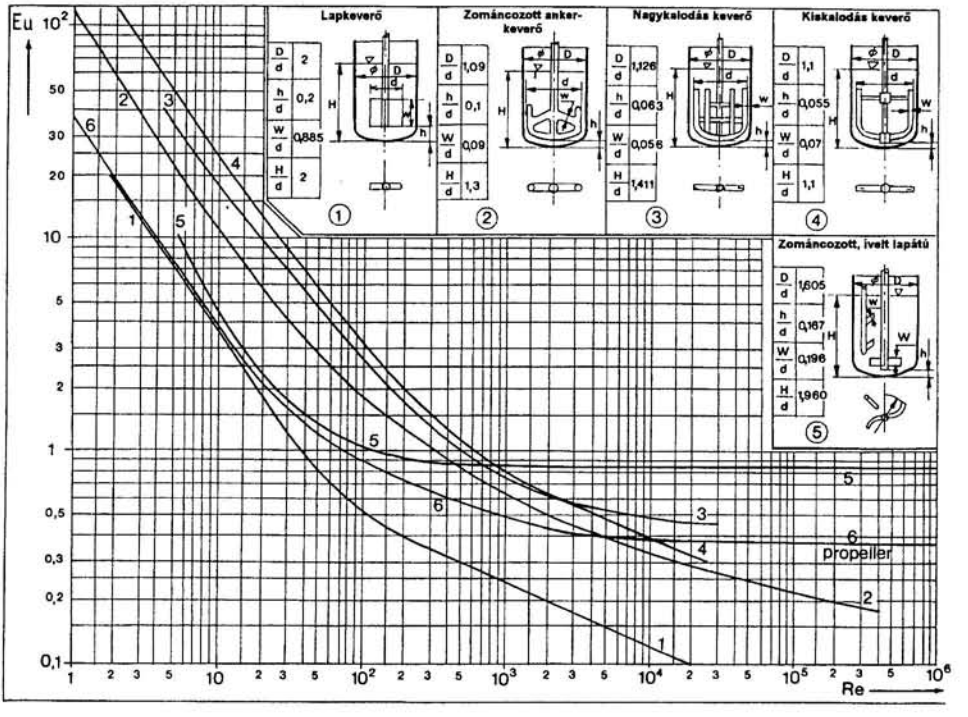
8.2. táblázat

Az Euler-számot meghatározó $\mathbf{Eu} = A \cdot \mathbf{Re}^{-m}$ egyenlet konstansai és hatványkitevői

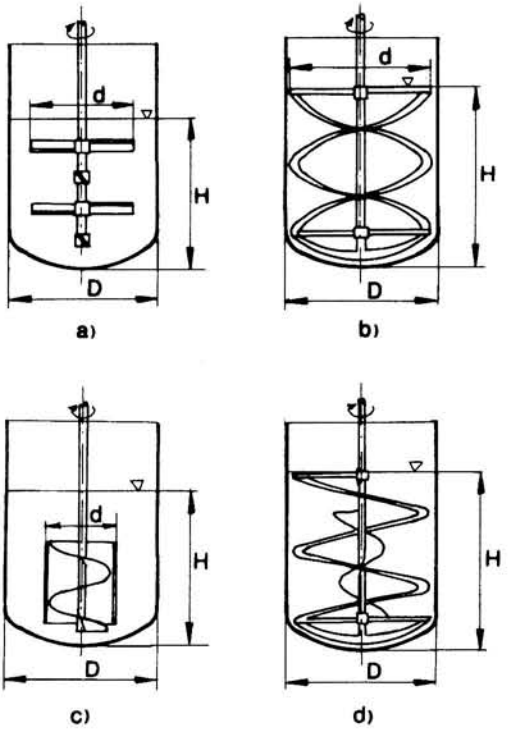
Keverők	*d/D*	*A*	*m*	Reynolds-intervallum
Szárnylapátos	0,70	85,0	1,0	1...25
		15,0	0,46	25...120
Kalodás	0,91	190	1,0	1...20
		88,0	0,75	20...120
Csiga (vezetőcsővel)	0,40	230	1,0	1...20
		130	0,82	20...60

8.2. táblázat folyt.

Keverők	*d/D*	*A*	*m*	Reynolds-intervallum
Csiga (vezetőcső nélkül)	0,40	120	1,0	1...16
		51,0	0,69	16...50
Szalag	0,95	330	1,0	1...45
		130	0,75	45...140
Szalag	0,90	250	1,0	1...45
		96,0	0,75	45...140
Csigás szalag	0,94	280	1,0	1...45
		108	0,75	45...140



8.9. ábra. Különböző keverők **Eu** ~ **Re** diagramja (a 6-jelű görbe torlólapos propellerkeverő)

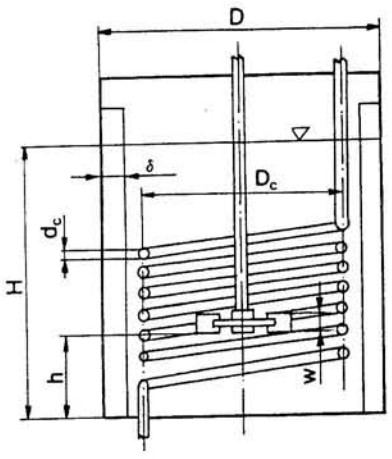


8.10. ábra. Különböző keverőtípusok (a *8.2. táblázat*hoz magyarázat)
a – szárnylapátos többkarú, b – szalag, c – vezetőcsöves csiga, d – csigás szalagkeverő

A *8.10. ábrán* a *8.2 táblázatban* szereplő keverőtípusokat vázoltuk.

A *8.9. ábrán* feltüntetett 5 jelű görbe különösen a zománcozott készülékeknél jól bevált impellerkeverőre vonatkozik.

A keverős készülékek sokszor kémiai reaktorként is használatosak. Ilyenkor és egyéb esetekben is gyakran szükséges hőelvonásról vagy hőközlésről gondoskodni. A *8.11. ábra* sík fenekű keverős edényt mutat beépített fűtő vagy hűtő csőkígyóval. Az edény falára kívül ráépített hőcserélő elem a duplikatúra: fűtő- vagy hűtőköpeny.



8.11. ábra. Csőkígyós (fűtésű-hűtésű) keverős készülék

A keverős edények hőátadási tényezőjét a 12. fejezetben ismertetjük.

8.1. példa

Határozzuk meg egy olyan horgony-(anker-)keverő keverési teljesítményszükségletét, melynek fordulatszáma $n = 24$ fordulat percenként. A készülék és a keverő főbb méretei:

D = 1560 mm — a készülék (edény) átmérője

H = 1860 mm — a folyadékszint magassága

h = 143 mm — a készülék (edény) és a keverő alsó pontja közötti távolság

d = 1430 mm — a keverő átmérője

w = 129 mm — a horgonykar szélessége

Érvényes-e a fenti keverőre a *8.9. ábra* (2) jelű ellenállásgörbéje?

Ellenőrizzük a geometriai hasonlóságot biztosító négy méretarányértéket a példa szerinti keverőnél:

$$\frac{D}{d} = \frac{1560}{1430} = 1{,}09$$

$$\frac{h}{d} = \frac{143}{1430} = 0{,}1$$

$$\frac{w}{d} = \frac{129}{1430} = 0{,}09$$

$$\frac{H}{d} = \frac{1860}{1430} = 1{,}3\,.$$

Vagyis a méretarányok a *8.9. ábra* megfelelő adataival megegyeznek, tehát a (2) jelű görbe használható.

Ankerkeverőnél a Frode-szám befolyása elhanyagolható, (a keverő *kis* fordulatszámú), így az Euler- és a Reynolds-szám egyértelmű függésben van egymással.

A keverési **Re**-számot a keverendő folyadék sűrűsége és dinamikai viszkozitása determinálja. A folyadék sűrűsége: $\rho = 950$ kg/m^3 és dinamikai viszkozitása: $\eta = 6000$ mPa · s.

A Reynolds-szám:

$$\mathbf{Re} = \frac{d^2 n \rho}{\eta} = \frac{1{,}43^2 \cdot 24 \cdot 950}{60 \cdot 6000 \cdot 10^{-3}} = 129{,}7$$

A *8.9. ábra* (2) görbéjéből leolvasott Euler-szám:

$$\mathbf{Eu} = 1{,}65.$$

A keverési teljesítményigény:

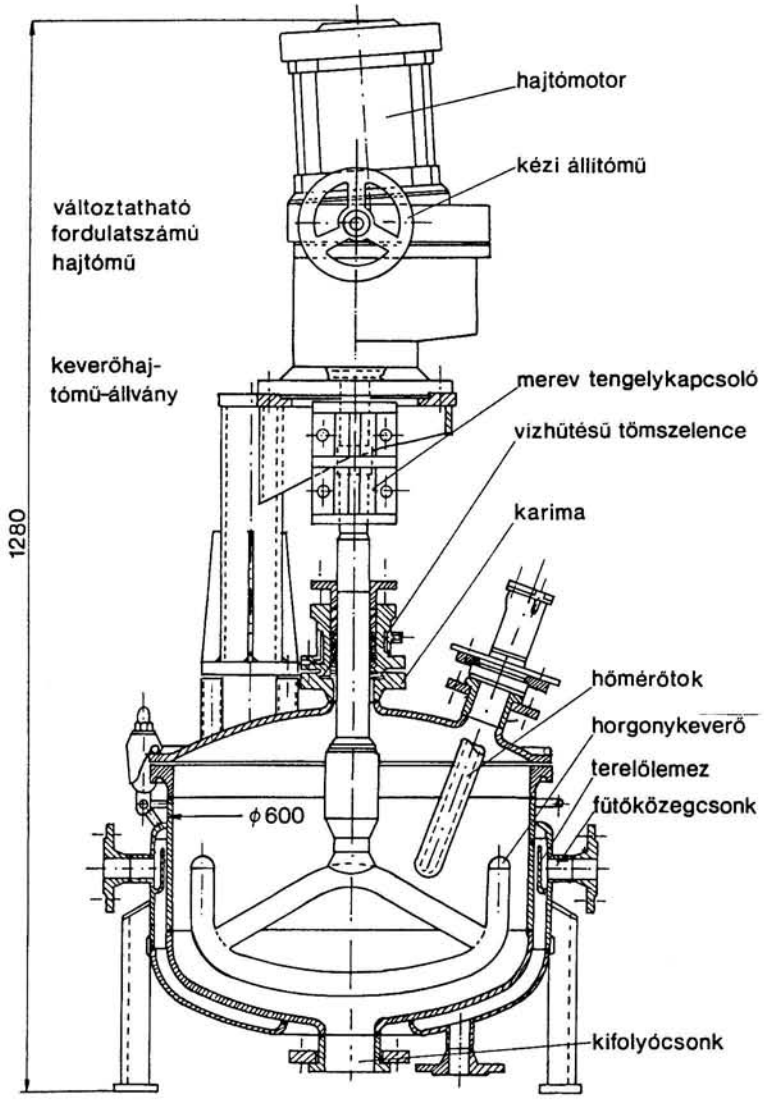
$$P = \mathbf{Eu} \cdot d^5 \cdot n^3 \cdot \rho \text{ J/s},$$

$$P = 1{,}65 \cdot 1{,}43^5 \cdot \left(\frac{24}{60}\right)^3 \cdot 950 = 601 \text{ J/s}.$$

Számítsuk ki a keverőelem kerületi sebességét is:

$$v = d\pi n = 1{,}43 \cdot 3{,}14 \cdot \frac{24}{60} = 1{,}8 \text{ m/s}.$$

Bizonyos fokig eligazításul szolgál és a kiválasztáshoz irányelveket ad a *8.3 táblázat,* ahol kilenc keverőtípus jellemzőit foglaljuk össze.



8.12. ábra. Ankerkeverős fűtőköpenyes készülék felső hajtóművel

8.3. táblázat

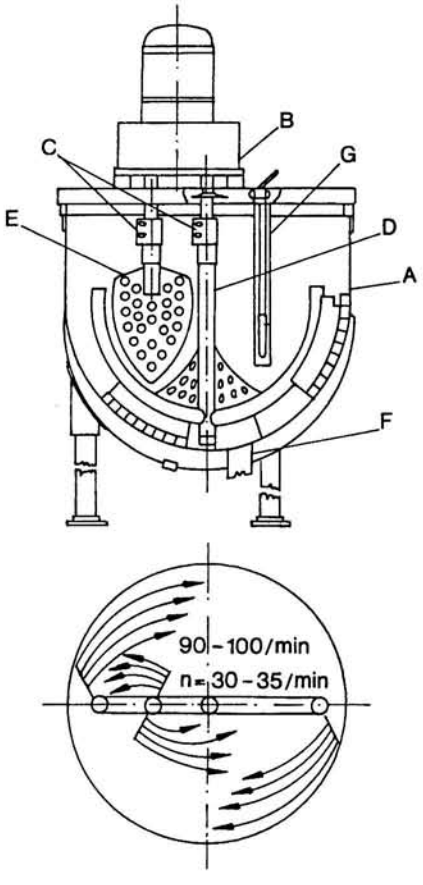
Keverők kiválasztási irányelvei

Keverőtípus	Kerületi sebesség m/s	Torlólap	Keverés	Szuszpendáltatás	Emulgeálás	Gáz diszpergálás	Hőátadás falon át
Propellerkeverő	3...10	igen	4	5	3	3	4
		nem	2	3*	2	2	5
Ferdelapátos keverő	2...5	igen	4	5	5	4	4
		nem	3	3*	2	2	4
Lapátos (tárcsás) keverő	3...6	igen	4	2	5	5	3
		nem	3	3*	2	2	2
A tárcsán csak alul lapátozott keverő	3...6	igen	3	2	0	5	0
		nem	2	4*	0	2	0
Impeller (ívelt) keverő	0,5...10	igen	3	3	0	0	2
Lapkeverő	0,5...3	igen	5	1	3	3	2
		nem	3	4*	2	2	3
Horgonykeverő	0,5...3	nem	2	2	0	3	4
Ujjkeverő	1...3	nem	2	2	0	3	4
Szalagkeverő	0,5...1	nem	5	-	-	-	4
Csigás (vezetőcső nélküli) keverő	0,5...3	igen	5	-	-	-	4
		nem	5	-	-	-	4

Magyarázat: 5 kiváló, 4 jó, 3 megfelel, 2 korlátozottan alkalmas, 1 nem alkalmas, 0 nincs adat, * csak kis szilárdanyag-tartalomig

A *8.12. ábra* egy duplikátoros (fűtőköpenyes) keverős készülék teljes szerkezeti felépítését mutatja változtatható fordulatszámú (felső) hajtóművel.

8.4. Nagy viszkozitású anyagok keverése



8.13. ábra. Kétkeverős főzőüst

A dagasztók mellett a nagy viszkozitású anyagok keverésére a többmozgású, többtengelyű keverőgépek több fajtáját is alkalmazzák. Ilyen, többtengelyű keverőt mutat a *8.13. ábra* (duplikatúrás főzőüst).

A keverős főzőüst (A) tetején elhelyezett (B) hajtóműhöz (C) tengelykapcsolókon keresztül csatlakozik a centrális (D) horgonykeverő és az (E) lapkeverő. A leeresztőnyílás: (F), a hőmérőtok: (G).

A lassú fordulatú keverő 3...35 percenkénti fordulatszámú, az oldalkeverő 90...100 fordulat/perccel forog. A keverőre az odasülés elkerülése miatt kaparólapátokat helyeznek el. A palást melletti anyagrétegek így befelé áramlanak, ahol a lapkeverő hatósugarába kerülnek. A közegáramlás irányát (a keverők forgásirányát figyelembe véve) az ábrán bejelöltük.

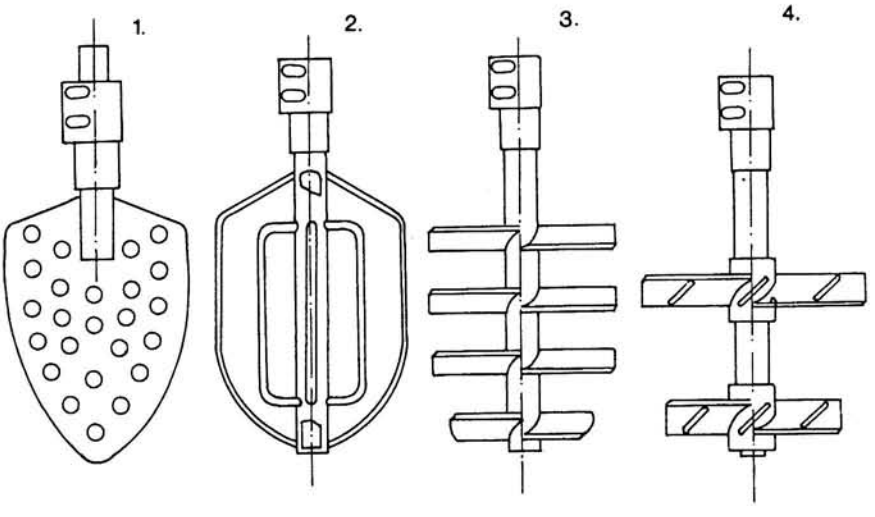
A *8.14. ábra* keverőváltozatokat mutat. A (1) nagylyukú lapkeverő, amely nagy viszkozitású anyagokhoz különösen alkalmas. A (2) kalitkás köracél kavaró főleg habosításhoz, a (3) és (4) felfelé és lefelé irányuló kavaró hatású.

8.5. Dagasztók

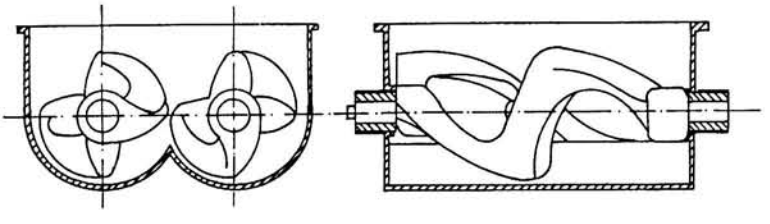
Nagy viszkozitású, nyúlós, sűrű masszák dagasztására keverőgépeket használnak. Az ilyen, fekvő elrendezésű, kétvályús gép két munkavégző eleme, a gyúrószerszám, a homlokfalakban csapágyazva van, és a két elem egymással szemben forog (P. FREYBURGER szabadalma, 1876).

A *8.15. ábrán* vázolt kétkarú dagasztó elemeinek fordulatszáma lehet azonos, de többnyire eltérő pl. 3 : 1 vagy 2 : 1 arányú. A percenkénti fordulatszám 10...30.

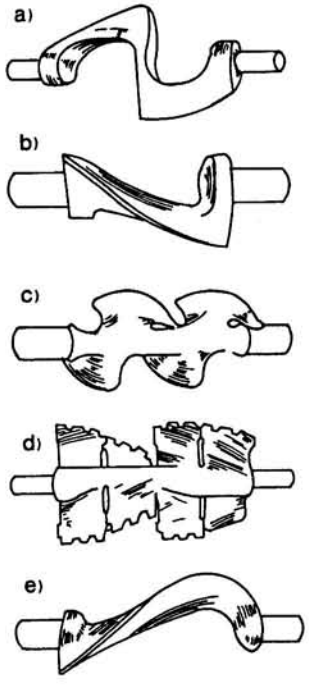
Kisebb teljesítményeknél elég az egyik kart hajtani, a másikkal fogaskerekes a kapcsolódás. Nagyobb teljesítményeknél mindkét tengelyt (külön) hajtják. A dagasztóelemek több típusát a *8.16. ábrán* vázoljuk. A vályúkat a jobb ürítés céljából billenthetőre készítik. Z karos dagasztókat használnak a keksztészták, csokoládémasszák összegyúrására.



8.14. ábra. Keverőváltozatok



8.15. ábra. Kétkarú dagasztó



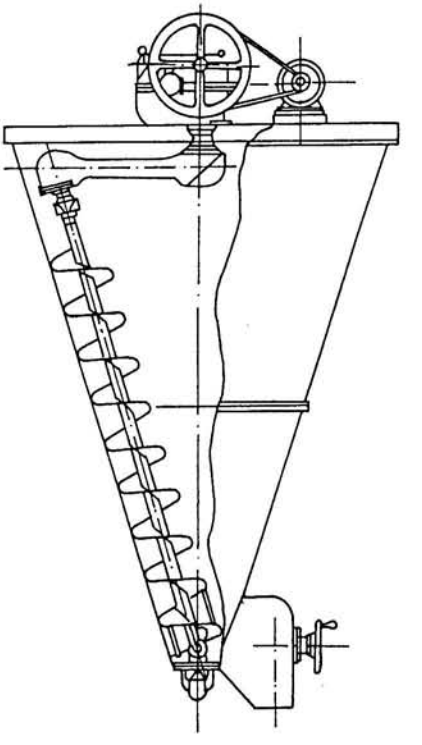
8.16. ábra. Dagasztóelemek a – szigmakeverő, b – diszpeziós keverő, c – haluszonyos keverő, d – fogazott lapátú keverő, e – egyélű csavartlapátú keverő

8.6. Szilárd szemcsés anyagok, porok keverése

A szilárd szemcsés anyagok, porok keverésénél is találkozunk olyan keverőgépekkel, amelyeket nagy viszkozitású anyagok keverésére (is) használnak. Ilyenek pl. a csigás és a szalagos keverők. Egyébként a porok, illetve a szilárd szemcsés anyagok keverése általában „száraz" eljárás, bár egyes esetekben előfordul folyadékok szándékos hozzákeverése („bekeverése") is. A zsírok, olajok porokba (pl. lisztbe) való bekeverésére szolgál a szalagos keverőgép.

A csigás keverőkre példa a többmozgású ferde csigás keverő (Nauta-keverő) *(8.17. ábra).*

A keverő tartálya kúpos, benne egy ferdén elhelyezett csiga felfelé szállítja és egyben (kisebb mértékben) keveri is az anyagot. Eközben a csiga a tartály tengelye körül a fal mentén körbe mozog (kering). A csiga fordulatszáma 60...80 percenként, a keringési fordulatszám 2,2...2,8 percenként. Ily módon az anyag állandóan egymást keresztező vízszintes és függőleges mozgást végez. A felszállított anyag ezután saját súlyánál fogva a tartály közepén lefelé halad. A fajlagos teljesítményigény 1,5...7,5 kW/m^3.



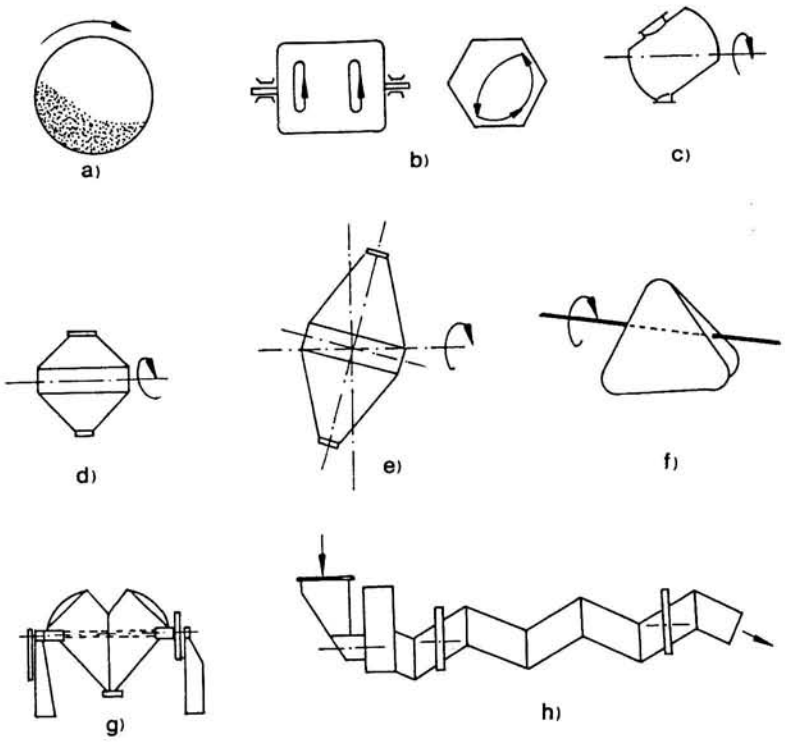
8.17. ábra. Többmozgású ferde csigás (Nauta-) keverő

A legegyszerűbb szerkezetű keverőgépek a forgótartályos vagy dobkeverők. Ilyen gépekből mutat nyolcfélét a *8.18. ábra*. Ezek jól ömleszthető, összetapadásra nem hajlamos anyagok keverésére alkalmasak. A szemcserétegek – a súrlódás következtében – a dobbal együtt mozognak, majd leválnak a dobpalástról, lecsúsznak, gördülnek a szemcsehalmaz felszínén. Eközben az egyes rétegek összekeverednek. A dobkeverők töltésfoka 40...65%. A fordulatszámuk kicsi (száz fordulat/percnél kisebb), lassan forognak. A keverési idő néhány perctől akár 1 óráig is terjedhet. A *8.18. ábra* hengeres dobkeverőt mutató (a) képe az anyag helyzetét mutatja lassú forgásnál a dobkeresztmetszetben (kaszkádmozgás). Egy kritikus fordulatszám ($n_{kr} = 30\sqrt{R}$) elérése után a kerületen elhelyezkedő szemcsék együtt mozognak a dobbal.

Jól keverhető száraz anyagoknál kiterjedten használják a kettős kúpos keverőket (d) és (e) kép. Ugyancsak gyakori V- vagy Y- keverő („csőnadrág"), amelyet a (g) kép mutat. A két cső által bezárt szög 80...90°. A töltőnyílás az egyik csődarab végén, az ürítőnyílás a találkozási csúcsponton helyezkedik el.

A cikcakkkeverő folytonos üzemű gép, tulajdonképpen több V- keverő összekapcsolása [(h) kép].

A ferdén elhelyezett hengeres keverő [(c) kép] az anyagot ide-oda veti, és mintegy „támolygó" mozgást végez.



8.18. ábra. Forgótartályos keverők
a – hengeres, b – hatszögletű, c – átlósan elhelyezett hengeres, d – kettős kúpos, e – kettős kúpos ferdén elhelyezett, f – tetraéder keverő, g – nadrágcsöves keverő, h – cikkcakkkeverő

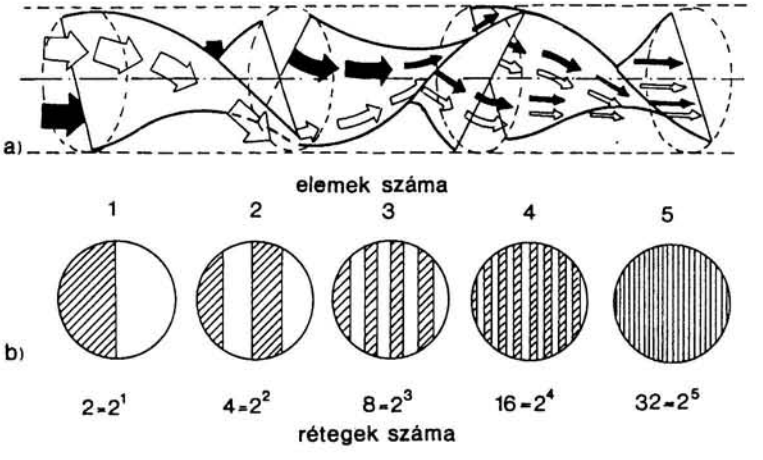
8.7. Sztatikus keverők

Folyadékok keverésére a csőáramlást is felhasználhatjuk. Ha pl. két részáramot egybefolyatunk, akkor bizonyos távolságban a részáramok elkeverednek. HARTUNG és HIBY vízszintes csőben azonos sűrűségű folyadékok elkeveredését vizsgálta **Re** = 3000...17000 tartományban. Kielégítő homogenitást értek el, ha a csőátmérő 50-szeresét (100-szorosát) csőhosszban biztosították. A legkedvezőbb esetet **Re** = 8000 értéknél észlelték. A sűrűségkülönbség az elkeveredés ellen hat. Ha a relatív sűrűségkülönbség viszonylag kicsi (kb. 0,01), akkor a szükséges csőhossz a csőátmérő 100-szorosa, nagyobb értéknél mintegy 300-szoros hossz kell [15].

A sztatikus (álló) keverők forgó-mozgó alkatrész nélküli csőbe sorozatban beépített, merev terelőlemezes szerkezetek. A bevezetett két részáramot a terelőlemezek két vagy több részre osztják. Az elemek kialakítása olyan, hogy a felosztás következtében előálló újabb részáramok összefolyásuk után vékonyodó rétegben egymás mellett maradnak. Az elemek számát növelve elméletileg tetszőleges térfogati eloszlást lehet elérni.

A sztatikus keverőket főleg viszkózus folyadékok keverésére használják, de porkeverésre is alkalmazhatók.

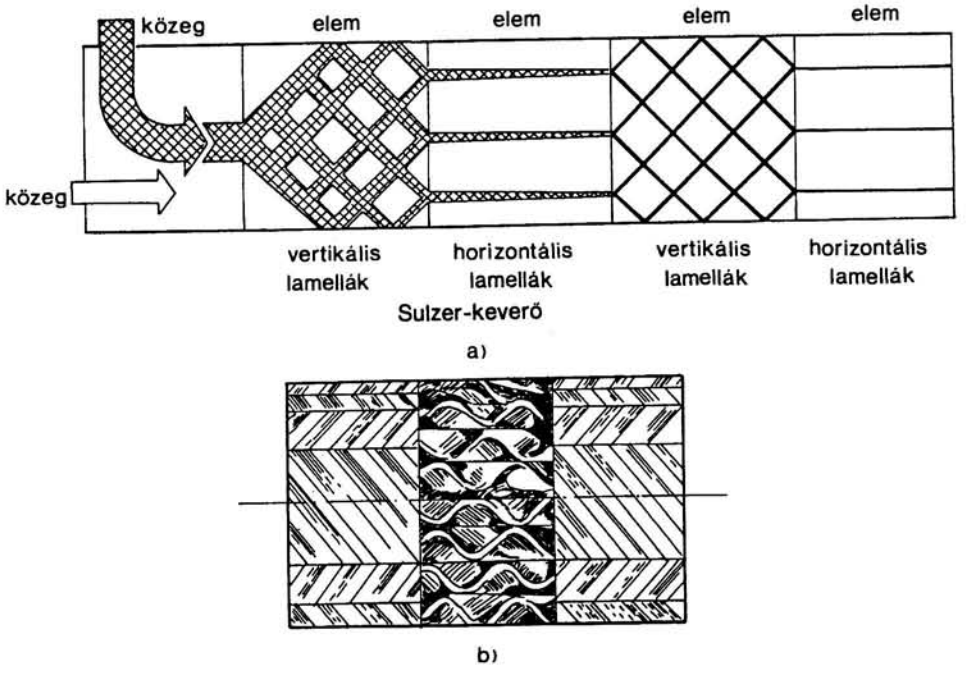
A legismertebbek a *Kenics*- és a *Sulzer*-féle sztatikus keverők. A Kenics-keverőcső belsejében felváltva jobb- és balmenetű csavarfelületeket helyeznek el. A kapcsolódó élek 90°-kal el vannak forgatva. Egy elem hossza kb. a cső-átmérő másfélszerese *(8.19. ábra)*.



8.19. ábra. Sztatikus (Kenics-) keverő a – működési elvi vázlat, b – elkeverés rétegei

Mivel itt a kialakuló csatornák száma kettő, így minden egyes keverőelem felezi a rétegvastagságot, a rétegek számát pedig duplázza. Így pl. két bevezetett anyagáram esetén 40 mm belső átmérőjű csőben elméletileg hat elem után s = 0,31 mm vastagságú, 128 db réteg, tizenegy elem után s = 9,8 μm vastagságú, 4096 db réteg és huszonkét elem után s = 0,01 μm vastagságú, 4 194 304 db réteg alakul ki!

A *8.20. ábra* a *Sulzer*-féle sztatikus keverő kialakításának vázlata. Ha hullámos lemezeket úgy helyezünk egymásra, hogy a kialakuló hullámhegyek egymást keresztezik, és az így kialakult lemezkötegeket felváltva vízszintes, illetve függőleges elrendezésben helyezzük be egymás után a csőbe, előáll a *Sulzer*-keverő. A *8.20.a ábrarész* a két bevezetett közeg részáramainak (rétegeinek) kialakulását szemlélteti.



8.20. ábra. Sulzer-féle sztatikus keverő a – elvi vázlat, b – axonometrikus rajz

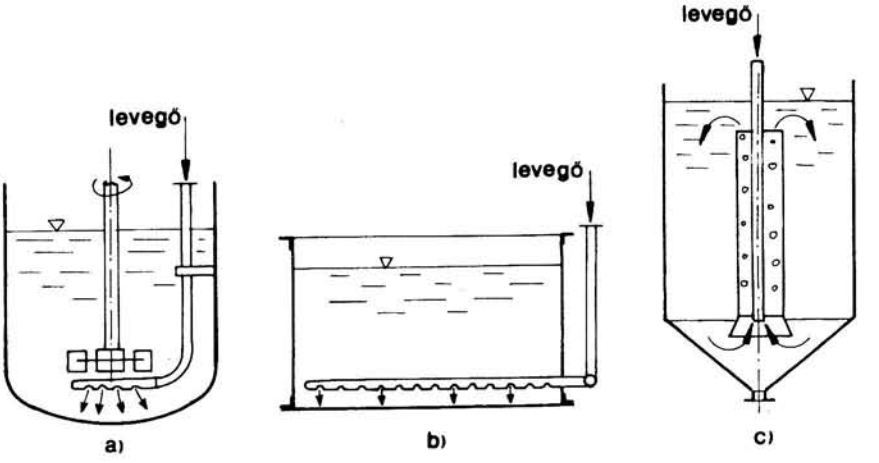
8.8. Gázdiszpergálás és pneumatikus keverés

Gázok (levegő) szétoszlatására folyadékokban gyakran használnak különböző keverőszerkezetes készülékeket.

A gázdiszpergálás lehetséges mechanikus keverőszerkezet nélkül is, ez az ún. pneumatikus keverés. Utóbbi, mivel mozgó alkatrészt nem tartalmazó keverés, így erozív és korrózív közegeknél jobban alkalmazható.

Ha folyadékot egyszerű buborékoltatással is keverni lehet, ezt *perforált csövekkel* is elérhetjük.

A *8.21. ábra* gázdiszpergáló és pneumatikus keverőket mutat. Az a) ábrarészen lapátos tárcsás turbokeverő alá beépített gáz-(gőz- vagy levegő-) bevezető perforált csöves gázdiszpergáló készüléket vázoltunk. A b) és c) ábrarész egyszerű pneumatikus keverőket mutat. A b) ábrarészen a tartály aljában elhelyezett perforált cső lyukaiból kilépő buborékok (levegő, gáz vagy gőz)



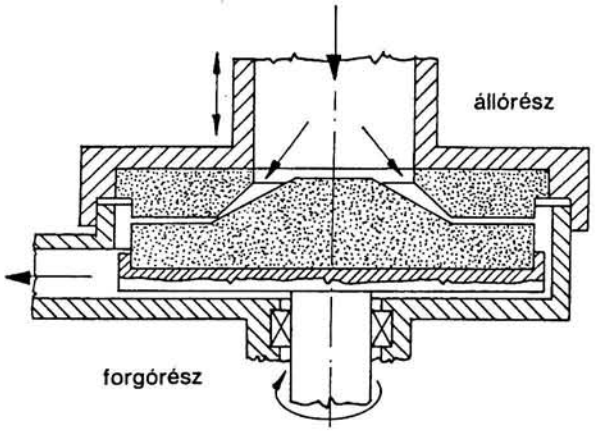
8.21. ábra. Gázdiszpergálás és pneumatikus keverés, a – turbokeverő gázdiszpergáló perforált csővel, b – perforált csöves pneumatikus keverő, c – vezetőcsöves pneumatikus keverő

keverik a tartályban levő folyadékot. Intenzívebb keverés érhető el a c) vázlaton bemutatott központi bevezetőcsöves és ezt körülölelő nyitott vezetőcsöves szerkezettel. Ez a mamutszivattyú hatásához hasonló keringető mozgást végez [26].

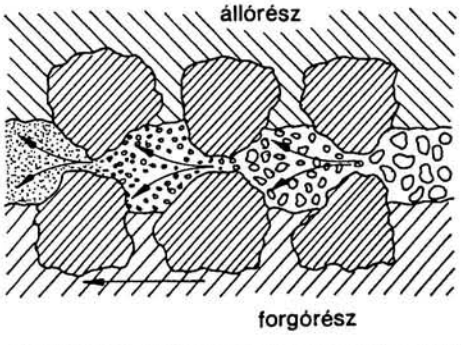
8.9. Homogenizáló gépek

Gyakran szükséges olyan anyagokat egymással finoman elkeverni, amelyek egymást nem vagy csak részben oldják. Ilyenkor homogenizáló gépeket alkalmazunk. Az ilyen keverőgépek feladata kettős. Egyrészt egészen finom aprításra van szükség, másrészt egyöntetű (homogén) keveréket kell előállítani. Vagyis folyadékokat finom emulziókká kell eloszlatni, illetve szilárd szemcséket kell folyadékban finoman eloszlatni, diszpergáltatni.

Szilárd szemcsék diszpergálásánál előnyösen használhatók a korundtárcsás malmok (kolloidmalmok). A feldolgozandó anyag tölcséren keresztül kerül a két, kb. 200...300 mm-es tárcsa közé *(8.22. ábra)*. A felső tárcsa áll, az alsó 3000 percenkénti fordulatszámmal forog. A centrifugális erő az anyagot a középponttól a kerület felé kényszeríti. A két tárcsa közötti hézagban a fellépő nyíróerők hatására az anyagban levő agglomerátumok („csomók") szétdörzsölődnek. Előnyösen használhatók pl. zsírok homogenizálására, 0,2...0,4 mm résbeállítással, továbbá használatosak különböző gyümölcs- és zöldséglevek, valamint sűrítmények homogenizálására [22, 23].



a) a kolloidmalom őrlőrészének vázlata



b) az aprítást végző korundszemcsék kinagyított részlete

8.22. ábra. Kolloidmalom a – őrlőrész, b – kinagyított részlet

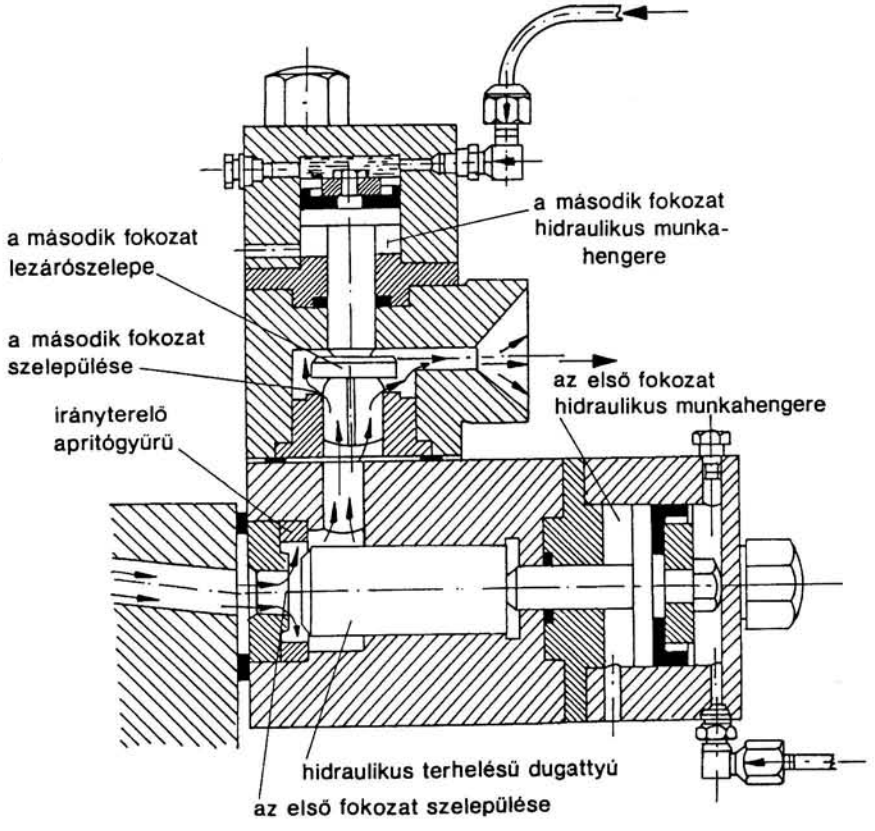
Nagy nyomású homogenizáló gép a Gaulin-féle gép. Lényege a nagy nyomású szivattyú és a homogenizáló fej kombinációja. A homogenizáló fej voltaképpen egy szelep. A nagy nyomású folyadék áthalad a szelep és a szelepülés közti kis résen, miközben sebessége akár 300 m/s értéket is felvehet.

A dugattyús homogenizátorok két fő részből állnak:

- a nagy nyomású dugattyús szivattyúból és
- az aprítást végző homogenizáló fejből.

A kétfokozatú homogenizálófej metszetét a *8.23. ábra* szemlélteti. A folyadékot a szivattyú az első fokozat szelepülése alá nyomja. A szelepülést hidraulikus terhelésű dugattyú zárja le. A folyadéknyomás a dugattyút kissé megemelve nagy sebességgel áramlik a második fokozat szelepülése alá. A rés

aprító hatását növeli az irányterelő aprítógyűrű. A második fokozat szelepülését is hidraulikus terhelésű szelep zárja le, így a folyadék ennek megemelése után léphet ki. Itt a rostrészek vagy a nem oldódó folyadékcseppek tovább aprítódnak. A folyadéknyomás a lezárószelepeket csak néhány század mm-re emeli meg, ezért a folyadék sebessége a réseken megközelíti a 300 m/s értéket. A szelepülések és a szeleptányérok, valamint az ütközőfelületek nagy keménységű, kopásálló anyagból készülnek [23].



8.23. ábra. Kétfokozatú homogenizáló fej metszetrajza

9. Méretcsökkentés, méretnövelés és fajtázás

A két- és többfázisú anyagi rendszereket vizsgálhatjuk az összefüggő (folytonos, külső) alapfázisban eloszló szétoszlatott (diszpergált, belső) fázis diszperzitási foka (számossága) és ez utóbbi térbeli eloszlása szerint.

Az a művelet, amellyel a *diszperzitási fokot növeljük*: *a méretcsökkentés.* Szilárd, darabos anyagok méretcsökkentése: *aprítás*, *őrlés*, *szeletelés*. (Ilyenkor is heterogén a rendszer, hiszen a külső fázis a környező levegő maga.)

Folyadék diszperzitási fokának növelése is méretcsökkentés. Ilyen művelet folyadékok *porlasztása* apróbb cseppekre, levegőbe vagy gázba. Folyadékok más nem elegyedő folyadékban való eloszlatása: *emulgeálás*. Ez a részfolyamat pl. a folyadék-folyadék extrakciónál lép fel.

Gáz vagy gőz folyadékba való buborékoltatása több műveletnél előforduló részfolyamat.

A diszperzitási fok csökkentése a méretcsökkentéssel ellentétes művelet, tehát: *méretnövelés*. Kis méretű szilárd szemcsés anyagokat, porokat növelhetünk alakos darabokra, nagyobb szemcseméretű rögökre, granulumokra (ragasztóanyaggal vagy anélkül) pl. összesajtolással. E művelet többféle néven ismert: tömörítés, brikettálás, granulálás, tablettázás, kompaktálás, pellettezés, drazsírozás.

Szemcsehalmazok szétválasztása szemcseméretük szerint: *osztályozás*, egyéb (fizikai) jellemzőik, tulajdonságaik alapján: *fajtázás*.

A méretcsökkenés és a méretnövekedés spontán is végbemehet. Például nem kellően összetartó szilárd anyagok töredezhetnek, mállás útján aprózódhatnak.

A folyadékemulziók cseppjei összeolvadhatnak, egyesülhetnek, ez a jelenség a koaleszcencia. Például nem kellően kevert folyadék-folyadék emulzióknál vagy a keverés kimaradásánál rögtön elkezdődik a cseppek egybeolvadása. (Ez részben rossz, részben viszont jó pl. az extrakció szétülepedési részműveleténél).

Abszorpció, ill. desztilláció esetén a gáz-, ill. gőzbuborékok egyesülése nem kellő helyen vagy időben az érintkező felületet csökkenti, a hatékonyság romlik.

Itt kell szólni végül a *diszperzitási állapot változtatásáról*. Voltaképpen ide tartozik minden diszperz rendszer szétválasztási művelete és homogénezése.

A homogén szót itt magyarázni kell. Nem arról van szó a homogénezésnél, hogy valóban sikerül mindig a heterogén állapotból homogénbe átvinni a rendszert.

Ha sószemcséket szórunk folyadékba (vízbe), az oldhatósági határon belül a sókristályok kellő keveréssel bizonyos időn belül oldódnak és termodinamikai értelemben is valódi homogén rendszer áll elő az eredeti heterogén rendszer helyett. Nem (kellően) oldódó szilárd szemcsés anyagot, zagyot elkeverhetünk keverős edényben úgy, hogy lehetőleg minél kisebb szemcséket kapjunk az edény térfogatának bármely elemi részén egyenletesen, vagyis *mintegy* homogenizálva. Művelettanilag az ún. homogénezés tehát minél kisebb belső fázis térbelileg egyenletes, finom eloszlatása a külső fázisban, még akkor is, ha a rendszer továbbra is heterogén marad (termodinamikai értelemben).

9.1. Szemcseanalízis. RRSB-eloszlás

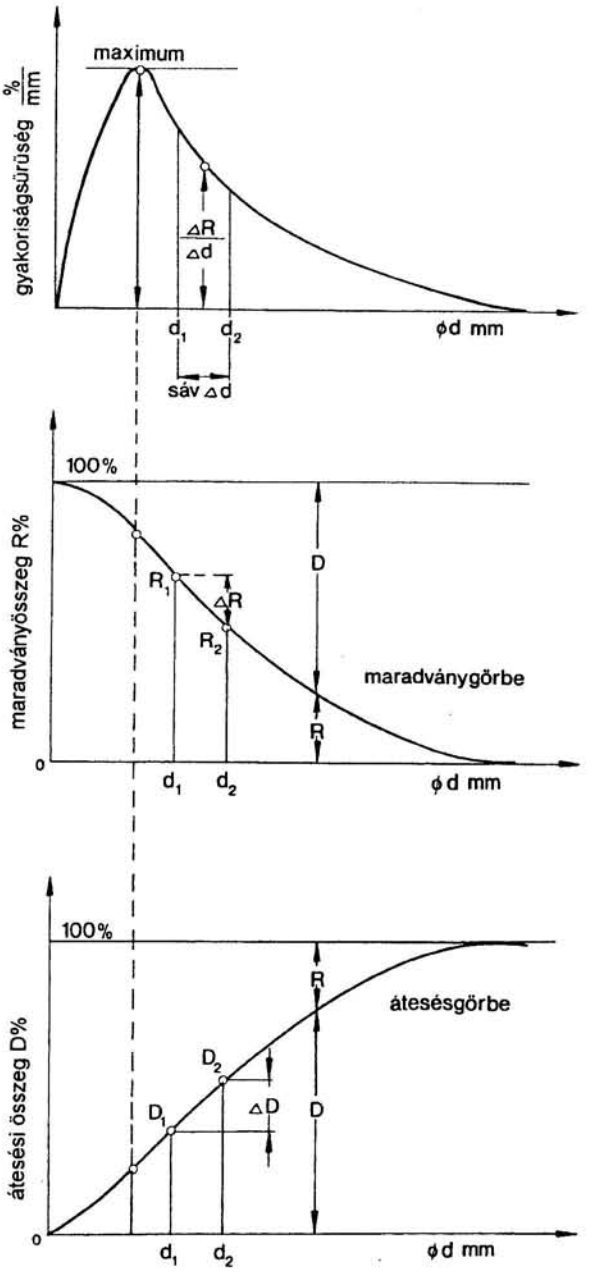
A szemcsés halmazok szitálással szemcseosztályokra bonthatók. A szemcseosztályok egy bizonyos alsó és felső szemcsenagyság közötti tartományt foglalnak magukban. Mindez szorosan összefügg a szemcsenagyság értelmezésével és meghatározásával. Egy szemcseosztály egyúttal az anyaghalmaz tömegének egy része (tömegrész).

A szemcsenagyság meghatározásának módja a *szitaelemzés*. Erre szabványosított vizsgáló szitasorozat szolgál.

Egyéb módszerek: szedimentációs analízis (esési sebességre visszavezetve), légszérelés, optikai elemzés stb.

A szemcseeloszlás grafikus ábrázolására háromféle diagram szolgál: a gyakorisági görbe, a szitamaradvány-görbe és a szitán való áthullás görbéje [3, 13, 17].

A három jellegzetes diagramot a *9.1. ábrán* mutatjuk be. A szitamaradvány (át nem esett) részt R betűvel (R = Rückstand), az átesést D betűvel (D = Durchgang) jelölve az ordinátán és d szemcseméretet az abszcisszán visszük fel a diagramokba. A gyakoriság- vagy sűrűséggörbét (y) szintén d függvényben ábrázoljuk:



9.1. ábra. Szemcseanalízis-diagramok
a – gyakoriság sűrűsége, b – maradványsumma,
c – áteséssumma

$$y = \frac{\Delta r}{\Delta d},$$

ahol $\Delta d = d_2 - d_1$ egy szemcseosztály szélességi sávja.

Ha a ΔR szitamaradványokat folytatólagosan összeadjuk (summázzuk) R summa felvihető d szemcsenagyság függvényében

$$R(d) = \sum_{d_{\max}}^{d} \Delta R.$$

Ugyanígy az áthullásra

$$D(d) = 100 - R = \sum_{d_{\max}}^{d} \Delta R.$$

Itt R szitamaradvány-összeg (summa) %,
D áthullási összeg (summa) %,
ΔR egy szitamaradvány.

Szélső értékek:

$d = d_{\min}$	esetén	$R = 100\ \%$	és	$D = 0\ \%$
$d = d_{\max}$	esetén	$R = 0\ \%$	és	$D = 100\ \%$.

A legfelső $y \sim d$ gyakorisági vagy sűrűségi diagram integrálgörbéje a szitamaradvány-summa diagram.

Ez a (középső) ábra minden egyes d szemcseméréthez megadja hány R %-a a szemcséknek *nagyobb*, mint az adott (kiszemelt) d méret. A gyakorisági görbén található maximumpont és a szitamaradvány-summa görbén található „forduló"-pont ugyanazon szemcseméréthez tartozik.

Mivel az áthullás és a maradvány egymást 100 %-ra egészítik ki, a D görbe az R görbe tükörképe. Az áthullási summagörbe minden egyes d szemcseméréthez megadja, hogy a szemcsék hány D %-a *kisebb,* mint az adott d szemcseméret.

A szemcseeloszlást valamilyen közelítő függvénnyel jellemezhetjük. Így pl. egy aprított szemcsehalmaz eloszlásának egyik lehetséges matematikai leírása a ROSIN és RAMMLER által először javasolt és SPERLING és BENNET által

finomított RRSB-eloszlásfüggvény. Ez a tapasztalati eloszlási függvény egy summagörbét ad:

$$D(d) = 100 \cdot \mathrm{e}^{-\left(\frac{d}{d'}\right)^n},$$

itt

R	a maradványsumma %,
d	szemcseméret (az abszcisszán mm-ben vagy μm-ben megadva),
e	2,718 a természetes logaritmus alapszáma,
n és d'	szemcseparaméterek.

A d' szemcseparaméter egy statisztikus (medián) *szemcseméret-középérték,* az RRSB-függvény szerint

$$d = d'$$

esetén

$$R = \frac{100\%}{\mathrm{e}} = \frac{100\%}{2{,}718} = 36{,}8\%$$

$$D = 100\% - R = 63{,}2\%.$$

A d' szemcseméret-középérték, n a szemcsehalmaz finomságának mértéke.

Az n paraméter az egyenletességi tényező. Ez a szemcsehalmaz *szóródását* adja meg. Ha n *kicsi*: az anyag zöme *széles* szemnagyságközön oszlik el. Ha n *nagy*: az anyag zöme *szűk* mérethatárok közé van szorítva, vagyis minél nagyobb n, annál inkább közel azonos szemcseméretű a halmaz. Többnyire fennáll: $n = 0{,}8...2{,}0$ érték.

Az RRSB kétszeres logaritmálásával felírható

$$\lg\left(\lg\frac{1}{R}\right) = \lg\left(\lg\frac{1}{1-D}\right) = n \cdot \lg d + \text{ állandó},$$

ahol az állandó $= -n\lg d' + \lg(\lg \mathrm{e})$.

Ez formailag egy egyenes egyenlete. Az ábrázolás ordinátaként $\lg\left(\lg\frac{1}{R}\right)$ vagy $\lg\left(\lg\frac{1}{1-D}\right)$ és abszcissza gyanánt lg*d* az RRSB-diagramban egyenest ad.

Az RRSB-diagramhoz készített hálózatos papír szakkereskedésekben hozzáférhető. A *9.2. ábra* is ilyet mutat.

A diagramban példaképpen berajzoltunk egy jellemző tapasztalati egyenest, ez $R = 36{,}8\%$, ill. $D = 63{,}2\%$ vízszinteshez $d' = 0{,}48$ mm (folytonos vonal) szemcseméret-középértéket ad.

Az n egyenletességi szám is leolvasható, ha az egyenest párhuzamosan eltoljuk a P póluspontba (szaggatott vonal). A diagram szélén külön skálán leolvasható $n = \operatorname{tg}\alpha$ egyenletesség, esetünkben példaképpen $n = 1{,}7$.

Ez a példaképpeni anyaghalmaz viszonylag durva szemcsékből áll és közel azonos szemcseméretű halmazt jelent.

Az RRSB-eloszlás függvényen kívül használatos még a GGS *(Gates-Gaudin–Schuhman-)* és a *Kolmogorov–Rényi*-eloszlás is.

A gyakorlatban sokszor találkozunk egy *adott D áthullás,* ill. *adott R szitamaradvány* szemcsenagyságának közlésével. Ebből – ha a szemcseeloszlási függvény érvényes – n ismeretében bármely *más D*-hez vagy *R*-hez tartozó szemcsenagyság (pl. a d paraméter) vagy akár a teljes granulometria is kiszámítható. Például ha a *Rosin–Rammler*-függvény érvényes

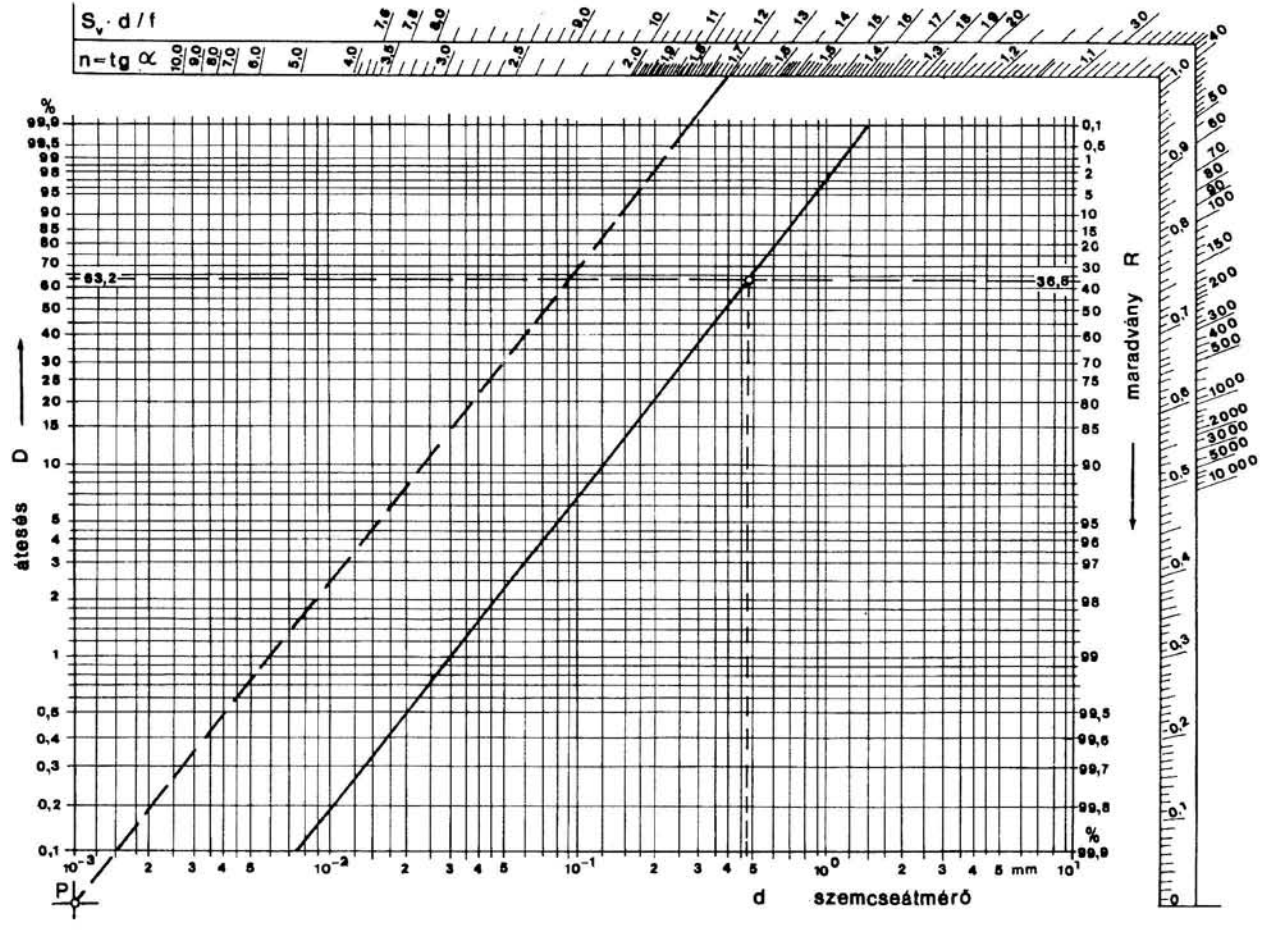
$$R = 100\,\mathrm{e}^{-\left(\frac{d}{d'}\right)^n}$$

$$\frac{100}{R} = \mathrm{e}^{\left(\frac{d}{d'}\right)^n}$$

továbbá

$$\lg\frac{100}{R} = \left(\frac{d}{d'}\right)^n \lg\mathrm{e},$$

$$\frac{d}{d'} = \sqrt[n]{\frac{\lg 100/R}{0{,}4343}},$$



9.2. ábra. RRSB-diagram

ahol $\lg e = 0{,}4343$.

Hasonlóképpen fontos jellemző az anyaghalmaz fajlagos felülete. Ha a térfogatra vonatkoztatjuk m^2/m^3 (ill. cm^2/cm^3), ha pedig a tömegre, úgy m^2/kg (ill. cm^2/g).

Anyaghalmazoknál megkülönböztetünk külső és belső felületet. A külsőt az anyagszemcsék mértani felszíne adja, a belsőbe beszámítanak a szemcsék pórusai, repedései, üregei.

Három módszer is van ezek számítására az adszorpciós (*Brunauer–Emmet–Teller*-módszer), a gázáteresztőképességi és az RRSB-függvény segítségével történő számítás.

Ez utóbbi az összes részecskét gömb alakúnak képzeli el, melynek átmérője az adott szitanyílásnak felel meg. Ha a térfogatra számított külső fajlagos felület S_v, úgy ez a d' szemcseközépérték és az n egyenletességi tényező függvénye:

$$S_v = f(n, d').$$

Az RRSB-diagramok külső skáláján – a póluspontal összefüggésben – leolvasható

$$\left(\frac{S_v d'}{f}\right)$$

dimenzió nélküli jellemző.
Ez a jelzőszám $d' = 1$ cm gömbre vonatkozik $f = 1$ alakfaktorral.

A fajlagos felület tehát meghatározható, ha a skálán leolvasott számot d' középértékkel osztjuk és a megfelelő f alakfaktorral szorozzuk

$$S_v = \left(\frac{S_v d'}{f}\right)_{\text{leolv.}} \cdot \frac{f}{d'}$$

A részecskék nagyságrendjéről tájékoztat a *Függelék F2. táblázat.*

9.2. Méretcsökkentés

Aprítás

A szilárd egyedi darabok, ill. ezek halmazának aprítása, őrlése mint művelet: megfelelően kisebb szemcsék, ill. szemcsehalmazok előállítását célozza. A méretcsökkenés tehát egyúttal felületnövekedést jelent. Sokszor a továbbfeldolgozás elengedhetetlen feltétele. Az aprítás, őrlés mechanikai művelet. Az aprítási fok az eredeti kiinduló szemcseméret és a megkívánt szemcseméret (aprított végméret) aránya:

$$n = \frac{X_\alpha}{X_\omega},$$

ahol az α index a kiinduló, *az* ω index a végméretre utal.

A példa kedvéért egy X_α élméretű kockát vágjunk fel több kis egyforma méretű kiskockára. Ezek élhossza X_ω. Keletkezik n^3 darab kiskocka.

A kezdő kocka felülete: $6X_\alpha^2$, a megnövekedett felület: $6n^3X_\omega^2$, vagyis

$$6\frac{X_\alpha^3}{X_\omega^3}X_\omega^2 = 6\frac{X_\alpha^3}{X_\omega} = 6nX_\alpha^2.$$

Az előállított *új* felület (felülettöbblet):

$$A = 6nX_\alpha^2 - 6X_\alpha^2 = 6X_\alpha^2(n-1).$$

Az aprítás elméletével először a Selmecbányai Főiskolán SCHITKÓ JÓZSEF és RITTINGER PÉTER foglalkozott (1830-tól kezdve).

RITTINGER szerint az aprítás E energiaszükséglete az A felülettöbblettel arányos (*felületi elmélet*) [35].

A térfogategységre (vagy tömegegységre) vonatkozó fajlagos aprítási munka:

$$W = \frac{E}{X_\alpha^3} = C_R\frac{n-1}{X_\alpha} = C_R\left(\frac{1}{X_\omega} - \frac{1}{X_\alpha}\right),$$

ahol C_R a Rittinger-állandó.

A Rittinger-törvény szerint az aprítási munka és a végtermék szemcseméretszorzata állandó. Az aprítási munka arányos a keletkező új felülettel. KIRPICSOV (1874) és KICK (1885) az aprítás *térfogati* elméletét dolgozták ki. Szerintük a fajlagos aprítómunka a feltörendő test térfogatával arányos:

$$W = C_K \log n = C_K \left(\log \frac{1}{X_\omega} - \log \frac{1}{X_\alpha} \right),$$

ahol C_R a Kick-állandó.

A két elmélet szembetűnő eltérése a következő. Ha valamely anyagot több egymásutáni lépésben pl. 1000 mm-ről 100, majd 10, végül 1 mm-re aprítunk, úgy RITTINGER szerint az egymást követő lépések energiaigénye rendre *tízszerese* az előzőnek, míg a *Kirpicsov–Kick*-egyenlet szerint (térfogati elmélet) *változatlan* marad! Ez utóbbi állítás nincs összhangban a tapasztalattal.

Az ún. „harmadik" elmélet vagy *Bond*-féle elmélet szerint az aprítási munka arányos a keletkező repedések hosszával:

$$W = C_B \left(\frac{1}{\sqrt{X_\omega}} - \frac{1}{\sqrt{X_\alpha}} \right),$$

ahol C_B a *Bond*-féle állandó.

A továbbaprítás az egymást követő lépcsőnként azonos n aprítási fokkal KICK szerint változatlan, RITTINGER szerint n-szeres és BOND szerint $\sqrt{n}$-szeres aprítási munkát igényel.

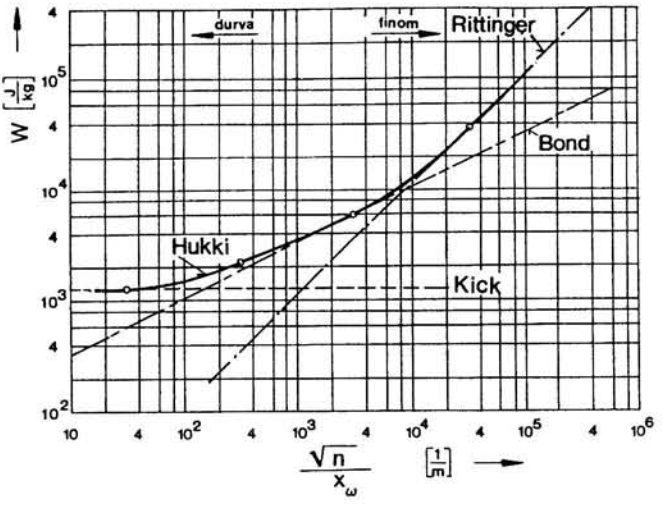
HUKKI, R.T. több aprítási kísérletet végzett és megállapította a fajlagos (tömegegységre vonatkozó) törési munkát: W J/kg.

A kísérletek eredményét $n = 10$ esetén a *9.3. ábra* mutatja. HUKKI a háromféle elmélet burkológörbéjét rajzolta meg [20].

Az aprítógépek rendkívül nagy energiafogyasztók. Az aprításokra fordított energia a világon az évi 500 milliárd kWh-t is meghaladja. Ez az évi összes villamosenergia-termelés mintegy 6%-a, amiből csak a cementőrlés 2%-nyira tehető!

Az előtörés gépei

A legnagyobb méretű darabok aprítását az előtörés gépei végzik. Ezek a pofástörők, a körtörők és a kúpostörők, ritkábban a röpítő és kalapácsos törők [3, 13, 26].



9.3. ábra. Hukki aprítási kísérletei $n = 10$ esetén

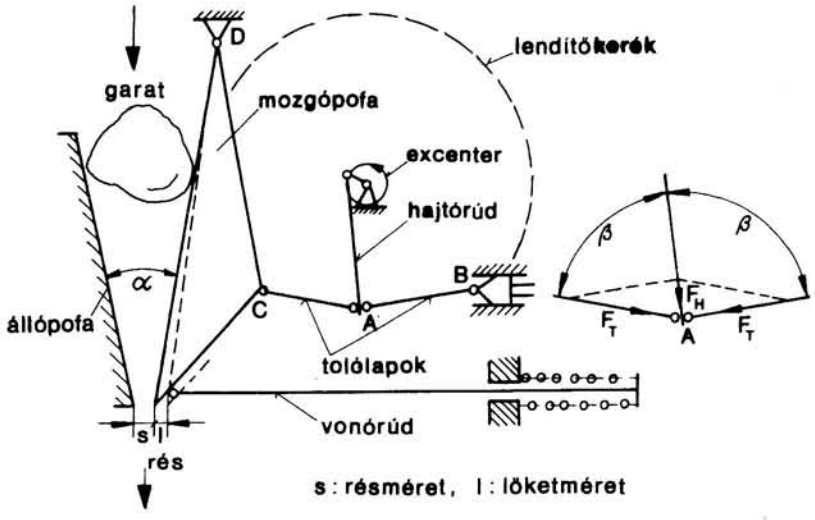
A *pofástörők* lefelé szűkülő törőterét az álló és az alternáló mozgást végző mozgópofa határolja. A mozgópofa minden löket alkalmával a gép szájnyílásán (garatán) az ék alakú törőtérben eső és a súrlódás által megfogott anyagdarabot nyomással aprítja (úgy, mint pl. a háztartási diótörő). A pofa nyitásakor a gravitáció hatására az anyag lefelé csúszik, majd újra törik. A résnél kisebb méretű szemcsék alul kihullanak. A lökésszerű igénybevételt nagytömegű lendítőkerekek teszik egyenletesebbé.

A pofákat kopásálló cserélhető elemekkel borítják. Az egyik tolólapátot a szerkezet leggyengébb pontjának képezik ki.

A pofástörők közül az ún. kétingás típus működését a *9.4. ábrán* követhetjük nyomon. Az excenter által mozgatott hajtórúd az (A) csuklópontot fel-le mozgatja. A csuklópont a (B) támasztócsukló körüli íven mozdulhat el. Ennek következtében a mozgópofa a (D) pontbeli felfüggesztésen nyitó-záró alternáló mozgást végez. A pofa nyitását a rugófeszítésű vonórúd segíti. A (B) csukló helyzetének változtatásával a résméret változtatható.

Az (A) csuklópont tulajdonképpen erősokszorozó hatású *könyökemeltyű*. A hajtórúdon alkalmazott húzó-, ill. nyomóerő és a tolólapátok irányába eső erő közötti kapcsolat a csuklópontra felírt erőegyensúlyból:

$$F_T \cong \frac{F_H}{2\cos\beta}.$$

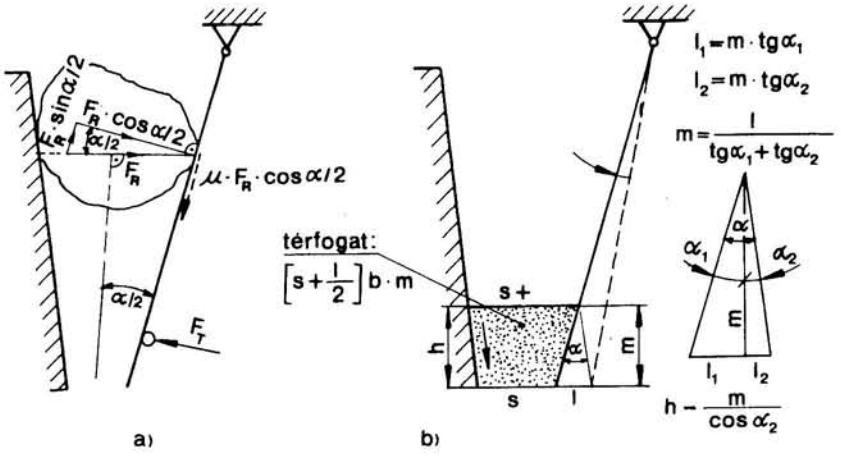


9.4. ábra. Kétingás pofástörő

Tehát a könyökemeltyű teljes behúzása esetén, amikor β tart a 90°-os értékhez, a szétfeszítő erő egyre nagyobb lesz. Észre kell azonban azt is venni, hogy a szétfeszítő erő irányában az elmozdulás ez alatt egyre kisebb lesz. További erőnövelő hatása van a felfüggesztett pofának, mivel úgy működik, mint egy egykarú emelő. Ebből következik, hogy a mozgópofa garathoz közelebb eső részén nagyobb az erőhatás, mint távolabb és itt kisebb a pofa elmozdulása. Ez a működési mód nem szerencsés, mivel a nagyobb erőhatásra alul lenne szükség, mert hiszen a már elaprózott anyag a törőerőre merőlegesen nagyobb felületet mutat. A nagyobb löket a nagyobb anyagdarabok nagyobb alakváltozása miatt viszont felül lenne előnyös. Az alsó nagyobb löket a résméretet is nagyon változtatja, így a keletkező szemnagyság is egyenetlen.

Az ingás pofástörők *működésének feltétele*, hogy az összeszorított anyag a pofák közül ne csússzék ki *(9.5. ábra)*. Ha az anyagdarab önsúlyától eltekintünk, akkor a két felfekvési pont közötti F_R összeroppantó erő felbontható a pofa síkjában felfelé mutató $F_R \sin \alpha/2$ nagyságú és a pofára merőleges $F_R \cos \alpha/2$ nagyságú erőkomponensekre. A felfelé irányuló erő igyekszik az anyagdarabot kicsúsztatni, ennek a súrlódási erő áll ellen. A törésnek a feltétele:

$$\mu F_R \cos\frac{\alpha}{2} > F_R \sin\frac{\alpha}{2},$$



9.5. ábra. A törés feltétele és az ürítés pofástörőben

$$\mu > \operatorname{tg}\frac{\alpha}{2},$$

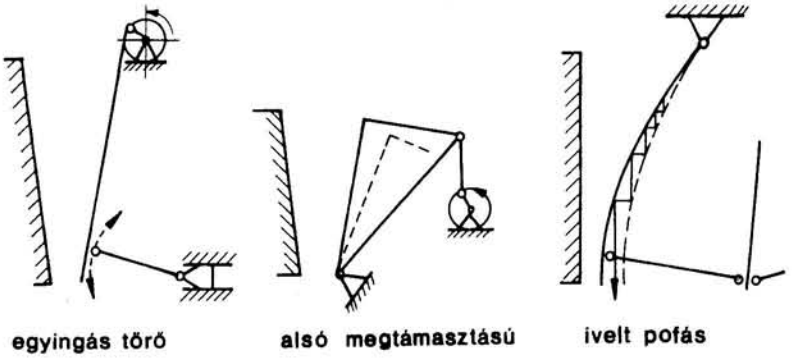
vagyis az álló- és a mozgópofák által bezárt szög felének tg-értéke ne legyen nagyobb a súrlódási tényezőnél. Ha a súrlódási tényező $\mu = 0{,}3$, akkor $\alpha \cong 33°20'$. Ha az α értékét kicsire választjuk, akkor kicsi lesz a gép aprítási foka (a garat és a rés méretaránya), ill. nagyra adódik a gép szerkezeti magassága, a gép nehéz és költséges lenne. A súrlódási tényezőt úgy növelik, hogy a pofák felülete rovátkozással, bordázással készül.

A pofástörők csak egy meghatározott *fordulatszám* (löketszám) mellett dolgoznak kielégítően. A gép egy fordulata alatt a törőpofák egyszer nyitnak és egyszer zárnak. A nyitási idő alatt a kinyitott pofa ($s + l$) nagyságú résen az anyagnak szabadeséssel távoznia kell *(9.5. ábra)*. Ha a fordulatszám kicsi, akkor már a rés teljes nyitása előtt távozik az anyag, a törő nincs kihasználva, a teljesítménye csökken, a töret szerkezete nem változik, az energiafogyasztás csökken. Ha a fordulatszám nagyobb az optimális értéknél, a teljesítmény szintén csökken és a túlaprítás miatt az energiafogyasztás növekszik.

A pofástörő *teljesítményét* a nyitott pofán időegység alatt kihulló anyag térfogatából számíthatjuk (a *9.5. ábrán* pontozott térfogat) figyelembe véve a térkitöltési tényezőt ($\varphi = 0{,}3...0{,}5$) és a szilárdanyag sűrűségét (ρ_{sz}):

$$q_m = b\left[s + \frac{l}{2}\right] mn\rho_{sz}\varphi \text{ kg/s},$$

ahol b a gép szélessége.



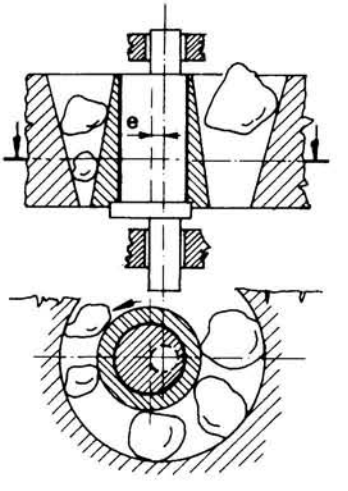
9.6. ábra. Pofástörő típusok

Pofástörőket a kétingás típuson kívül készítenek egyingás, alsó csuklós és ívelt pofás kivitelben is *(9.6. ábra)*. Az *egyingás* könnyebb szerkezet, olcsóbb kivitel és helyes forgásirány esetén a pofa az anyagot lefelé is tereli, viszont csak kisebb erőhatások érhetők el. Az *alsó* csuklós *megtámasztás* a garatnál biztosít nagyobb elmozdulást, és egyenletesebb terméket ad; viszont az anyag nehezebben ürül így résfojtás léphet fel. Az *ívelt pofákat* azért alkalmazzák, hogy az anyag a rés környékén gyorsabban haladjon át.

A *körtörő (9.7. ábra)* lényegében felfogható úgy, mint egy függőleges tengely körül körforgást végző pofástörő. Az álló gyűrűben keringetjük körbe *„e"* excentritással a kúpos mozgó pofát, amely a saját tengelye körül elforoghat. A mozgó pofa tehát – ha anyagdarab kerül a gépbe – keringő és forgó mozgást végez. A törés feltétele; az optimális fordulatszám; a teljesítmény hasonló módon határozható meg, mint az ingás törőknél.

Előnyei: a folyamatos üzem és az ebből eredő nagyobb teljesítmény, a kisebb rázkódás, így nem szükséges lendítőkerék sem. Az anyagszemcsék elsősorban nyomással, a nagyobb darabok hajlítással is törnek. A pofástörőkkel szemben teli pofával is indítható, és az üresjárás energiafogyasztása kedvező, mivel a teljes terhelésnek csak kb. 30%-a.

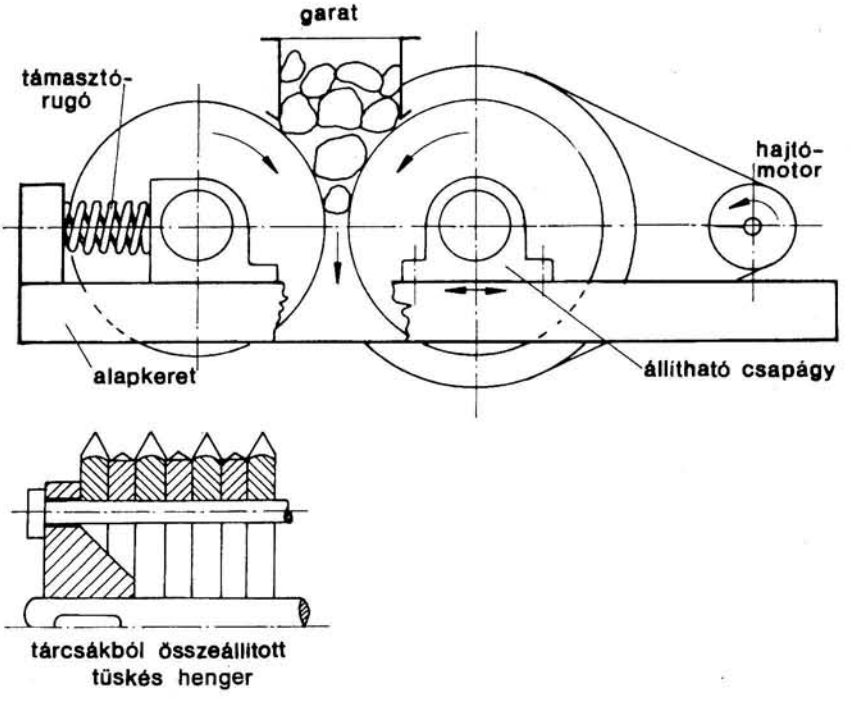
Hátrányként említhetjük meg az erősokszorozó hatás hiányát, a bonyolultabb felépítést, ebből eredően a nehézkesebb szerelést, az igényesebb üzemellenőrzési és javítási feladatokat.



9.7. ábra. Körtörő

A középtörés gépei

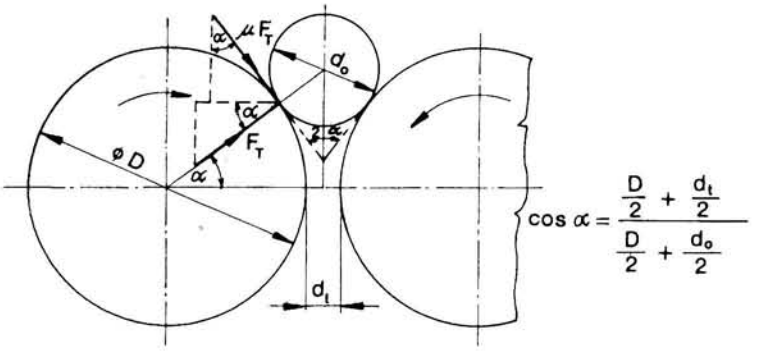
A középtörés gépei a hengeres törők, a röpítő törők és a lengő, ill. merev ütőtestű kalapácsos törők. Ezek működési elve egymástól alapvetően eltér. A hengeres törők nyomással (esetleg kisebb nyíróhatással), a röpítő törők ütközéssel, a kalapácsos törők pedig elsősorban ütéssel aprítanak.



9.8. ábra. Hengeres törő

A *hengeres* törő két egymással szemben forgó henger között aprít *(9.8. ábra)*. Léteznek egyhengeres kivitelűek, valamint a finomabb aprítás területén alkalmazott sima hengerfelületű, ill. a durvább és a nedves-csúszós anyagok feldolgozása során alkalmazott rovátkolt vagy tüskés felületű kivitelek. Ha a két hengert különböző kerületi sebességgel forgatjuk, dörzsölő hatás is fellép. Üzemeltetés közben a kemény, nehezen behúzható nagyobb szemcsék túlterhelést okozhatnak, ill. körbefutó barázdákat marhatnak a felületre, amelyek gyorsan kimélyülnek és a rés nagyságát is meghaladó nyílások képződnek. Ezért az egyik henger csapágyát rugóval támasztják meg. A rés mérete a hengerek távolságával állítható. A hengerek törőfelületét cserélhető mangánacél

palásttal fedik. A működés feltétele, hogy a hengerek súrlódással behúzzák a szemcséket. A szemcsék súlyából származó F_T támasztóerő függőleges felfelé mutató komponense nem haladja meg a súrlódási erő lefelé mutató komponensét. A *9.9. ábra* jelöléseivel:



9.9. ábra. A behúzó erő alakulása hengeres törőnél

$$F_T \sin\alpha < \mu F_T \cos\alpha ,$$

$$\mu > \mathrm{tg}\alpha .$$

Az α szög cosinusa kifejezhető a hengerátmérő, a feladási szemcseméret és a résméret segítségével. Átrendezés után:

$$D = \frac{d_0 \cos\alpha - d_t}{1 - \cos\alpha}.$$

9.1. példa: Malmi hengerszék

Daraőrléshez d_t = 0,1 mm őrlőrést beállítva és matt öntöttvas hengereket használva mennyi a hengerszék minimális hengerátmérője? A dara szemcseméret d_0 = 1,5 mm. Tapasztalat szerint a súrlódási kúpszög 15°.

$$D = \frac{1{,}5 \cos 15° - 0{,}1}{1 - \cos 15°} = 39{,}55 \text{ mm}.$$

Gyakorlatilag mindig nagyobb a hengerátmérő.

A hengeres törő teljesítményét a résfelületen átáramló térfogat segítségével határozhatjuk meg:

$$q_m = Ld_t v_K \rho_{sz} \varphi \text{ kg/s},$$

ahol L a hengerek hossza és φ a térkitöltési tényező.

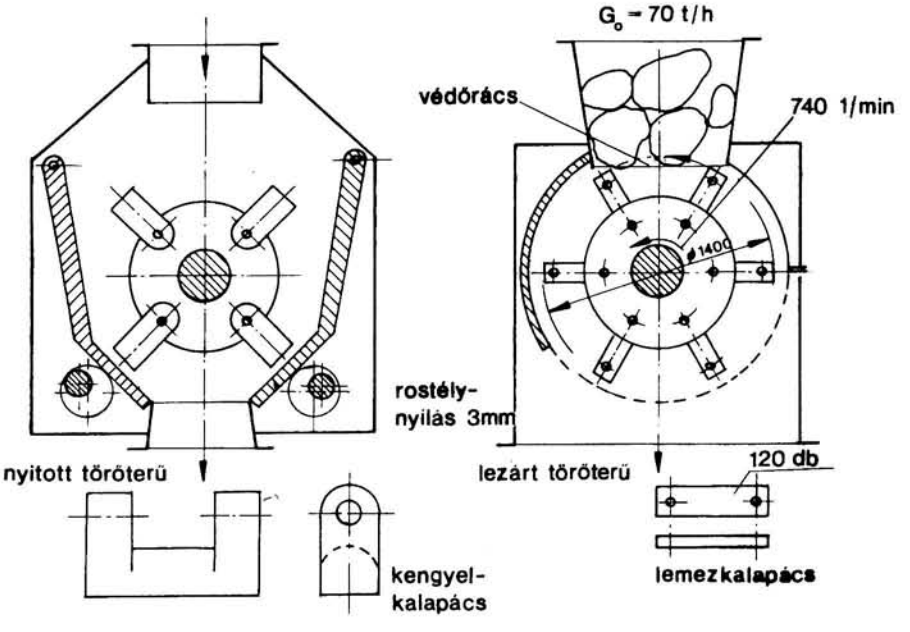
A teljesítmény a hengerek v_K kerületi sebességének növelésével javítható. A felső határt az szabja meg, hogy a hengereknek erre a sebességre az anyagot fel kell gyorsítani. Kedvezőbb a helyzet, ha a feladás során az anyagot kezdősebességgel szórjuk rá a hengerre.

A hengeres törőknél a résnél kisebb szemcsék azonnal kiesnek, így túlaprítási veszély nincs, a termék pormentes.

A *röpítő* törők úgy működnek, hogy a feladott anyagszemcséket egy gyorsan forgó felület (rotor vagy tányér) nekidobja az álló törőpáncélnak.

A legszélesebb körben alkalmazott aprítógép a *kalapácsos* törő. A körben forgó *lengő* vagy *merev* aprítóelemek elsősorban ütéssel, kisebb mértékben ütközéssel törik az anyagot.

Igen sok konstrukciós változat alakult ki. Léteznek egy- és kétrotoros gépek, továbbá *lefelé, vízszintesen* és *felfelé ütő* gépek, valamint *nyitott törőterű (9.10. ábra), rostéllyal lezárt terű* és *zártházú* gépek. Ez utóbbiból a megfelelő *kisméretű szemcséket légáram szállítja ki.*



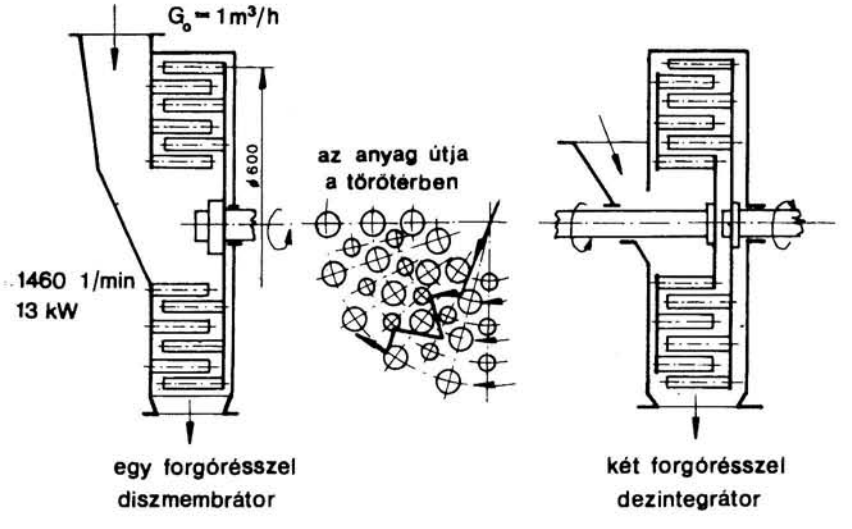
9.10. ábra. Kalapácsos törők

A termék minőségét és a gép teljesítményét befolyásolja a kalapácsok és a páncéllemez, ill. a rácsozat közötti távolság. Ezért az álló részeket állíthatóra készítik.

A kalapácsokat *durvább* aprításnál nagyobb tömegű *kengyel* formájúra, a *finomabb* aprítás gépeinél *lemez* alakúra készítik. A gépkialakításnál lényeges szempont, hogy a kalapácsok ne csak az éleikkel, sarkaikkal ütközzenek a törendő anyagnak, hanem a teljes felületükkel. Ezt az egyenletesebb kopások és az energetikailag kedvezőbb centrális ütközés indokolja. A kalapácsok kopását felfüggesztésük felcserélésével teszik egyenletesebbé.

A kalapácsos törők csak üresen és fokozatos terheléssel indíthatók. A kalapácsokat és a felfüggesztő csapokat havonta kell vizsgálni, a törött kalapácsokat azonnal kell cserélni. Lágy és középkemény anyagok aprításához széles szemcseméret-tartományban alkalmazhatók.

A merev ütőtestű *verőcsapos* malmokban az anyagot körbefutó csapok, pálcák ütéssel-ütközéssel darabolják. A működés vázlatát a *9.11. ábra* mutatja. Az ütések sebessége növelhető, ha a csapok egymással szembe forognak. A termék finomsága a kerületi sebességtől függ. Egy meghatározott kerületi sebesség alatt az anyagot csak keveri, mivel az ütközésekből származó hatás nem vezet akkora erőhöz, amely az anyagszemcse töréséhez szükséges. Egy forgótárcsás (és egy állótárcsás) gép: a *diszmembrátor*, ha mindkét verőcsapos tárcsa forog, úgy a gép neve: *dezintegrátor* [31].

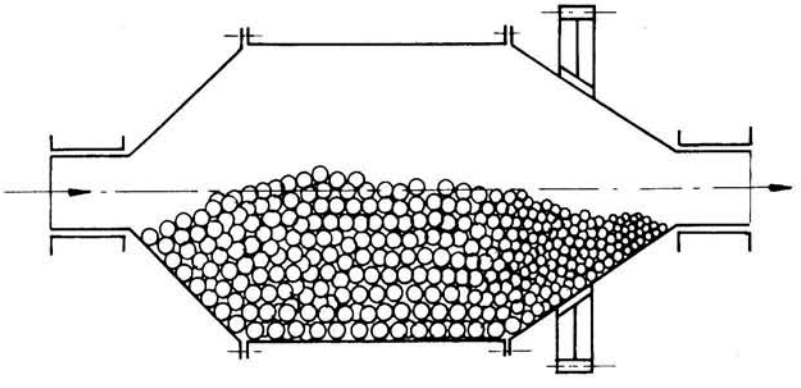


9.11. ábra. Verőcsapos aprítógépek

Az őrlés gépei

Az őrlés gépeivel finom szemcsézetű, 1 mm alatti átlagos méretű terméket állítanak elő. Ebbe a csoportba tartoznak az aprítási technológiákban leggyakrabban alkalmazott *golyósmalom* típusok. Kemény és lágy anyagok, száraz és nedves őrlésre egyaránt alkalmas, nagyteljesítményű gépek [3, 14, 26].

Az őrlőtér vízszintes tengely körül forgó hengeres és kúpos részekből álló acélköpeny, amelyet belülről páncélzattal védenek a kopástól. Az aprítást szabadon mozgó őrlőtestek (rudak, golyók, hengeres cilpebszek) végzik ütéssel, nyomással, dörzsöléssel. A *9.12. ábra* egy egyszerű golyósmalmot mutat. A nyakcsapágyakon feltámasztott malomtestet fogaskerék-koszorún át hajtják. Az őrlőteret gyakran válaszfalakkal kamrákra osztják, így az őrlési finomság előrehaladtával a legmegfelelőbb nagyságú és alakú őrlőtesteket alkalmazhatják.

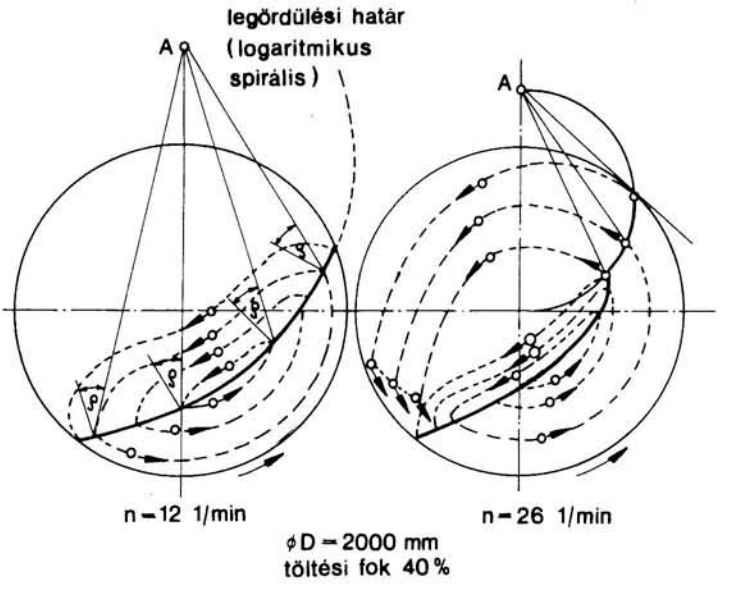


9.12. ábra. Golyósmalom

Az őrleménynek a malomtér hosszában való előrehaladását az őrlési folyamat idézi elő. A fellazított szemcsés réteg folyadékszerűen áramlik a betáplálástól a kilépés felé. Ebből következik, hogy az anyag szintje a beömlési oldalon magasabb. Az őrlőtestek (golyók) mozgását a töltési fok, a szögsebesség és a súrlódási tényező határozza meg.

Adott átmérőjű, töltési fokú és súrlódási tényezőjű malmoknál a fordulatszám-növelés hatását mutatja be a *9.13. ábra.*

Kis fordulatszámnál a palást közelében elhelyezkedő golyók a dobbal együtt forogva felemelkednek, majd a felszínen a súrlódási szögnek megfelelő lejtőn legördülnek. Az őrlőtestek között elhelyezkedő anyagszemcséket a legördülő golyók ütik, a súrlódás következtében dörzsölik és nyírják. A fordulatszám növelésével a golyómozgás egyre intenzívebbé válik. Egy meghatározott szögsebesség felett a külső zónában elhelyezkedő golyók olyan magasra emel-



9.13. ábra. Fordulatszám-növelés hatása golyósmalom esetén

kednek, hogy a faltól elválva, röppályát leírva esnek vissza a töltetre. Ezek a golyók ütéssel aprítanak. A golyók mozgását a fellépő erők határozzák meg.

A golyóbecsapódás *optimális* kezdősebességét, ill. az ehhez tartozó fordulatszámot a következő összefüggés alapján határozhatjuk meg:

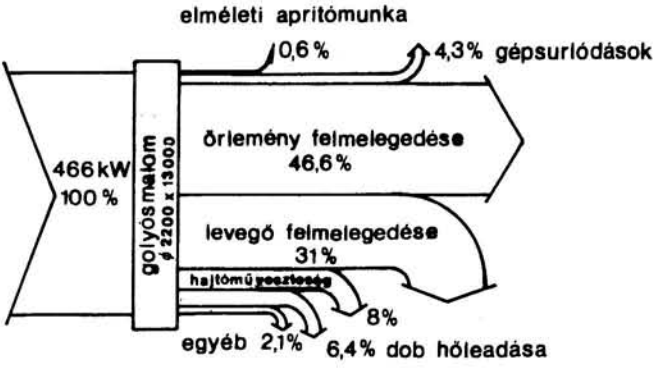
$$n = \frac{32}{\sqrt{D}} \text{ 1/min.}$$

A golyósmalmoknak létezik olyan *kritikus fordulatszáma*, amely felett a töltet a dobbal együtt forog:

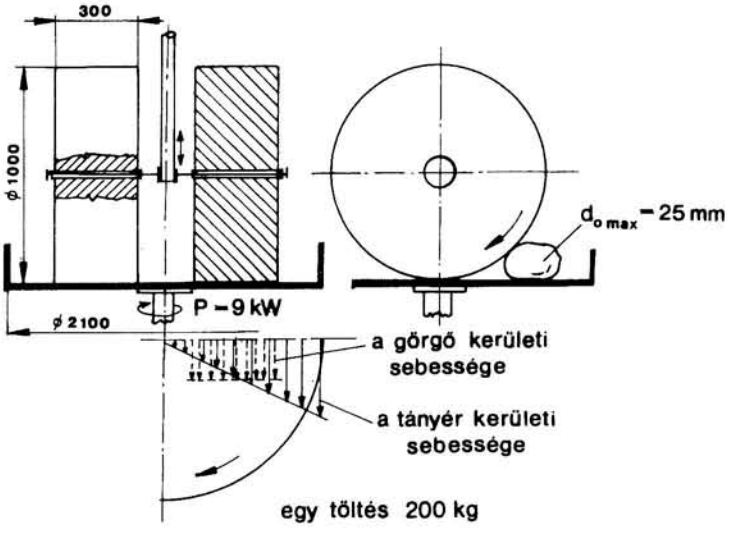
$$n_{kr} \cong \frac{42{,}3}{\sqrt{D}} \text{ 1/min.}$$

Végeredményben, ha a megtöltött malmot lassan megindítjuk, a töltet lassú emelkedése és a súrlódási felületen való legördülése áll elő. Ez a finomőrlés módja. A fordulat növelésével a golyók röppályára kerülnek. A becsapódó golyók energiája a durvaőrlésre hasznosítható.

A gyakorlatból ismeretes, hogy a szárazon őrlő berendezések teljesítménye az anyag nedvességtartalmának növekedésével gyorsan csökken, ill. az



9.14. ábra. Golyósmalom energiamérlege



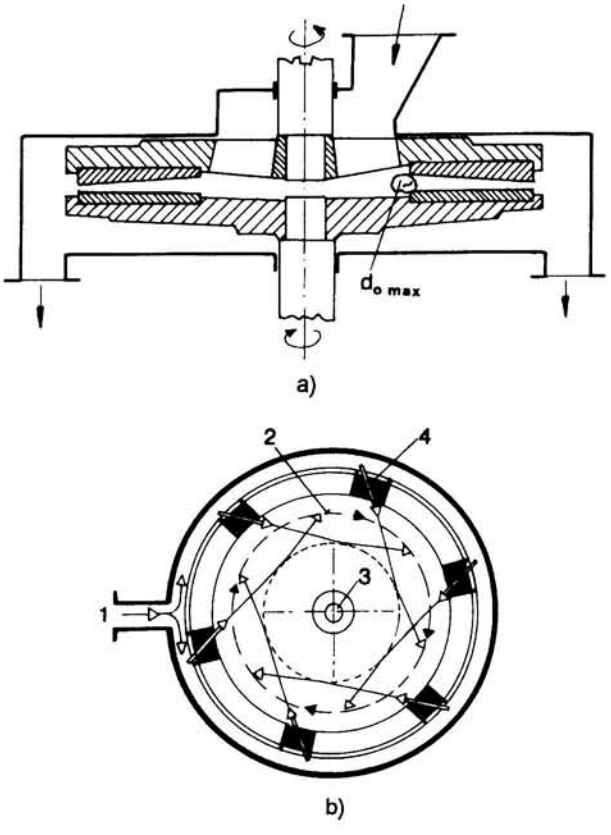
9.15. ábra. Görgőjárat

őrléshez szükséges idő nő. A golyósmalmoknál kb. 3%-os nedvességtartalom engedhető meg. A golyósmalom forgatásához szükséges teljesítmény az üresjárástól a teljes terhelésig gyakorlatilag változatlan. 2,2 m átmérőjű és 13 m hosszú háromkamrás klinkerőrlő golyósmalom energiamérlegét mutatja a *9.14. ábra.* Látható, hogy az energia nagy része az őrlőtestek és az anyag mozgatására, súrlódásokra fordítódik és végeredményben hővé alakul.

A *görgőjárat* vázlatát a *9.15. ábrán* mutatjuk be. A kör alakú vízszintes forgó tányéron két henger gördül le. A görgők súlya összeroppantja az anyagot;

a legördülés és a tányér sebességének különbsége miatt jelentős dörzsölő hatás is fellép. Más típusoknál a görgők súlyát rugóterheléssel vagy centrifugális erővel növelik. A feladás maximális szemnagyságát meghatározza az a feltétel, hogy a görgők a szemcséket ne tolják maguk előtt.

Egymással nagy sebességgel szemben forgó függőleges vagy vízszintes tengelyű tárcsák között nyírással aprítanak az *őrlőtárcsák (9.16.a ábra)*. Az őrlőfelületek cserélhető, kopásálló anyagból (pl. korundból) készülnek. Az őrlemény finomsága a tárcsatávolsággal változtatható. A nagyfinomságú őrlésre alkalmazott változata a kolloidmalom, amelyet pl. különböző kenőcsök, festékek, pépek előállítására is alkalmaznak.



9.16. ábra. Őrlőgépek
a – őrlőtárcsa, b – sugármalom,
1 – anyagbevezetés, 2 – őrlőtér, 3 – finom szemcsék alsó kivezetése, 4 – fúvóka

A *finomőrlés* különleges gépei a *sugármalmok.* A sugármalmokban nagysebességű (300...500 m/s) levegőt vagy túlhevített gőzt vezetnek be az őrlőtérbe fúvókákon keresztül. A sugárban az egymáson ütköző és dörzsölődő szemcsék finomőrlése következik be. Helyes sugárirányítás révén a szemcsék egymással való ütközése túlsúlyba kerül a fallal való ütközéshez képest. Az őrléshez a Magnus-effektus is hozzájárul.

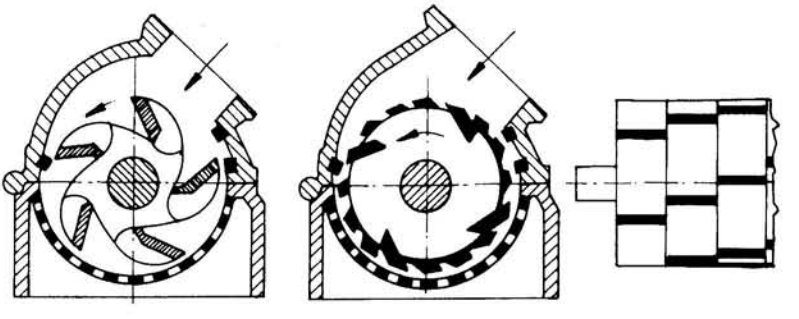
A sugármalmokban nagy finomság (pl. zömében 5μm) érhető el, de az energiaszükséglet is igen nagy, akár 100...1000 kWh az őrlendő anyag tonnájára vonatkoztatva.

A *9.16.b ábra* egy sugármalom vázlata. A centrális anyagkivezető részbe csak a legfinomabb szemcsék kerülnek, melyeket az áramlás kihord. A többi a ciklonhatás révén a kerület felé sodródik. A sugármalmok felhasználási területe főleg a gyógyszeripar.

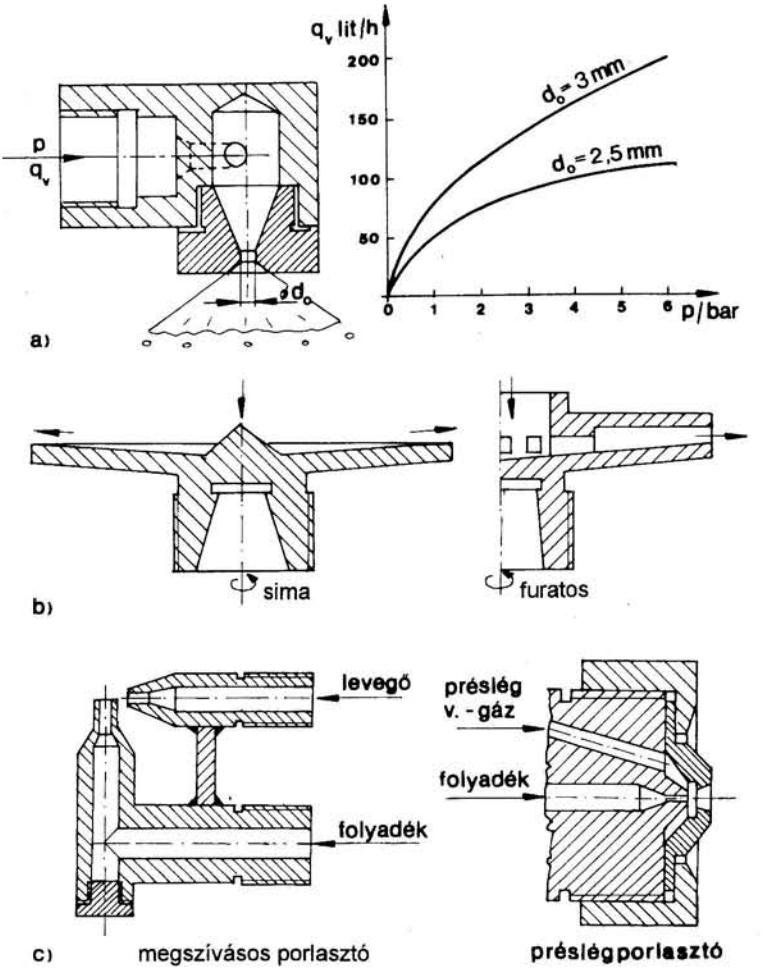
Vágógépek

Képlékeny és rostos anyagok aprítására vágó- és foszlatógépeket alkalmaznak. Ilyen anyagok pl. a műanyag hulladék, gumi hulladék, bőr, fa, papír. Egy *késes* vágógép vázlatát mutatja a *9.17. ábra.* A forgórész kerületén egyenlő osztással úgy helyezkednek el a kések, hogy az állórész késeivel szemben vágjanak. A terméket rostán engedik át.

A *fogazott* őrlőtárcsában, a forgórészek szemben elhelyezkedő homloklapjain levő, egymásba nyúló fogazat darabolja, aprítja, foszlatja szét az anyagot.



9.17. ábra. Késes vágógépek



9.18. ábra. Folyadékporlasztó fejek
a – perdítőkamrás porlasztó és jelleggörbéje, b – forgótárcsás porlasztók,
c – megszívásos permetporlasztó és belső keverésű préslégporlasztó

9.3. Porlasztás

Gáz alapfázisban folyadék (paszta, pép, stb.)cseppeket, permetfelhőt *porlasztókkal* képezhetünk. A porlasztást mind a vegyipar, mind a rokon iparágak területén igen elterjedten alkalmazzák, pl. porlasztó szárítókban, abszor-

berekben, folyadék-gáz reaktorokban, továbbá a tüzeléstechnikában vagy a tisztító- és mosóberendezésekben. Porlasztáskor felülettöbblet képződik. A szükséges energia egy része ezzel a felülettöbblettel arányos, másik része a súrlódások és az ellenállások legyőzésére fordítódik. A cseppképződést a felületi feszültség befolyásolja. Azok az anyagok porlaszthatók jobban, amelyeknek a felületi feszültsége kisebb. Ez az anyagjellemző a hőmérséklet növekedésével, ill. a felületi feszültséget csökkentő anyagok adagolásával csökkenthető. A cseppekre bontást a következő erőhatásokkal idézik elő:

- folyadéksugár ütközése,
- folyadéksugár súrlódása a környezetével,
- folyadéksugár belső örvénylése.

A folyadékporlasztó fejek működését tekintve három fő csoportba sorolhatók *(9.18. ábra)*:

- folyadéknyomásos porlasztók (pl. perdítőkamrás porlasztó),
- mechanikus forgótárcsás porlasztók,
- pneumatikus (légnyomásos) porlasztók (pl. megszívásos permetporlasztó, ill. belső keverésű préslégporlasztó) [13, 26].

9.4. Méretnövelés

Tömörítés

A kompaktálás vagy tömörítés műveletét a szakirodalom csoportosítja. Célszerűen két fő csoportot különböztetünk meg:

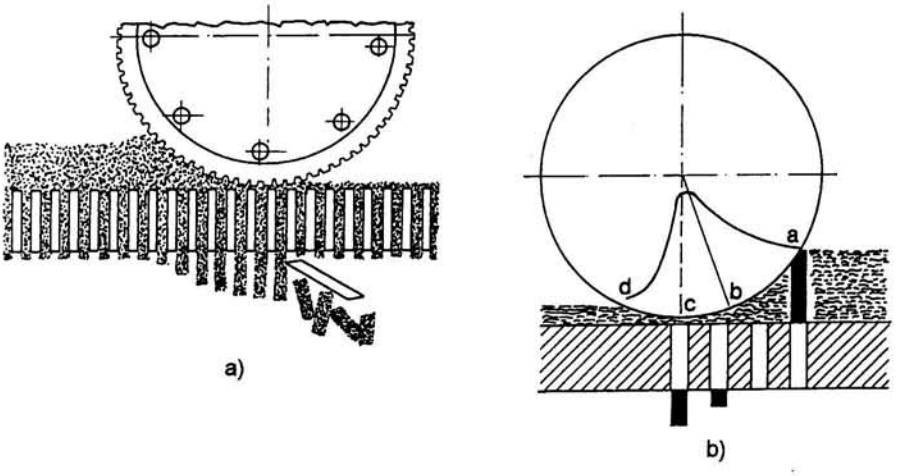
1. a felépítéses granulálást és
2. a sajtolásos tömörítést (présagglomerálás).

Az első eljárásnál, a felépítéses granulálásnál, nem a külső mechanikai erők (külső nyomás), hanem a részecskék egymás közötti tapadási tulajdonságai, a részecskék mozgatása, gördülése, valamint külső segédanyagok (nedvesség) és segédműveletek (szárítás) játszanak szerepet. A nyomást csak a részecskék önsúlya képviseli. A létrejövő termék gömbgranulátum (drazsé vagy granula vagy pellett).

A második eljárásnál a részecskék egymáshoz tapadását külső mechanikai erőkkel (külső nyomással, préseléssel) fokozzuk. A kezelendő (tömörítendő) anyagot a présszerszámok olyan erősen összenyomják (tömörítik), hogy az

kielégítő alaktartó szilárdsággal bír. A létrejövő termék neve brikett vagy tabletta (illetve itt is használatos a pellett és a granulátum név) [8, 45, 46].

A *sajtolásos tömörítés (présagglomerálás)* mibenlétét a síktárcsás matricával és körbenjáró görgőkkel ellátott készülék elvi működési vázlatával mutatjuk be *(9.19. ábra)*. A *9.19. ábrán* jól látszik, hogy a vízszintes síktárcsa mint matrica megfelelő, egyforma nyílásokkal van ellátva, és a sík tárcsán bizonyos vastagságban helyezkedik el a tömörítendő apró szemcsés anyag (pl. gabonamaghéj).



9.19. ábra. Sík matricás prés működése
a – működési vázlat, b – nyomáseloszlás a görgőnek a présnyílás fölötti elhaladása közben

A görgők a préscsatornanyílásba nyomják az anyagot, miközben körbejárva gördülnek és tömörítenek. Az így nyert rúdszerű, összepréselt anyagokat (dugókat) a matrica alatt elhelyezkedő, állítható kés egyforma hosszú darabokra vágja.

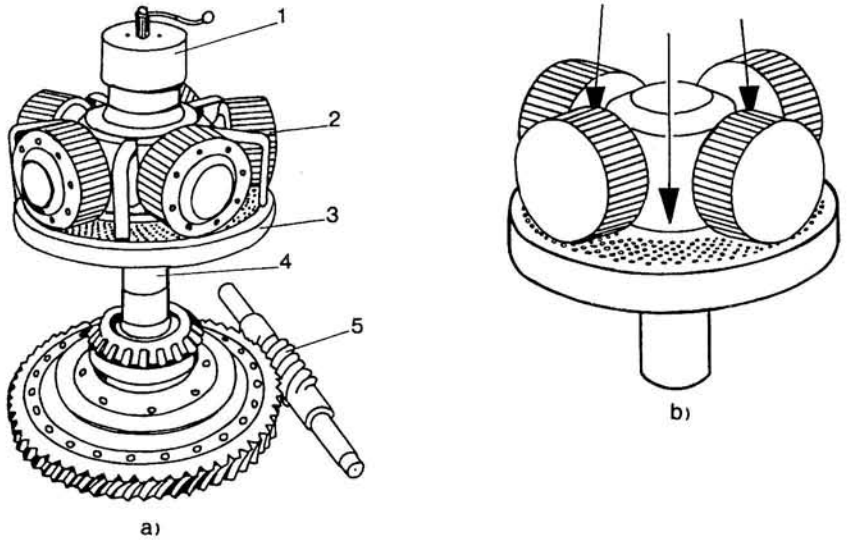
A *9.19. ábra* a görgőnek az átgördülés folyamán kialakított nyomó hatását is mutatja, amelyet a tömörítendő anyagra kifejt (az ábrán a), b), c), d) jelű görbe).

A matricatárcsa tetején a tárcsa és a görgő (koller) között marad egy vékonyabb előtömörített réteg. Ez arra is jó, hogy a fém ne a fémen járjon (közöttük marad egy köztes anyagréteg).

Minden présnyíláscsatorna többször is „dolgozik" egy másodperc alatt. Ez azt jelenti, hogy a működés „szakaszolt" (szakaszos), vagyis nem folytonos, mint pl. az extrudereknél. A pellettek ily módon való előállítását számos tényező befolyásolja, így elsősorban:

1. a préselendő anyag szemcsemérete (felaprítottsága),
2. a préselendő keverék összetétele,
3. a nedvesség,
4. esetleges kötőanyagok, segédanyagok,
5. a görgő mérete, a görgők száma,
6. a matricatárcsa átmérője, a nyílások száma,
7. a préscsatornanyílások hossza, átmérője, geometriai alakja.

A *9.20. ábra* a prést axonometrikusan mutatja, továbbá az ábrán a legegyszerűbb (felülről való) szabad anyaghozzávetést szemléltetjük.



9.20. ábra. Sík matricás prés
a – fő részek (ház nélkül): 1 – hidraulikus görgőfej állító, 2 – görgők, 3 – sík matrica, 4 – királytengely, 5 – csigakerék-hajtómű, b – a préselendő anyag beadagolása

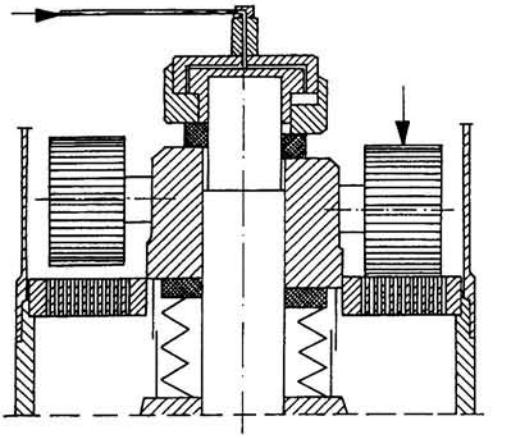
A *Kahl*-féle préseknél a legnagyobb matricaátmérő 1250 mm. E préseket nemcsak a különböző keveréktakarmányok gyártásánál, hanem a hulladéktömörítésnél és egyéb ágazatokban is használják. (Például kukoricacsutka, szalma, fűrészpor, fahulladék, papírhulladék esetén a szükséges tömörítési arány tizenöt az egyhez, vagyis egy tonna pellett előállítása mintegy 30 m^3 nyersanyagot igényel.)

A görgőfej a görgőtengellyel és a görgőkkel egy egységet képez. A görgők száma, szélessége, formája (henger vagy csonka kúp) és felületi kiképzése a termékhez kell, hogy igazodjék. A kis halmaztérfogat-sűrűségű anyagnál ke-

vesebb görgőt és így nagyobb befogadóteret alkalmaznak. A görgők kerületi sebessége mintegy 2,5 m/s, azaz viszonylag kicsi. A *9.21. ábrán* a hidraulikus görgőfejállítást szemléltetjük.

Ami a matricákat illeti, igen fontos a tárcsa vastagsága, tehát a présnyílás csatornák hossza. Túl hosszú csatornák eltömődéshez (blokkoláshoz) vezethetnek.

Az élelmiszeripar jellegzetes granulálási eljárása pl. a keveréktakarmány-gyártás, több tésztaféle előállítása, kockacukorrúd préselése és csokoládédrazsé készítése.



9.21. ábra. Hidraulikus görgőfejállítás bal oldali „nemdolgozó" állapotban, jobb oldali működés közben

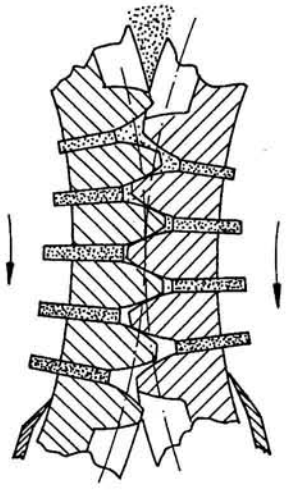
A granulálás során a kiinduló szilárd anyag részecskéi között kényszerkapcsolatot, kötést hozunk létre.

A kötési lehetőségek többfélék. Létrejöhetnek szilárd kötőhidak (termikus diffúzió, vegyi reakció, plasztikus deformáció, összeolvadás, kristályosodás folytán), lehetséges a granuláció a folyadék-kötőanyag hidak adhéziós és kohéziós ereje révén is, ha a folyadék nem mozoghat szabadon. A szemcsék között szabadon elmozduló folyadék is összetarthat egy folyadékot tartalmazó szemcsehalmazt a határfelületeken fellépő erők közvetítésével. Szemcsék között akár kötőanyag nélkül is működnek vonzóerők (molekuláris *van der Waals*-erők). Végül létrejöhet kötés a szemcsék alakjából kifolyólag is: bizonyos részecskék megfelelő helyzetben hajlamosak az összeakaszkodásra. Ezt a részecskék mozgatása, esetleg tömörítése révén még fokozhatjuk is.

A granulátumok jellemzői Villányi szerint [8]:

- szemcsenagyság, szemcseforma, szemcseeloszlás,
- szétesőképesség, szétesési hajlam (pl. kockacukornál mekkora az az időtartam, amely különböző folyadékban való részecskékre eséséhez szükséges),
- szilárdság (pl. anyagmozgatás, szállítás közben a granulátumok hány %-a törik),
- sűrűség, térfogattömeg.

A keveréktakarmányoknál (gabonaneműek) a kiinduló nyersanyaghalmaz térfogattömege 350...600 kg/m^3, a granulátumhalmaz térfogattömege 700...800 kg/m^3 és az egyedi granulátum (szemcse) sűrűsége 1000...1200 kg/m^3.



9.22. ábra. Fogaskerekes granuláló

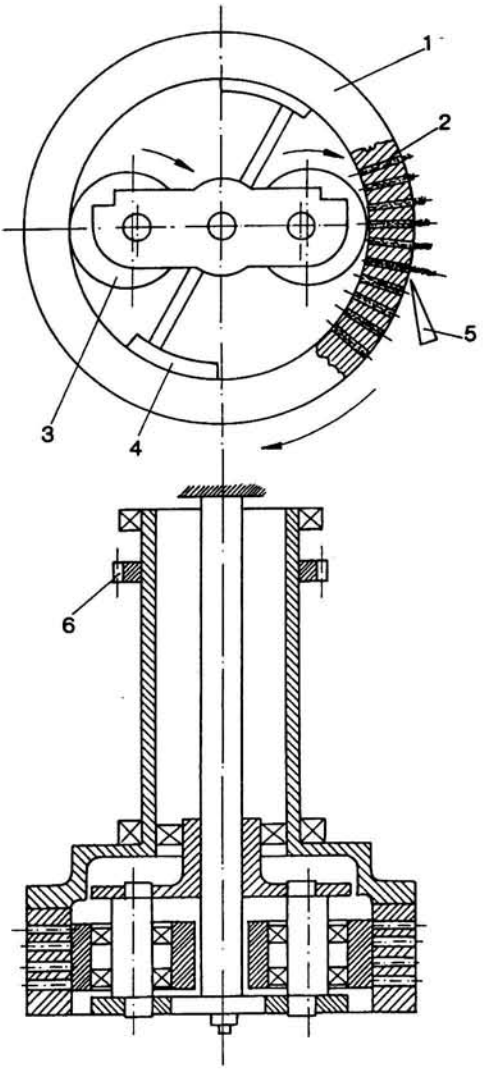
Jobban granulálható az az anyag, amely kisebb tömörítő erő (kisebb térfogatváltozás) mellett ugyanolyan vagy még nagyobb szilárdságú terméket ad.

Kisebb volumenű termelés és kisebb szilárdságú granulátum előállítására használják a *fogaskerekes granulálókat (9.22. ábra).* A gyűrűs matricás *görgős granulálót (9.23. ábra)* gyakran használják aránylag egyszerű szerkezete és viszonylag kis energiafelhasználása miatt. A gyűrű alakú matrica palástján radiális irányú furatok vannak elhelyezve. A matrica forog és a fellépő súrlódás hatására meghajtja a görgőket, amelyek a terelőlapátok által – a matrica belső palástján – szétterített anyagot a furatokon át kipréselik. Az átnyomott – most már szál alakú – anyagot egy állítható késszerkezet egyenlő hosszúságú hengerkékre darabolja. A gép jó működése szempontjából döntő befolyással bír a matrica nyílásainak kiképzése:

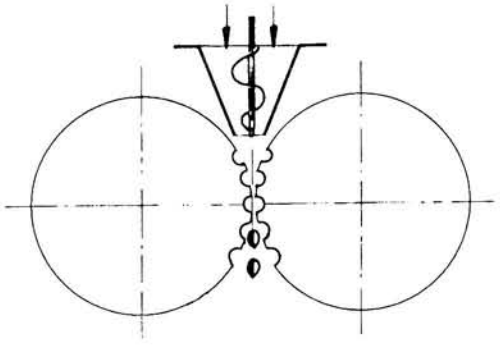
- biztosítani kell az anyag kedvező belépését a nyílásokba és az előtömörítést, amelyet a belépő-keresztmetszet tölcsérszerű kialakításával érünk el,
- a szükséges nyomás elérése végett a furatot az átmérőhöz viszonyítva kellő hosszúságúra kell méretezni,
- az anyagáram útját „simára" kell készíteni,
- kedvező kilépési viszonyok biztosítására a nyílások furatát bővítjük,
- végül az alakításhoz időre van szükség, amelyet az anyag reológiai tulajdonságai mellett a matrica geometriai jellemzői szabnak meg.

A kisajtolt szálak (rudak) levágása a kilépő oldalon adja meg a granulátum végleges alakját. A késszerkezettel szemben támasztott főbb követelmények a következők:

- a matrica külső felülete és a késél közötti távolság állítható legyen,
- a késél és a fúvókafurat-tengely által bezárt szög az optimális értékre beállítható legyen,
- a helyes késélkiképzés,
- a késtartó szerkezet állítható legyen a matrica kerülete mentén.



9.23. ábra. Görgős granuláló
1 – gyűrűs matrica, 2 – fúvóka, 3 – görgő, 4 – terelő, 5 – kés, 6 – meghajtás



9.24. ábra. Tojásbrikett-gyártó prés vázlata

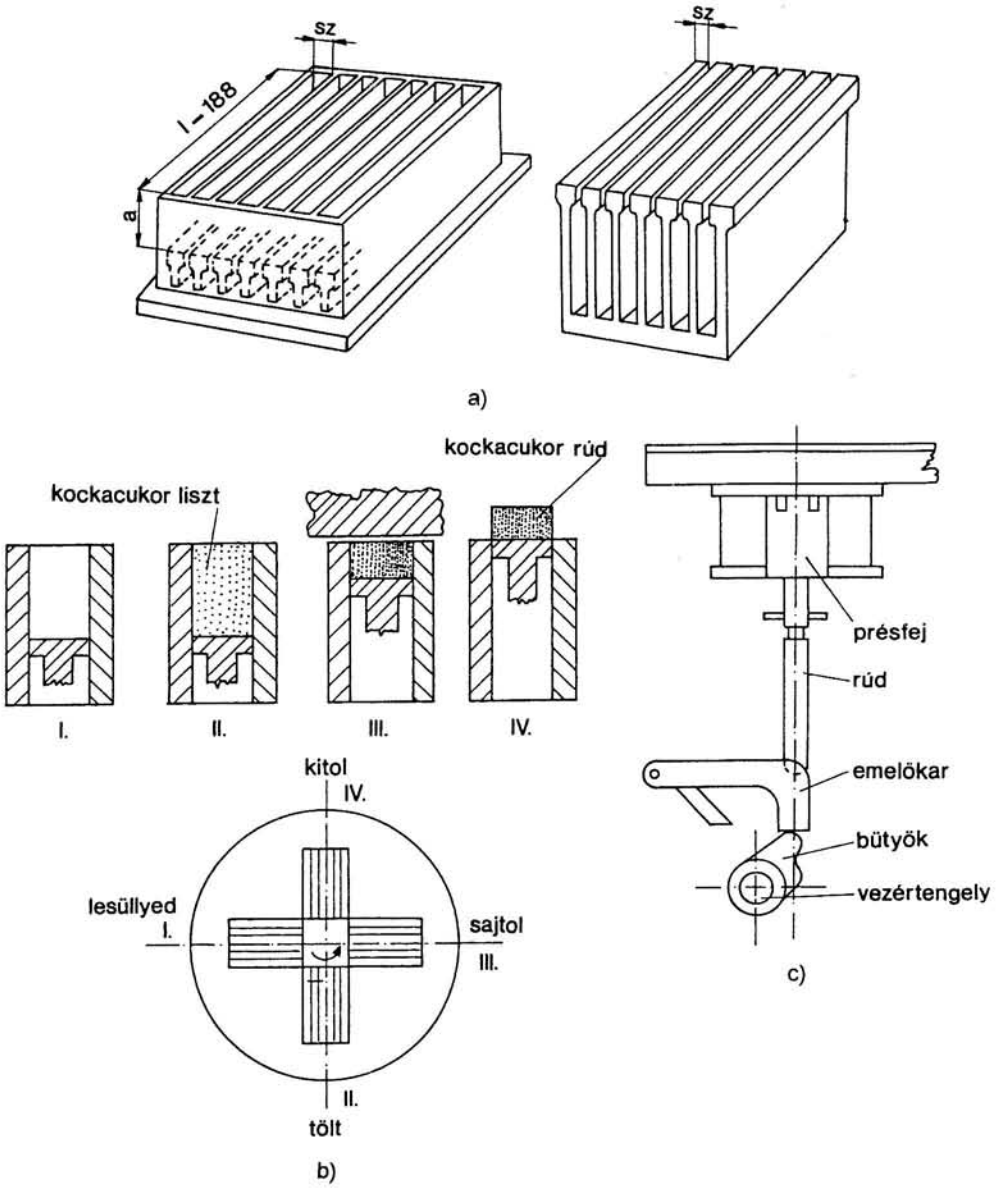
A *9.24. ábra* szén tojásbrikett-gyártó prés vázlatrajza.

A cukorgyártásban a *Pzillas*-rendszerű forgóasztalos prést használják *kockacukor rudak* préselésére.

A prés a kockalisztet 188 mm hosszú rudakra préseli. A forgóasztalban négy formanyílás van. Ezekbe kerülnek a présformák az alsó présdugattyú feletti présfejjel. *(9.25.a ábra)* A présformát a hosszabb oldalán párhuzamosan 3-4 mm vastag függőleges választólemezek 7-11 részre osztják, és ezek együttesen alkotják az ún. matricát. A matrica nyílásait függőleges irányban fel-le mozgatható présfej zárja le.

Üzem közben az asztal körbeforog, és minden negyed fordulatnál rövid ideig megáll. A préselés munkafolyamatát a *9.25.b. ábra* mutatja. Az I. helyzetben a présfej a legmélyebb helyzetben van és a présfej, valamint a válaszfalak által alkotott hasáb alakú nyílások a legnagyobbak. Ez a töltést előkészítő helyzet. A II. helyzetben a présfej helyzete változatlan marad, ugyanakkor felülről az adagoló tölcséren keresztül a matrica nyílásai megtelnek kockaliszttel. Az adagoló tölcsérbe a garatból kerül a kockaliszt. A garatban három, tüskékkel ellátott henger adagolja a kockalisztet a tölcsérbe. A III. helyzetben újabb negyed fordulat után az asztal lapjával párhuzamos préslap felülről bezárja a matrica nyílásait, és a présfej felemelkedik. A kockalisztet az ütközőlemezhez nyomja és összepréseli. Így alakul ki a kockarúd. A IV. helyzetben a présfej annyira felemelkedik, hogy felső síkja az asztal lapjával egy síkba kerül, és ezzel a matricából kinyomja a kész kockarudat. Ezután egy mozgókaros készülék a rudakat letolja az asztallapról az előre odakészített fa- vagy fémlemez tálcára. Azután az asztal továbbfordul és újra kezdődik a ciklus.

A kockaprés asztala percenként 5-6 fordulatot tesz és így 20...24 alkalommal ad ki 7 · 0,12 kg súlyú kockarudat. Percenként tehát egy gép 140...168 db rudat termel, azaz 16,8...20,16 kg-ot *(9.25.c. ábra)*.

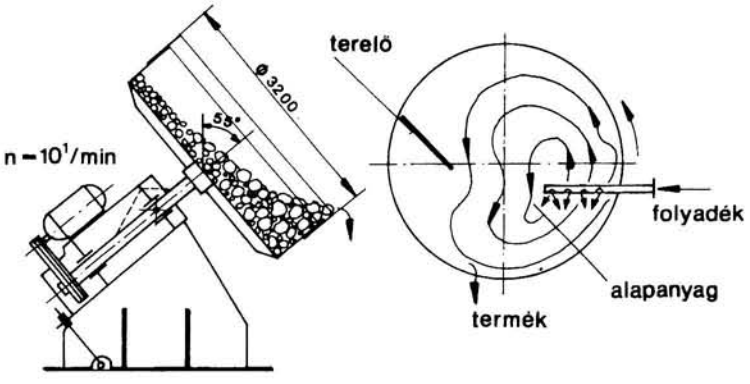


9.25. ábra. Pzillas-rendszerű forgóasztalos kockacukor rúd prés
a – présforma és présfej, b – a préselés négy helyzete, c – a kitolást végző elemek

Felépítéses granulálás

Az ún. felépítéses granulálás két lehetséges módozatát ismertetjük. Az egyik a pellettezés vagy drazsírozás, amely forgótányéros eljárás, a másik a fluidizációs agglomerálás.

A forgótányéros granulálót *(9.26. ábra)* szárazon és nedvesen lehet járatni.



9.26. ábra. Forgótányéros granuláló

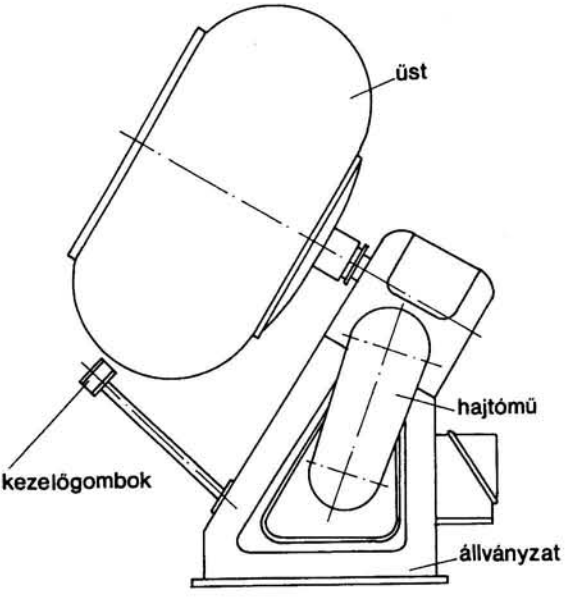
A finomszemcsés anyag görgetése során rögökké, golyókká tapad össze. Koromfestékek szárazon állnak göbökké. Műtrágyák granulálásánál nyirkosan (mintegy 10...20% nedvességgel) jobb eredmény érhető el. A szemcsék között jelentkező kapilláris erők miatt szilárdabb rögök készíthetők nyirkosan. A ferdén (pl. 55° alatt) elhelyezett forgó tányérra a finomszemcsés anyagot folytonos áramban táplálják és permetezik. A nedvesített részecskék a dőlésszögtől, a fordulatszámtól és a súrlódástól függő magasságig felemelkednek, majd a tányérra (a tányér aljára) gördülnek. Eközben a tányéron a részecskék növekednek, közel gömb alakot vesznek fel és a rög belsejében a szemcsék tömörítve rendeződnek. A növekvő szemcsék minden fordulatnál a tányér széle felé sodródnak, majd túlömléssel kihullanak. A tányérátmérő 2...5 m, a dőlésszög változtatható. A tányérról lekerülő friss rögök beporzással vagy szárítással utókezelhetők.

Az édesiparban és a gyógyszeriparban használt drazsírozó gépek *(9.27. ábra)* közel hasonló felépítésűek. A drazséüst gömbölyded keresztmetszetű. A drazségépek üstje buktatható, így előnyös az ürítés és a dőlésszögváltozás lehetősége. Az üstben forgatott korpusz többirányú mozgása egyenletes rétegfelrakást tesz lehetővé. Az édesiparban cél előre elkészített korpuszok, pörkölt magvak burkolattal való bevonása, fényesítése. Az üst anyaga gyakran vörösréz. A réteg felhordása lehet meleg és hideg eljárásos. Meleg eljárásnál az üst-

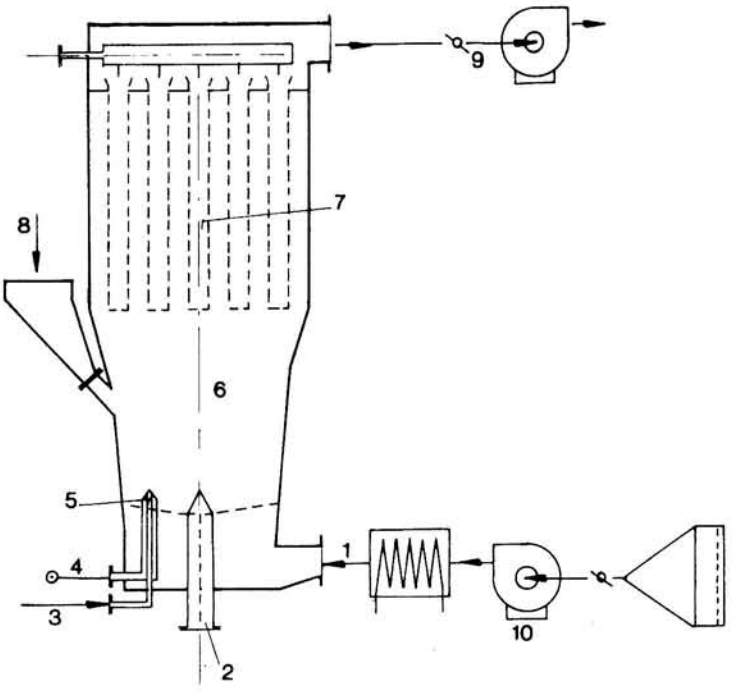
be helyezett korpuszra vékony sugárban cukoroldatot folyatunk vagy porlasztunk. Rétegfelhordásnál meleg levegőt fúvatunk be. A fényezés másik üstben történik. Hideg eljárásnál a felületet keményítő-szörpös cukoroldattal megnedvesítjük és a burkot cukorpor szétszórásával képezzük ki. A drazséüst fordulatszáma és dőlésszöge szabályozható.

A fluidizáció mint áramlástani módszer sok műveletnél így az agglomerációnál is hasznos segédeszköz. Azonos vagy közel azonos szemcsék csőben, edényben a légáram megfelelő sebességének helyes megválasztásával fellazíthatók, lebegésben, bolyongásban tarthatók. Ennél nagyobb sebességek esetén az apróbb szemcséket (port) már magával ragadja a légáram, sőt a sebesség fokozásával pneumatikusan szállítja a szemcsehalmazt.

A Schugi cég fluidizációs agglomeráló berendezését a *9.28. ábrán* mutatjuk be. Jellegzetessége, hogy a fluid állapotot mechanikus keverő nélkül valósítja meg, továbbá hogy a fluidizációs légáramon kívül a perforált alsó lemezen több (pl. 4...6) kettősközeges (préslevegős) fúvókát is alkalmaz. A fluidizációs kamrában tehát a kis- és nagynyomású levegő kombinációja érvényesül. A fluidizációs kamrához csatlakozó felső (expanziós) térrészbe zsákszűrős tömlőket építenek.



9.27. ábra. Drazsírozó gép



9.28. ábra. Fluidizációs agglomeráló berendezés
1 – fluidizáló levegő, 2 – granulátumkivezetés, 3 – folyadékbevezetés, 4 – levegő hozzávezetése, 5 – kettős fúvóka, 6 – fluidizáló kamra, 7 – tömlős szűrő, 8 – beadagolás, 9 – szívó ventilátor, 10 – nyomó ventilátor

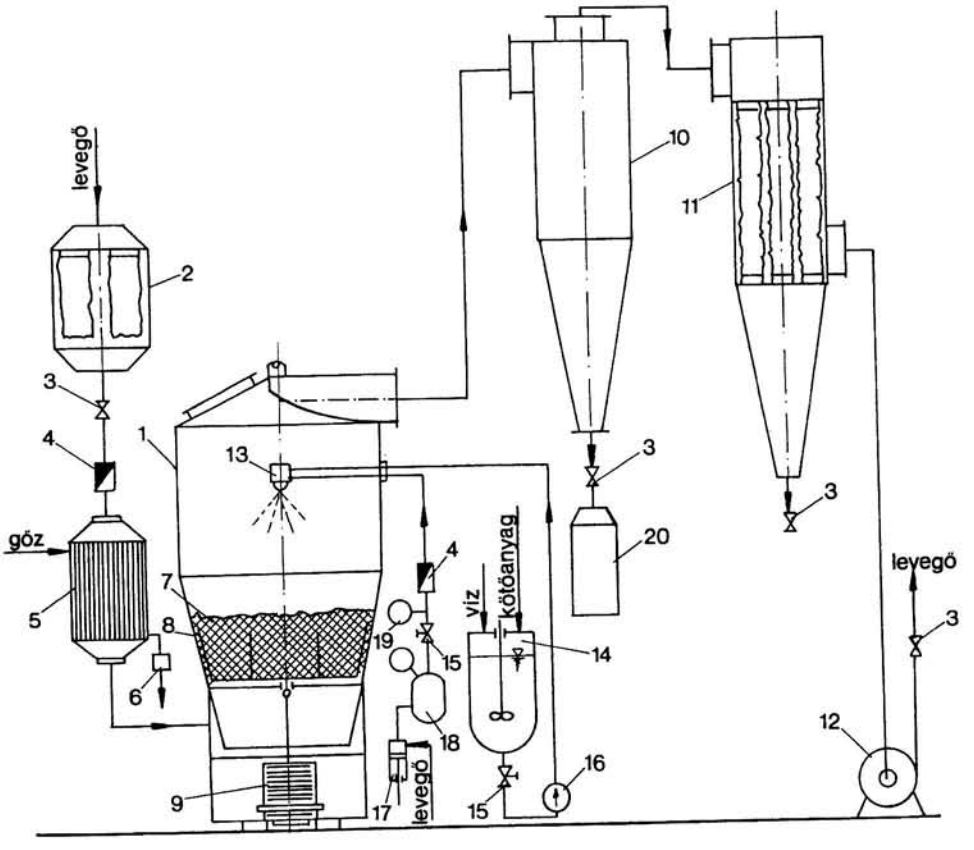
A fluidizációra kevésbé hajlamos szemcsés anyagok esetén keverőmű beépítésével lehet valamelyest segíteni. Ilyen keverős fluidizációs agglomerálóknak számos válfaja terjedt el, többek között az élelmiszeriparban is *(9.29. ábra)*.

9.5. Osztályozás és fajtázás

Az osztályozás és fajtázás szilárd szemcsehalmazok mechanikai szétválasztó művelete.

Aprított halmazok szinte kivétel nélkül osztályozásra kerülnek.

A legegyszerűbb és leggyakoribb osztályozás a nagyság, méret (szemcsenagyság) szerinti rostálás vagy szitálás.



9.29. ábra. Keverős fluidizációs porlasztásos granuláló berendezés
1 – fluidizációs készüléktest, 2 – légszűrő, 3 – szelep, 4 – áramlásmérő, 5 – hőcserélő, 6 – kondenzedény, 8 – mechanikus keverő, 9 – hajtómű, 10 – ciklon, 11 – tömlős szűrő, 12 – ventilátor, 13 – porlasztó, 14 – folyadéktartály, 15 – szelep, 16 – szivattyú, 17 – kompresszor, 18 – légtartály, 19 – nyomásmérő, 20 – portartály

A fajtázás különböző fajtájú anyagok vagy anyaghalmazok szétválasztása. Ennek egyszerű módja a kézi válogatás.

A fajtázásnál az anyaghalmazok egyes darabjainak eltérő fizikai tulajdonságait messzemenően felhasználhatjuk. Ilyenek: a mágnesezhetőség, a színárnyalat, a rugalmasság, a súrlódás, a felületi nedvesíthetőség, az alakbeli eltérés.

Sziták és rosták

Perforált lemezeket és megfelelő szitanyílású keretbe foglalt szöveteket a szitagépekbe és a rostaszerkezetekbe építve nagyság szerinti szemcseosztályzást végezhetünk [7, 8, 13, 37, 38].

A rostalemezek nyílásai kör, négyzet vagy téglalap alakúak.

A sziták lehetnek fémhuzalból (acél, foszforbronz) vagy selyem-, ill. műanyag szálból szőttek.

Ha a lyukvastagság l és a huzal(szál)vastagság d, akkor a fonalosztástávolság t. A nettó lyukfelület: l^2, a bruttó felület:

$$(l+d)^2.$$

A hasznos szitafelület aránya:

$$f_h = \frac{l^2}{(l+d)^2} = \left(\frac{l}{l+d}\right)^2 = \left(\frac{l}{t}\right)^2.$$

A durvább és finomabb sziták szabványosítottak. Például lisztek szitálására használt selyemsziták néhány adata (lisztselyem XX minőség):

szita „jelzőszám"	szitanyílás (μm)	szálvastagság (μm)
5	265	120
10	125	105
15	75	95

Az ún. daraselymek használata hazánkból indult ki, ezeket malmi daratisztítóknál alkalmazzák. A lisztselyemhez hasonlóak, de lyukméretük nagyobb: 230...1350 μm.

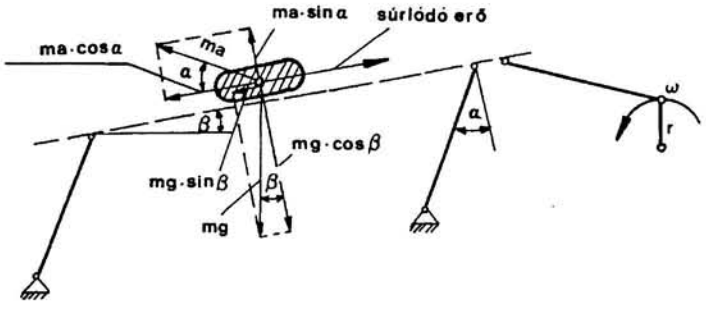
Rázórosták és rázósziták

A rázórosták és rázósziták alternáló mozgást végző gépek *(9.30. ábra)*.

Viszonylag kis r sugarú és ω szögsebességű forgattyúkar az l hosszúságú hajtórúddal mozgatja a szitát. Az r/l arány mintegy 1:40...1:100.

A szitán lévő anyag modellje legyen egy, a szitanyílásnál nagyobb szemcse.

Jelölések: m = a szemcse tömege [kg],
g = földi gyorsulás [m/s^2],
β = a szita lejtésének szöge,



9.30. ábra. Rázószita működési vázlata

μ = nyugvó súrlódási együttható,
α = a tartórudaknak a szita merőlegesével alkotott szöge,
a = gyorsulás (a rendszer gyorsulása) [m/s^2],
r = a forgattyúkar sugara (excentricitás) [m],
n = a forgattyú percenkénti fordulatszáma.

A szemcse a szitával együtt mozog egy bizonyos határig. Hanyagoljuk el a mozgás ívének görbületét és tételezzük fel az egyenes mozgást!

A szemcsére mg súlyerő és ma inerciaerő hat. Az erőket a szitával párhuzamos és merőleges komponensekre bontjuk. Az egyensúly feltétele, hogy a párhuzamos erők eredője egyenlő legyen a súrlódó erővel:

$$mg\sin\beta + ma\cos\alpha = \mu\left(mg\cos\beta + ma\sin\alpha\right).$$

Innen:

$$a = \frac{g\left(\mu\cos\beta - \sin\alpha\right)}{\cos\alpha + \mu\sin\alpha}.$$

Az egyensúly nyilván a gyorsulás maximális értékénél „borul fel". Ez forgatytyús hajtóműveknél (ha $l/r > 20$)

$$a_{\max} = r\omega^2,$$

$$r\omega^2 = \frac{g\left(\mu\cos\beta - \sin\beta\right)}{\cos\alpha + \mu\sin\alpha},$$

továbbá

$$\omega = \frac{n\pi}{30} \text{ és } \omega^2 = \frac{n^2\pi^2}{30^2},$$

továbbá

$$\pi^2 \cong g$$

(közelítő véletlen egyezés) egyenleteket figyelembe véve a minimális fordulatszám

$$n_{\min} = 30\sqrt{\frac{\mu\cos\beta - \sin\beta}{r(\cos\alpha + \mu\sin\alpha)}}.$$

Ilyenkor már van elcsúszás (relatív elmozdulás) a szita és az anyagszemcse között. E képlet a minimális fordulatszámot adja meg. Ha a szita vízszintes, akkor $\beta = 0$, a képlet egyszerűbbé válik. Ha a tartórudak függőlegesek, $(\alpha = \beta)$, a képlet:

$$n_{\min} = 30\sqrt{\frac{\operatorname{tg}(\rho - \alpha)}{r}},$$

itt a ρ a súrlódási szög, azaz

$$\operatorname{tg}\rho = \mu.$$

A *maximális fordulatszám* is kiszámítható.

A fordulatszám növelésével elérhetjük, hogy a gyorsan mozgó szita olyan *nagy* kezdősebességet ad a szemcséknek, hogy azok eltávolodnak a szitafelülettől. Az elválás feltétele

$$ma\sin\alpha \geq mg\cos\beta,$$

vagyis

$$a \geq \frac{g\cos\beta}{\sin\alpha},$$

és így

$$n_{max} = 30\sqrt{\frac{\cos\beta}{r \cdot \sin\alpha}}.$$

Ha a szita vízszintes $(\beta = 0)$, tehát

$$n_{max} = \frac{30}{\sqrt{r \cdot \sin\alpha}}.$$

Ha a tartórudak függőlegesek $(\alpha = \beta)$, úgy

$$n_{max} = \frac{30}{\sqrt{r \cdot \mathrm{tg}\alpha}}.$$

Alternáló mozgású rázószita meghajtó tengelyének n fordulatszáma tehát

$$n_{max} > n > n_{min}$$

feltétellel működjék.

A malomszakértők szerint a legkedvezőbb fordulatszám

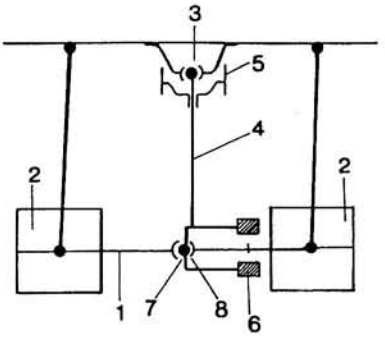
$$n = (0{,}6...0{,}8) \cdot n_{max}.$$

A rázórosták teljesítőképességét gyakorlatilag az alkalmazható szemcsevastagság és a szitálandó anyag közepes haladási sebessége szabja meg.

Síkszinák

Az első síkszitát HAGGENMACHER KÁROLY, kiváló magyar malomszakértő szerkesztette 1887-ben. Ez még ún. alsó, forgattyús hajtású „bakos" szita volt. A mai síkszinák ún. szabadon lengő (keringő) szinák [7, 37].

A szabadon lengő, felfüggesztett, szálvasas ingás szerkezet fejlettebb megoldás. Ilyet mutat vázlatosan a *9.31. ábra*.



9.31. ábra. Síkszita
1 – főkeret, 2 – szitaszekrények, 3 – felső (gömbcsuklós) csapágy, 4 – szálvas, 5 – szíjtárcsa, 6 – ellensúly, 7 – szitacsap, 8 – alsó (gömbcsuklós) csapágy

A sziták két nagy, szimmetrikus szekrényben foglalnak helyet. A négy pontosan felfüggesztett főkeret egyetlen ingarendszert alkot. Ez úgy kíván „beállni", hogy súlypontja a legmélyebb helyzetbe kerüljön. A rendszer lényeges része a szálvas. Ez egy meghajtott lengőtengely.

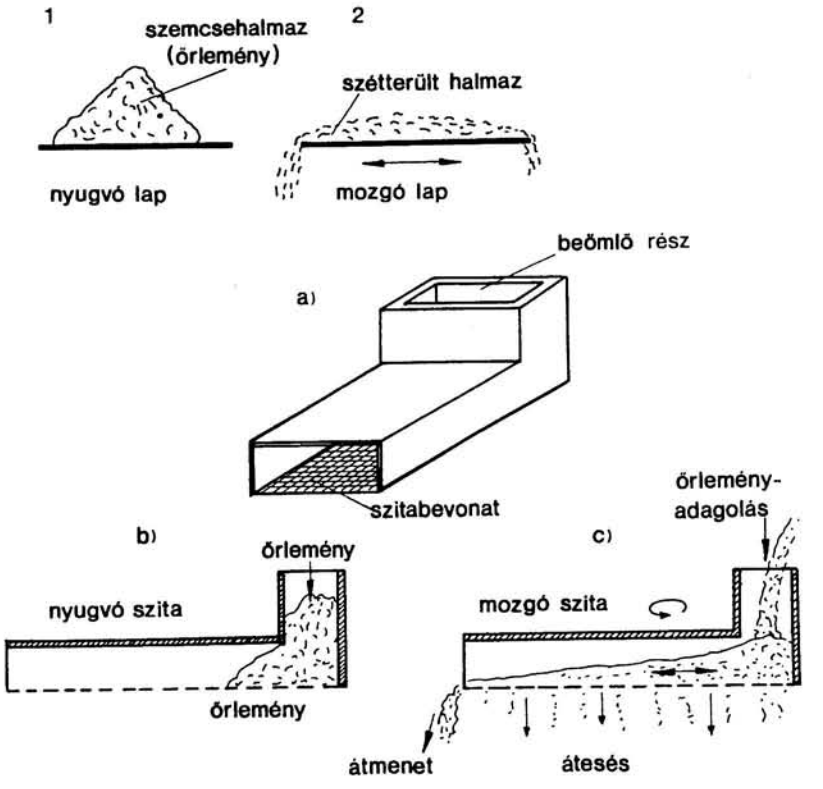
Amíg a forgattyús síkszita pályájának méretét a forgattyúkar határozza meg és a szita kényszermozgást végez, a szabadon lengő síkszitáknál a pálya a szitatest és az ellensúly kölcsönhatására jön létre.

A síkszita minden szitakeretének minden pontja kört ír le. (Ezért nevezik keringőszitának). A szálvas és a szitacsap párhuzamos és r távolságra van egymástól. Ez az r a szita körmozgásának sugara.

A szerkezeti kialakításnál szükséges, hogy a szita és az ellensúlyok súlypontja, valamint a főcsapágy egyazon vízszintes síkba essék.

A korszerű gabonamalmok terelőlapát nélküli síkszitákat használnak.

Nyugvó lapon a szemcsehalmaz rézsűszögének megfelelően kúpszerű alakzatot vesz fel. Ha a lapot mozgásba hozzuk az alakzat megbomlik és a halmaz szétterül. A *9.32. ábra* a terelőlapát nélküli síkszita működési elvének vázlata. A szita lyukain a kisebb szemcsék átesnek *(átesés)*, a továbbhaladó át nem esett részt *átmenet*nek nevezik.

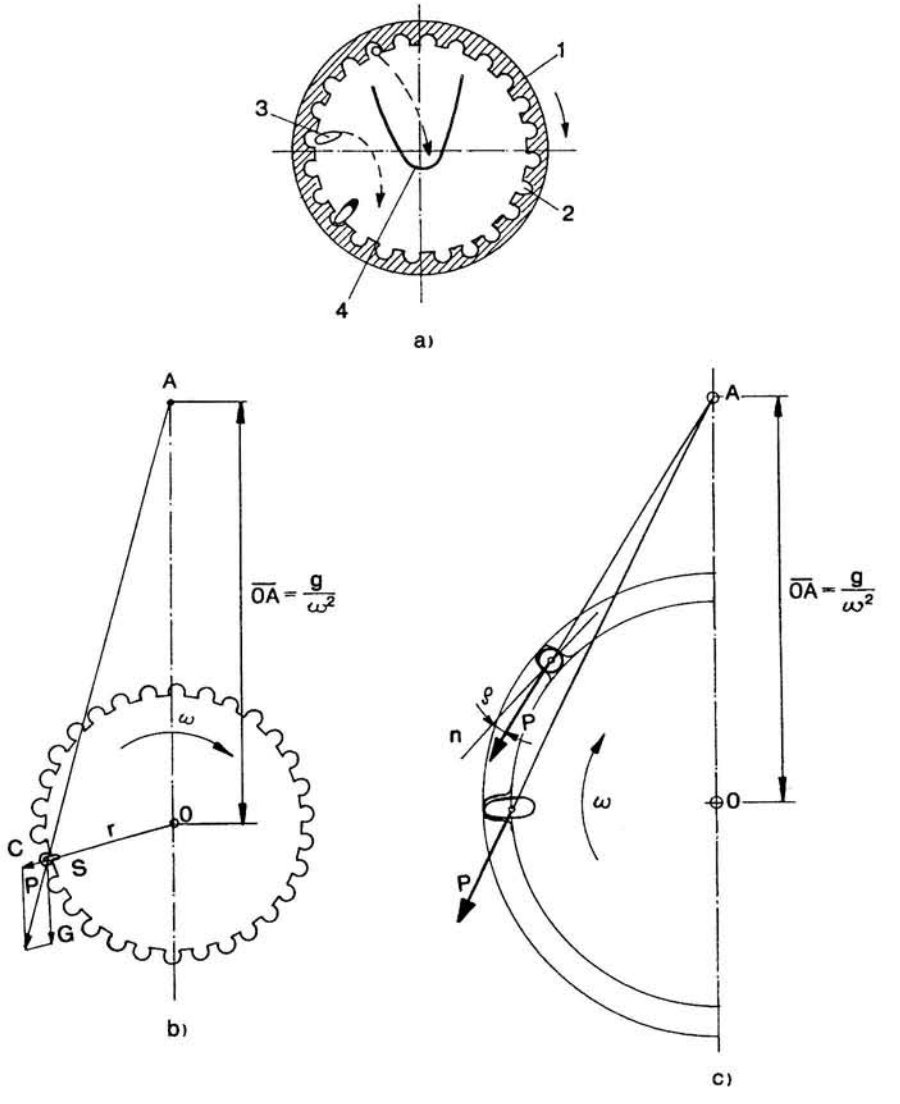


9.32. ábra. Lapát nélküli síkszita működési elve
1 – nyugvó lap, 2 – mozgó lap, a – axonometrikus vázlat, b – nyugvó szita, c – mozgó szita

Triőrök

Alak szerinti és súrlódás szerinti szétválasztás azaz *fajtázás* különböző triőrök segítségével lehetséges [3, 37].

Ép gabonaszemek hosszúkás formájúak, a tört gabonaszemek és a gyommagvak (konkoly) viszont gömbölydedek. A hengeres triőr működési elvét a *9.33.a. ábra* szemlélteti.



9.33. ábra. Hengeres triőr
a – működési vázlat: 1 – henger, 2 – „sejt", 3 – hosszúkás szem, 4 – vályú, b – kinetikus vázlat, c – szerkezeti vázlat

Hengeres triőr

Egy forgó henger (1) belsejében akkora sejtek (2) vannak, hogy a hosszúkás szemek (3) kb. félig beülhetnek. Az osztályozandó szemcsehalmaz a henger aljában helyezkedik el. A henger viszonylag lassan forog úgy, hogy a

centrifugális erő nem nagy. Könnyen belátható, hogy a hosszúkás szemek hamarabb fognak az üregekből kiesni, mint a gömbölydedek. Ez utóbbiakat a vályúban (4) gyűjtik.

A kinetikai összefüggések a *9.33.b ábra* alapján vizsgálhatók. A forgó henger sejtjében lévő *S* szemcsére a *C* centrifugális erő és a *G* súlyerő hat, eredőjük *P* erő. A *P* erő hatásvonala a henger *O* középpontjában áthaladó függőlegest az *A* pontban metszi. A háromszögek hasonlósága alapján:

$$\frac{\overline{OA}}{r} = \frac{G}{C} = \frac{mg}{mr\omega^2},$$

ahol m = a szemcsetömeg [kg],
g = a gravitációs gyorsulás [m/s^2],
r = a henger sugara [m],
ω = a henger szögsebessége [1/s].

Ebből

$$\overline{OA} = \frac{g}{\omega^2} \text{ vagy } \omega = \sqrt{\frac{g}{\overline{OA}}}.$$

Az *A* pont helyzete az előbbi bizonyítás alapján csak a henger szögsebességétől (fordulatszámától) függ. Továbbá a háromszögek hasonlósága alapján:

$$\frac{P}{\overline{AS}} = \frac{C}{r},$$

ahol $\frac{C}{r}$ = konstans érték = k,

$$P = k \cdot \overline{AS}.$$

A hengerrel együtt forgó szemcse olyan erőtérben mozog, amelyben az erő irányát a szemcsét és az *A* pontot összekötő egyenes határozza meg, az erő nagysága pedig arányos a szemcse és az *A* pont közötti távolsággal.

A fenti összefüggések alapján grafikusan könnyen megállapítható, hogy milyen fordulatszámmal kell a hengert járatni, hogy a gömbölyű szemcsék az általunk kívánt helyen hagyják el a sejtet. A *9.33.c. ábrán* bemutatott szerkesztés a szemcse súrlódását is figyelembe veszi. A gömbölyű szemcsék ott

hagyják el a sejtet, ahol a P erő iránya a sejtfal n normálisával ρ súrlódási szöget zár be. Megállapítható a hosszúkás szemek kiesésének helye is: ez ott lesz, ahol a P erő hatásvonala a sejt élét metszi. Szerkesztéssel meghatározható az A pont helyzete, és így kiszámítható a szükséges fordulatszám. A fordulatszám, illetve a kerületi sebesség ismeretében megállapítható a sejtekből kieső szemek röppályája is. A szokásos fordulatszám 30...45 ford./perc, a nagyobb értékek kisebb átmérőkhöz tartoznak.

A sejtek mérete a szétválasztandó anyagtól függ, búzánál ∅ 5...5,25 mm célszerű.

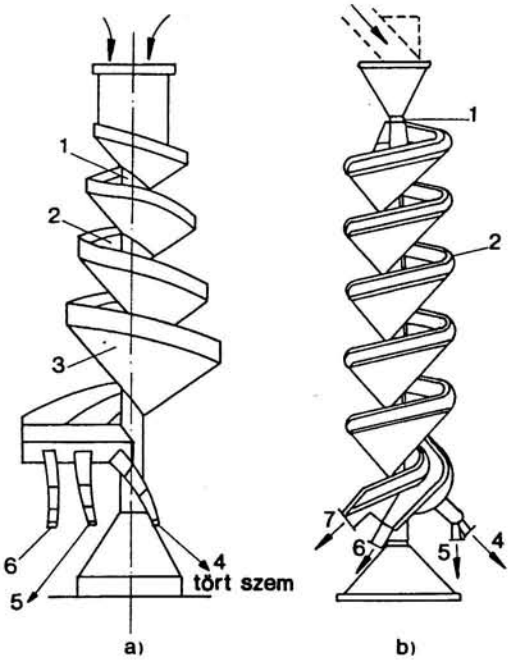
A triőrök teljesítőképessége a sejtekkel ellátott henger felületével arányos. A szokványos triőröknél 600 kg/m^2 fajlagos teljesítménynél még jó osztályozás várható.

Csigatriőr

A szögletes, tört gabonaszemek gördülő ellenállása *(súrlódása)* nagyobb, mint a gömbölyded gyommagvaké. A hengeres triőrök – mint láttuk – a gyommagvakat és tört szemeket együtt választják ki. A további szétválasztás csigatriőrrel végezhető.

A *csigatriőr* működési elvét a *9.34. ábra* vázlata szemlélteti. Egy hengerhez (1) csavarfelületet (2) erősítünk. Az így kialakult vályúba engedik az osztályozandó szemeket. A csavarfelület lejtése a henger közelében a legnagyobb, itt a szemcsék felgyorsulnak. A spirális pálya következtében ható centrifugális erő a szemcséket a hengertől távolabbi pályára sodorja. A külső részen kisebb a csavarfelület lejtése, a szemcsék lelassulnak, amikor a szemcse a csavarfelület tengelyétől állandó távolságban csúszik le. A kisebb súrlódási tényezőjű szemcsék gyorsabban haladnak, így a középponttól távolabbi pályákra kerülnek. Megjegyezzük, hogy a súrlódási tényezők nem annyira a szemcsék anyaga, hanem alakjuk miatt különböznek. A tört gabonaszemek szögletesebbek, inkább csúsznak, mint gördülnek. A gyommagvak gömbölydedek, és inkább gördülnek, mint csúsznak. Ezért szokták a csigatriőrt az alak szerint osztályozó (fajtázó) gépek közé sorolni.

A belső csavarfelületeket úgy készítik, hogy a nagyobb súrlódási tényezőjű tört szemek rajtuk maradjanak, de a gördülékeny gyommagvakat a centrifugális erő kiröpítse a belső csavarfelületekről. Ez utóbbi szemek a nagyobb átmérőjű csavarfelületre esnek, és ezen súrlódási tényezőjüktől függően távolabbi vagy közelebbi pályán haladnak tovább. A csigatriőrből külön vezetik ki a belső és külső csavarfelületek termékét, ez utóbbit rendszerint két részben (4, 5, 6, 7) csöveken.



9.34. ábra. Csigatriőr
1 – henger, 2 – belső csavarfelület, 3 – külső csavarfelület, 4, 5, 6, 7 – csövek

A csigatriőrre lehetőleg pormentes anyagot kell vezetni, mert különben a por a csigavályúk belső részében leülepedik, összetapad és gátolja a triőr működését.

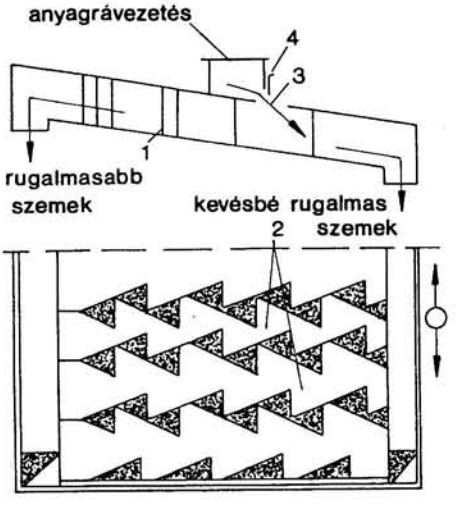
A csigatriőrök átmérője 450...500 mm, magassága 2...2,5 m.

Teljesítőképességük 80...120 kg/h.

Paddy-asztal

Vannak esetek, amikor egy szemcsehalmazt nagyság, lebegési sebesség, alak vagy súrlódási tényező szerint nem tudtunk már szétválasztani. Ekkor további lehetőséget ad az ütközési tényezők különbsége alapján való osztályozás. Hántolt és hántolatlan rizs szétválasztására használatos gép a *Paddy-asztal* (válogató asztal). Munkafelületét a *9.35. ábrán* mutatjuk be. A lejtős „asztalon" (1) különleges alakú csatornák (2) vannak (az ábrán felülnézetben az asztalnak csak egy része látható). Az asztal a nyíl irányában ide-oda mozog. Az osztályozandó anyag a résen (3) esik a csatornákba; minden csatornánál egy kis tolóká-

val (4) szabályozható a lehulló anyag mennyisége. Az asztal mozgása következtében a szemcsék a csatorna oldalaihoz ütköznek. A csatornák alakja, az asztal mozgásának amplitúdója és sebessége úgy van összehangolva, hogy a *rugalmasabb* szemek nagyobb valószínűséggel ütközzenek a felfelé terelő csatornaoldalfalaknak, mint a rugalmatlanok [7, 37].



9.35. ábra. Paddy-asztal
1 – asztal, 2 – csatorna, 3 – rés, 4 – tolóka

A szemek pályáját a súrlódási tényező is befolyásolja: a kisebb súrlódási tényezőjű szemcsék a munkaasztal lejtőjén jobban csúsznak lefelé.

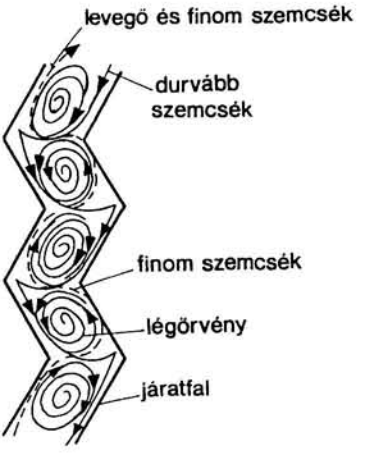
Szélfajtázás, szélosztályozás

A szélfajtázók vagy szélosztályozók szilárd szemcsés anyaghalmazok fajtázására vagy osztályozására használt légáramkészülékek. Elnevezésük is mutatja, hogy a kiinduló anyaghalmaz milyensége a döntő. Vagyis, hogy (közel) hasonló anyagokat kell két (esetleg három) szemcseosztályra szétválasztani vagy különböző anyagok szétválasztásáról, szeparálásáról, tisztításáról van szó. A szélszekrény elnevezés is használatos. Nagyon sok típusuk van. A szokásos típus azon az elven alapszik, hogy a durvább (nagyobb, súlyosabb) szemek a légáram irányváltozását kevésbé tudják követni, mint a finomabb szemek, illetve azonos irányváltozáskor nagyobb röperő hat rájuk, mint a finomabb szemekre.

A szélfajtázás három alapvető módszere a lebegtetés, a (terelőlapátos) irányeltérítés és a tágulókamrák alkalmazása. A lebegtetés csak egy meghatározott méretű, alakú és sűrűségű szemcsére érvényes, az ennél durvábbakat a függőleges légáram nem tudja fenntartani, azok leesnek, az ennél finomabbakat viszont a légáram magával ragadja [33].

Az irányeltérítésnél a nehéz szemcsék a terelőlapra ütközve vesztenek sebességükből, és nem tudnak újra felgyorsulni, míg a könnyebb szemcsék továbbhaladnak a levegővel. A hirtelen megnövelt térfogatú tágulókamrában a légsebesség csökken, és így a durvább szemcséket nem képes magával vinni.

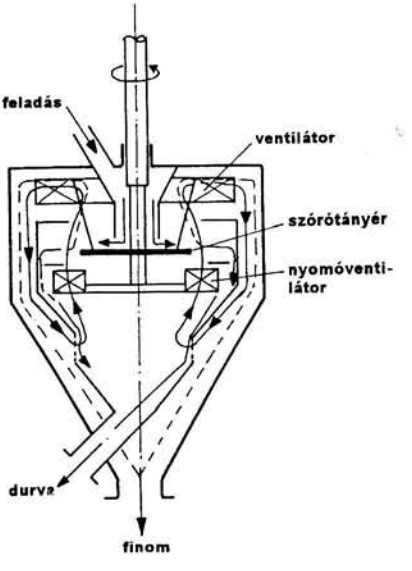
A *9.36. ábra* a cikcakk (zegzug) szélosztályozó vázlatrajza.



9.36. ábra. Cikkcakk osztályzó

A csatornák zegzugos függőleges elhelyezése következtében légörvények keletkeznek, amelyek a finom szemcséket magukkal ragadják és azok a levegővel együtt felfelé távoznak. A durvább szemcsék kicsapódnak, a légörvények szélére, a felső falához csapódnak, és az irányváltozások miatt is lefelé mozognak.

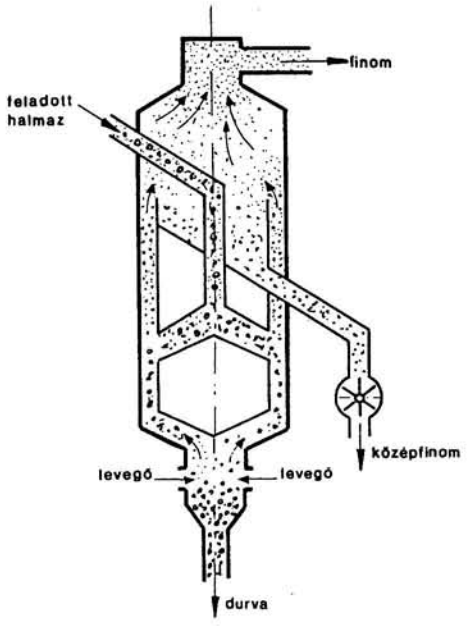
Egy szokásos forgótányéros szélosztályozót a *9.37. ábra* mutat.



9.37. ábra. Forgótányéros szélosztályozó

A szeparálóventilátor közös tengelyről kapja a meghajtást a forgó szórótányérral. A hengeres felső kamrában felül helyezkedik el az adagolótölcsér.

A szórótányér alatt van a légáramkeltő nyomóventilátor. A légáram útját folytonos vonal jelzi, irányát a nyílirány mutatja. A kívülről befelé haladó levegőt redőnyzeten (zsaluzián) át szívják be a nyomóventilátor lapátjai. A zsaluzián átlépő légáram nem képes felkapni és magával vinni a durvább szemeket, azok egy belső kúpon leesnek és a kivezető csonkon át kicsúsznak. A zsaluzián át felfelé haladó légáram a ventilátoron át a finomabb részeket a külső gyűrűs térbe viszi, és azok a külső alsó kúpon át távoznak. A szélfajtázást és



9.38. ábra. MIAG gabonaipari légszér

szélosztályozást szitákkal, illetve rostákkal is kombinálják. E készülékek csoportjába tartoznak a gabonaipari tarárok és daratisztítók.

F. KAISER közli egy gabonaipari MIAG légszér (szélfajtázó, szélosztályozó) adatait *(9.38. ábra).*

A feladás az álló hengeres rész felső részén történik. A feladott termék egy központi csövön esik le és egy alsó ütközőkúpon csúszik a körgyűrű alakú hengeres rész felé. Az alul bevezetett fajtázólevegő a középfinom és a finom részeket felfelé viszi magával, a nehéz részek viszont lecsúsznak és legalul kivezethetők. A felső-középső részbe épített csúszdán a középfinom szemcsék (a keresztmetszet-bővülés okozta sebességcsökkenés következtében) leválnak és cellás adagolón át kivezethetők. A finomtermék a kilépő légárammal együtt felül távozik [48].

A vázolt szélfajtázó adatai:

Készülékek	Feladás (t/h)	Külső átmérő (m)	Teljesítmény-szükséglet (kW)
legkisebb	1...1,5	0,35	1
legnagyobb	12,5...20	1,35	7

Nedves osztályozás és fajtázás

Eddig az osztályozással és fajtázással túlnyomórészt mint „száraz" eljárással foglalkoztunk. Ez azt jelenti, hogy a különböző méretű, illetve fajtájú szilárd anyagokat *önmagukban* kezeltük, az őket körülvevő levegő közömbös (indifferens) szerepet játszott, vagy mint a légszeparátoroknál (légszéreknél, szélosztályozóknál, szélfajtázóknál stb.) a levegőáramlást is felhasználtuk a fajtázásra vagy osztályozásra.

Ha a szemcsét, szilárd anyagot folyadékkal (vízzel, lével) együtt kezeljük, akkor beszélünk „nedves" (folyadékáramos) osztályozásról, illetve fajtázásról. Három készülékfajtát mutatunk be a nedves eljárás példájaként: az ívszitát, a hidrociklont és a Mogensen-szitát [48].

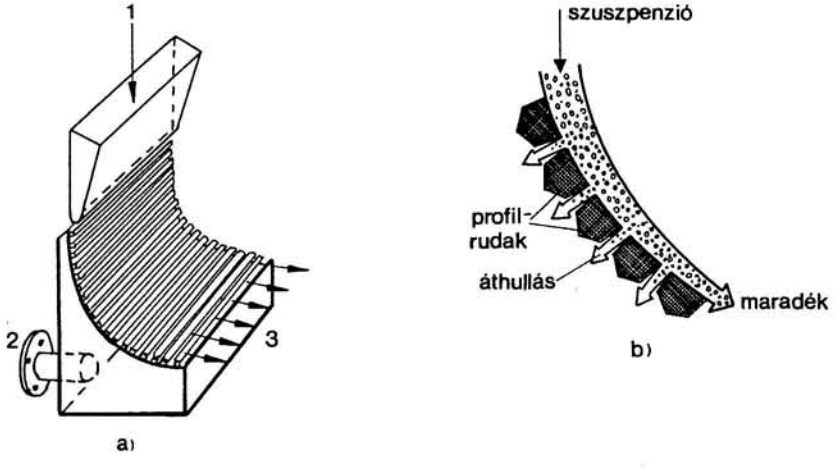
Ívszita

Az ívszita vagy ívrács a szűrők (folyadékszíták) egyik fajtájaként is felfogható. A vizes szemcsés halmazt mint zagyot (szuszpenziót) egy lefelé görbülő ívfelületre visszük, amelyet egymás mellé résekkel elhelyezett profilos (idomacél) rácsrudak képeznek. (Az ívrács elnevezés jobb lenne.) Készülhet az ívfelület perforált lemezből (erre viszont jobban illene az ívrosta elnevezés).

A működés lényege, hogy a réseken a folyadékkal együtt a finomabb szemcsék áramlanak át és összegyűjtve az egyik frakciót képezik. A másik frakció: a legördülő nagyobb szemcsék halmaza. A frakcionálás felfogható szűrésnek, derítésnek, víztelenítésnek és osztályozásnak is. Bizonyos fokig a röperő is szerepet játszik.

A *9.39. ábra* az ívrács vázlatát mutatja. A rés mérete 0,05...2 mm lehet. Az ívszita jól alkalmazható szuszpenziók elősűrítésére és mint ilyen a centrifugálás vagy szárítás előtét fokozata is lehet.

A felületi terhelés (vagy átszűrési sebesség) a „szita" felületére vonatkozva mintegy 300 $m^3/(m^2h)$. A határszemcseméret 200 μm és 2 mm közötti lehet. A „szita" felülete 0,1...3 m^2.



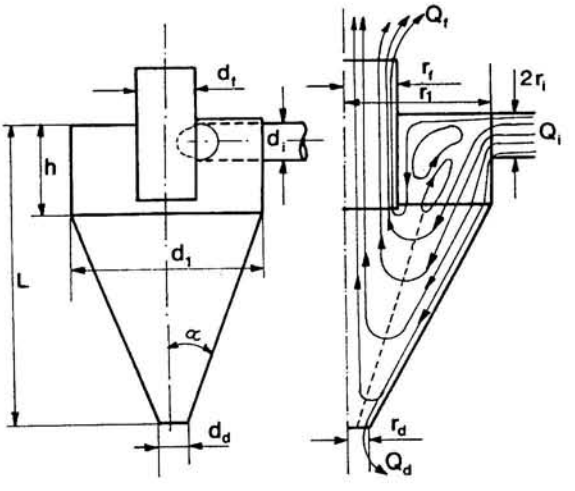
9.39. ábra. Ívszita
a – ívszita vázlata, 1 – szuszpenzió, 2 – áthullás, 3 – maradék, b – ívszita működése

Hidrociklon

A hidrociklon esetében a röperő még nagyobb szerepet játszik, mint az ívszita esetében.

A ciklonhoz (porciklon, aerociklon) alakilag hasonló szerkezet.

A röperő a centrifugákkal is összevethetővé teszi a hidrociklont, ám amíg a centrifugák nagy fordulatszámú folyadékszuszpenzió-szétválasztó, forgódobos szerkezetek, a hidrociklonnak nincs forgó alkatrésze. A felül hengeres részbe nagy sebességgel vezetik be a folyadékszuszpenziót. *(9.40. ábra).*



$\alpha = 12° \div 20°$ $\quad L = 3d_1 \div 5d_1$

$d_i \cong \frac{1}{7} d_1$

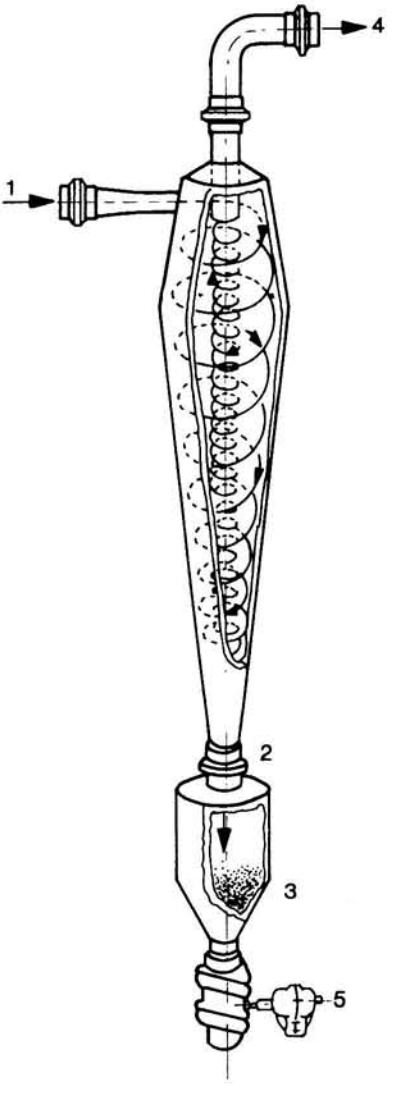
$d_f \cong \frac{1}{5} d_1$

9.40. ábra. Hidrociklon vázlata
Q_i – belépő szuszpenzió, Q_d – sűrű zagy, Q_f – híg lé
(derítmény)

A közeg lefelé görbülő hengerpályán áramlik és kettéválik. A folyadék sűrűségénél nagyobb sűrűségű szemcséket a hidrociklon palástjára dobja ki a röperő, és az alsó nyíláson át távoznak. A „tiszta" folyadék a felső örvénykereső csőbe fordul és felül távozik.

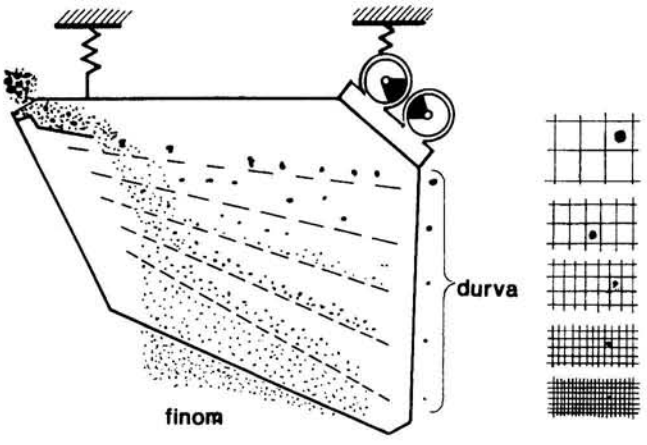
Hidrociklont és hidrociklonokból összekapcsolt telepet pl. a kerámiaipar, a cukoripar, a söripar alkalmaz folyadékszuszpenzió szétválasztására, illetve létisztításra.

A hidrociklon magassága a felső hengeres rész háromszorosa–ötszöröse. Az alsó kúp félkúpszöge 12°...20°.



9.41. ábra. Söripari hidrociklon
1 – betáplálás, 2 – apex, 3 – gritpot, 4 – tiszta folyadék, 5 – szelep

A *9.41. ábra* egy söripari hidrociklont mutat.



9.42. ábra. Mogensen-szita

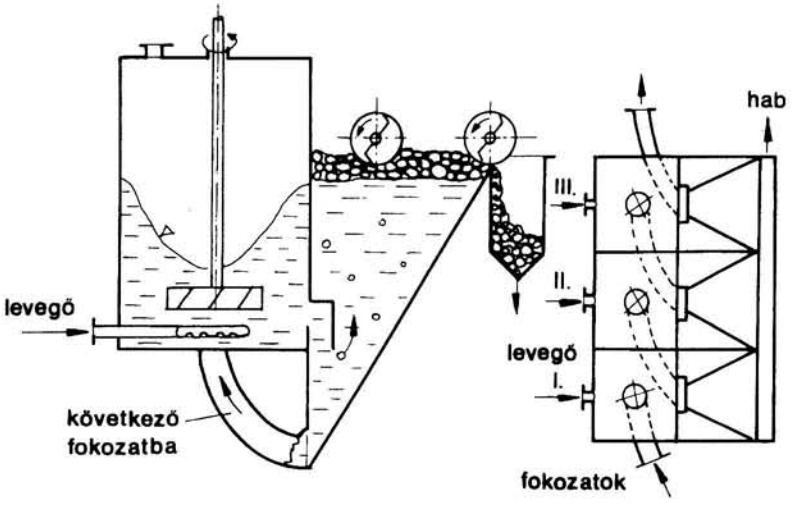
Mogensen-szita

A *Mogensen-szita* nedves és száraz osztályzásra egyaránt alkalmas *(9.42. ábra).*

A Mogensen-szita az átesés valószínűségének a relatív szemcsenagyságtól és a ferde ráeséstől való függését hasznosítja. Közös keretben egymás alatt növekvő hajlásszöggel elhelyezett azonos, a szándékolt osztályozás szemnagyságánál 2...5-ször nagyobb lyukbőségű rövid szitalapok *rezegnek.*

Flotálás

Az anyagok nedvesíthetősége a felületen elhelyezkedő molekulák vonzóerejének következménye és az anyagpárra (szilárdanyagra és folyadékra) jellemző. Vannak anyagok, amelyeket adott folyadék pl. víz nedvesít (hidrofil anyagok), más anyagokat nem nedvesít (hidrofób anyagok). A nedvesedő szemcsék a folyadékban leülepszenek, a nem nedvesedő szemcsék a felületükhöz tapadó *légbuborékok* következtében felúsznak. A flotáló berendezések olyan tartályok, amelyekben a szuszpenziónak a levegőbuborékokkal való telítése és a levegőhöz, ill. a vízhez tapadó szemcsék elkülönülése végbemegy. Általában több *cellát* kapcsolnak sorba úgy, hogy az előző cellában habtalanított zagy kerül a következő fokozatba. Legelterjedtebb az alsólevegős, keverőlapátos kialakítás, amelynek egy cellája egy keverős tartályból és egy csúcskádból áll *(9.43. ábra).*



9.43. ábra. Flotáló berendezés

A flotálás elősegítéséhez különböző segédanyagokat ún. *reagenseket* alkalmaznak:

a) a *habképző* adalékok feladata a képződő hab stabilitásának biztosítása. Ezek a folyadékok felületi feszültségét csökkentik. (Ilyenek pl. a fenolszármazékok, a nagyobb szénatomszámú alkoholok és a vízben oldódó olajok).

b) a *gyűjtőreagensek* az anyag felületi hidrofóbiáját fokozzák, az úszóképességet növelik (pl. zsírsavak, xantátok, aminok).

c) a *módosítóreagensek* rendeltetése a szemcsék nedvesíthetőségének növelése.

Az ércelőkészítésben gyakran alkalmazott fajtázó művelet a flotálás. A gyógyszeralapanyag anyarozs (Claviceps purpurea) feldolgozása során is használtak flotálókat.

Irodalom a II. részhez

1. BASS E.: M. Kémikusok Lapja **14** (1959) 4, 171–177; 6, 242–246; **15** (1960) 1, 40–46
2. BASS E.: Vegyipari gépek I. Tankönyvkiadó, Budapest, 1961
3. BEKE B.: Aprítás és osztályozás. Tankönyvkiadó, Budapest, 1969
4. BRAUER, H.: Grundlagen der Einphasen- und Mehrphasenströmungen. Sauerländer, Aarau, 1981
5. Dubbel's Taschenbuch für den Maschinenbau. Springer, Berlin. 1997 (19. kiadás)
6. BURGER J.: M. Kémikusok Lapja **19** (1964) 9, 481–485
7. FARKAS J.: Malomipar, szakmai gépek. Mezőgazdasági Kiadó, Budapest, 1978
8. FARKAS L.–KOVÁCS I.–KÖVES J.–VILLÁNYI M.: Élelmiszeripari gépek I. Tankönyvkiadó, Budapest, 1970
9. FÁBRY GY.: Általános és vegyipari géptan II. Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1975
10. FÁBRY GY.: Élelmiszeripari eljárások és berendezések. Mezőgazda Kiadó, Budapest, 1995
11. FEJES G.: Centrifugálás. Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1967
12. FEJES G.: Ipari keverőberendezések. Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1970
13. FEJES G.–TARJÁN G.: Vegyipari gépek és műveletek. Tankönyvkiadó, Budapest, 1979 (2. kiadás).
14. HARDINGE, H.: Aufbereitungstechnik **1** (1960) 1, 46–52
15. HARTUNG, K. H.–HIBY, J. W.: Chem. - Ing. - Techn. **44** (1972) 12, 1051–1056
16. HAVAS G.–SAWINSKY J.–DEÁK A.: M. Kémikusok Lapja **31** (1976) 7. 341–343
17. HEMMING, W.: Verfahrenstechnik. Vogel, Würzburg, 1975
18. HOPF, E.–LANGERER, E.: Grundlagen der Müllerei. H. Matthaes V. Stuttgart 1955
19. HORÁNYI R.: Kémiai közlemények. **31** (1969) 31–74
20. HUKKI, R. T.: Trans. Amer. Inst. Min. Met. Petrol Eng. **220** (1961), 403–408
21. KAISER, F.: Aufbereitungstechnik **11** (1970) 11, 662–668
22. KERÉNYI J.–MŰHL J.: Konzervipari gépek. Mezőgazdasági Kiadó, Budapest, 1969
23. KERÉNYI J.: Konzerv- és hűtőipari gépek I. Mezőgazdasági Kiadó, Budapest, 1987
24. KISS L.: Vegyipari gépek I. 1. Példatár, Tankönyvkiadó, Budapest, 1969

25. KÓSA L.–LUKENICS J.–VERBA A.: Vegyipari géptan II. Műegyetemi Kiadó, Budapest, 1997
26. KUCSERA GY.–ODROBINA A.: Általános és vegyipari géptan I. Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1975
27. LIENERTH A.–KISS L.: Vegyipari gépek I. Tankönyvkiadó, Budapest, 1966
28. MÜLLER, E.: Mechanische Trennverfahren, I. Salle – Sauerländer, Aarau, 1980
29. MÜLLER, E.: Mechanische Trennverfahren, II. Salle – Sauerländer, Aarau, 1983
30. OLDSHUE, J. Y.: Ind. Eng. Chem. **58** (1966) 11, 50–57; 59 (1966) 11, 58–63; **60** (1968) 11, 24–35
31. PALLMANN, H.: Verfahrenstechnik **11** (1977) 5, 270–276
32. PHILIPP, H.: Einführung in die Verfahrenstechnik. Salle – Sauerländer, Aarau, 1980
33. PORCSALMY Z.: Növényolajipari szakgéptan. Mezőgazdasági Kiadó, Budapest, 1969
34. RAMMLER, E.–BAHR, A.: Chem. Tech. **24** (1972) 12, 738–743
35. RITTINGER P.: Lehrbuch der Aufbereitungskunde. Berlin 1867
36. ROBATEL, M.: Centrifugation, Paris, 1978
37. SCHUMMER B.–KOLOSTORY J.: Malomipari szakmai gépek. Mezőgazdasági Kiadó, Budapest, 1966
38. SCHUMMER B.: Malomipari szakmai gépek II. Mezőgazdasági Kiadó, Budapest, 1968
39. STIESS, M.: Mechanische Verfahrenstechnik I. Springer, Berlin, 1992
40. STIESS, M.: Mechanische Verfahrenstechnik II. Springer, Berlin, 1993
41. SZABÓ Z.–CSURY I.–HIDEGKUTI GY.: Élelmiszeripari műveletek és gépek. Mezőgazdasági Kiadó, Budapest, 1987
42. SZÁNTAY B.: Vegyipari készülékek szerkesztése. Tankönyvkiadó. Budapest, 1969
43. TAUSCHER, V.–SCHÜTZ, G.: Techn. Rundschau Sulzer **2** (1973), 157–161
44. TETTAMANTI A. K.–HAVAS J.–SAWINSKY J.: Acta Chim. Acad. Sci. Hung. **60**, (1969) 191
45. TÓTH Á.: Kísérletügyi Közlemények. Budapest, (1968). 1–3.
46. TÓTH Á.: Gép. **21** (1969) 6. 226–233
47. UHL, V. W.–GRAY, J. B.: Mixing, Theorie and Practice I., II. Academic Press, New York, 1966, 1967
48. Ullmanns Encyklopädie 2. kötet. Verlag Chemie, Weinheim, 1972 (4. kiadás)
49. ULLRICH, H.: Mechanische Verfahrenstechnik. Springer, Berlin, 1967
50. VAJDA Ö.: A szűrés és a szűrőkészülékek. Mérnöki Továbbképző Int. Budapest, 1947

51. VAUCK, W. R. A.–MÜLLER, H. A.: Grundoperationen chemischer Verfahrenstechnik. Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, Leipzig-Stuttgart, 1994 (10. kiadás)
52. VIMMER L.: M. Kémikusok Lapja **15** (1960) 10, 463–473
53. WERTÁN P.: Cukorgyártás. Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1965
54. ZLOKARNIK, M.: Chem. - Ing. - Techn. **39** (1967) 9/10. 539–548
55. ZLOKARNIK, M.: Dimensional Analysis and Scale-up in Chemical Engineering. Springer, Berlin, 1991
56. ZOGG, M.: Verfahrenstechnik I. Hallwag Verlag, Bern-Stuttgart, 1977
57. ZOGG, M.: Einführung in die Mechanische Verfahrenstechnik. Teubner, Stuttgart, 1987

III. rész

HŐÁTADÁSI MŰVELETEK

10. A hőátvitel elméleti alapjai

Az ipari készülékekben végbemenő hőcserélődési folyamatokat összefoglaló néven hőátszármaztatásnak, illetve hőátvitelnek nevezzük. A hőátvitel különböző hőmérsékletű testek közötti energiaátvitelt jelent hőenergia formájában. A hőátvitel hajtóereje a magasabb és az alacsonyabb hőmérsékletű test közötti hőmérséklet-különbség. A termodinamika második főtétele értelmében ennek hatására a magasabb hőmérsékletű test hőjének egy részét átadja az alacsonyabb hőmérsékletű testnek. A második főtétel úgy is megfogalmazható, hogy a hő spontán sohasem képes hidegebb testről melegebb testre átmenni, ennek eléréséhez külső energiabefektetésre (külső munkára, pótlólagos fűtésre stb.) van szükség.

A jelen fejezetben tárgyalt hőátviteli törvények képezik a hőátadási (hőátviteli, kalorikus) műveletek – fűtés, hűtés, kondenzálás, kiforralás, bepárlás – alapjait és lényeges hatással vannak az anyagátadási műveletek (pl. desztilláció, szárítás), valamint a hőelvezetéssel és hőbevitellel kisért kémiai reakciók lefolyására is [7, 11, 13, 18, 25, 31, 37].

10.1. A hőátvitel megnyilvánulási formái

A hőátvitelnek három alapvető megnyilvánulási formája (mechanizmusa) van: a hővezetés, a hőáramlás (konvekció, hőszállítás) és a hősugárzás.

A *hővezetésnél* a hőátvitel az anyagon belül a fluidum vagy test részecskéinek helyváltoztatása nélkül megy végbe. A szilárd testekben a hő általában hővezetés útján terjed, bár ez a hőátviteli mechanizmus folyadékokban és gázokban is fellép. A hővezetésnél a test egymással közvetlenül érintkező elemi részecskéi hőmozgásuk következményeként adják át egymásnak a hőt. A hőmozgást végző elemi részecskék lehetnek a molekulák (gázoknál és folyadékoknál), az atomok (szilárd testek kristályrácsaiban) és a szabad elektronok (fémekben). Általában azt mondhatjuk, hogy a magasabb hőmérsékletű elemi

részecskék nagyobb kinetikai energiájuk egy részét átadják az alacsonyabb hőmérsékletű elemi részecskéknek.

Folyadékokban és gázokban a hővezetést hatásában felülmúlja a *konvekció,* melynél a hő a fluidum makroszkopikus részeinek áramlása következtében terjed. Folyadékok és gázok esetében ugyanis csak vékony (1 mm-nél kisebb) rétegekben érvényesül zavartalanul a hővezetés. Nagyobb rétegvastagságnál a folyadékok és gázok belsejében természetes áramlás indul meg. A melegebb fluidumok sűrűsége ugyanis kisebb mint a hidegebb fluidumoké, ez pedig az Archimedes-féle felhajtóerő alapján a melegebb részecskék felszálló áramlását idézi elő. Ezt a hőmérséklet-különbség okozta hőáramlást *természetes* (vagy szabad) *konvekciónak* nevezzük.

A természetes konvekciónál általában nagyobb jelentőségű a mérnöki gyakorlatban az a hőáramlás, amikor a fluidum mozgását külső behatással (pl. szivattyúval, kompresszorral, keverővel) hozzuk létre. Ez a *kényszerkonvekció*, melynél tehát a hő nem részecskéről részecskére terjed, hanem a részecskéket egy konvektív áramlás ragadja magával („utaztatja").

Ha egy hideg és egy forró test között légüres tér van, akkor is tapasztalunk hőmérséklet-kiegyenlítődést. Ez a hőátvitel elektromágneses hullámok segítségével történik: a forró test elektromágneses sugárzást bocsát ki, amelyet elnyelve a másik test felmelegszik. Ez a *hősugárzás*.

A hősugárzás tehát a látható fény sugárzási sávja mellett helyet foglaló ún. infravörös sugárzás 0,8 μm-t meghaladó hullámhosszokon. A Földre a Nap energiája is ezen az úton jut el. Nemcsak szilárd testek között megy végbe hősugárzás, bizonyos fluidumok is képesek részlegesen (sávokban) hősugarakat elnyelni, ill. kisugározni. A gázok jelentős része a látható fény sugarait átbocsátja, azaz átlátszó. Számos gáz (CO_2, H_2O stb.) azonban nem engedi át a hősugarak jelentős részét, úgy viselkedik, mintha ezekre a hősugarakra „nem átlátszó" lenne.

10.2. Hővezetés

Hővezetési tényező

A hővezetés alaptörvénye az (1.9) egyenlettel definiált Fourier I. törvény. Ennek értelmében az A felületre merőleges irányú, hővezetéssel átvitt hőáram egyenesen arányos a $\frac{dT}{dx}$ hőmérséklet-gradienssel, az A felülettel és a λ hővezetési tényezővel:

$$\dot{Q} = -\lambda A \frac{\mathrm{d}T}{\mathrm{d}x}. \qquad (10.1)$$

A (10.1) egyenletben a negatív előjel arra utal, hogy a hő a hőmérséklet-csökkenés irányába terjed. A λ hővezetési tényező [J/(msK)] pedig azt mutatja, hogy egységnyi hőátadó felületen időegység alatt 1 K/m hőmérséklet-gradiens hatására mennyi hő áramlik át a felületre merőleges irányban hővezetés útján. A fémek jó hővezetők. A folyadékok egy része és a gázok (ha bennük az áramlást megakadályozzuk), valamint a lerakódások (vízkő, olajhártya stb.) rossz hővezetők. Olyan anyag azonban, amelynek λ-értéke zérus vagy negatív, nem létezik. Tájékoztatásul néhány anyag hővezetési tényezője [W/(mK)]-ben: vörösréz 394, szénacél 50, saválló acél 25, vízkő 0,4...2,4, olajhártya 0,1, folyadékok 0,1...0,7, levegő és vízgőz 0,02 ...0,055, gázok 0,006 ...0,16.

Stacionárius hővezetés sík és hengeres falon keresztül

Integráljuk a (10.1) egyenletet egy s vastagságú sík falra. A fal egyik oldalán T_1 másik oldalán T_2 a hőmérséklet:

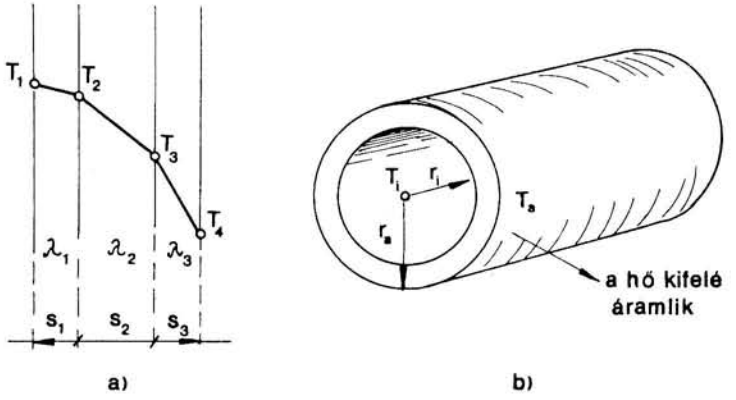
$$\dot{Q} = -\lambda A \frac{\mathrm{d}T}{\mathrm{d}x}, \qquad \int_o^s \frac{\dot{Q}}{A}\mathrm{d}x = -\lambda \int_{T_1}^{T_2} \mathrm{d}T$$

$$\frac{\dot{Q}}{A} = \frac{\lambda}{s}(T_1 - T_2) \quad . \qquad (10.2)$$

Legyen a sík fal többrétegű. A *10.1.a ábrának* megfelelő jelölésekkel a háromrétegű sík falon vezetéssel terjedő hőáramsűrűség:

$$\frac{\dot{Q}}{A} = \frac{T_1 - T_4}{\frac{s_1}{\lambda_1} + \frac{s_2}{\lambda_2} + \frac{s_3}{\lambda_3}}. \qquad (10.3)$$

A fal három rétege tehát sorbakapcsolt ellenállásként működik. Az egyes rétegek hézagmentes érintkezését feltételezve az érintkezési síkokban a hőmérsékletek:



10.1. ábra. Stacionárius hővezetés a – többrétegű sík falon, b – hengeres falon keresztül

$$T_{i+1} = T_i - \frac{\dot{Q}}{A}\frac{s_i}{\lambda_i}, \qquad (i = 1,2,3). \tag{10.4}$$

Hengeres falon keresztül végbemenő stacionárius hővezetést a *10.1.b ábra* jelöléseivel értelmezzük. Mivel az l hosszúságú henger kiterített palástjának felülete: $A = 2\pi rl$, a (10.1) egyenlet integrálásával kapjuk:

$$\dot{Q} = -\lambda(2\pi rl)\frac{\mathrm{d}T}{\mathrm{d}r}, \qquad \dot{Q}\int_{r_i}^{r_a}\frac{\mathrm{d}r}{r} = -2\lambda\pi l\int_{T_i}^{T_a}\mathrm{d}T$$

$$\dot{Q} = \frac{2\pi l\lambda}{\ln\dfrac{r_a}{r_i}}(T_i - T_a). \tag{10.5}$$

Ha a (10.5) egyenlet helyett a sík falra érvényes (10.2) képletet használjuk, kismértékű hibát elkövetünk ugyan, de a számítás egyszerűbbé válik. Mivel a hengeres geometriánál $s = r_a - r_i$ egy $\bar{r}$, átlagos sugár bevezetésével a (10.2) egyenlet:

$$\dot{Q} = \frac{\lambda}{r_a - r_i}2\bar{r}\pi l(T_i - T_a). \tag{10.6}$$

A (10.5) és (10.6) egyenletek összevetéséből a logaritmikus rádiusz definíciója adódik:

$$\bar{r} = \frac{r_a - r_i}{\ln \frac{r_a}{r_i}}. \qquad (10.7)$$

Ha $\bar{r}$ értékét számtani átlaggal közelítjük r_a / r_i = 2-nél 4%-os, r_a / r_i = 1,4-nél 1%-os hibát követünk el: a sík falra érvényes képlet használata tehát általában megengedett.

10.3. Konvektív hőátadás

A konvektív áramok eredeti értelmezése szerint (1.4 alfejezet) a konvektív hőáramsűrűség a hősűrűség és az elmozdulás sebességének szorzata: $\rho\, c_p T\, \underline{v}$. Az ilyen módon számítható áramsűrűség a vándorlásos hőáramlást adja meg, amely tulajdonképpen a tömeg áramlásával egyidejűleg lép fel.

A mérnöki gyakorlatban azonban egy másik konvekcióval kapcsolatos témakör vizsgálata is fontos: az ún. *konvektív hőátadás* elméleti és kísérleti elemzése, melynek vizsgálata csaknem két évszázados múltra tekint vissza. *A konvektív hőátadás elmélete valamilyen sík vagy görbült fal mentén áramló közeg hőátadását vizsgálja.*

Jól ismert tény, hogy egy forró test vagy folyadék gyorsabban hűl le, ha azt konvektív levegőárammal hűtjük. Ugyancsak közismert az is, hogy a fázisváltozással kisért hőcsere hatásosabb, mint a fázisváltozás nélküli. Általában egy faltól eltávozó vagy egy falhoz áramló hőátadás hőáramát az ún. *Newton-féle lehűlési törvénnyel* fejezzük ki:

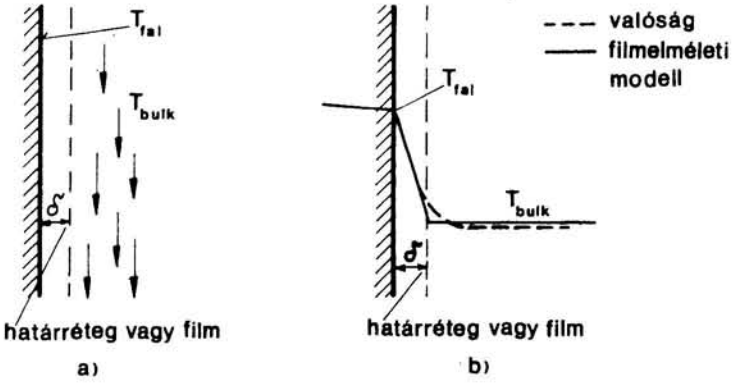
$$\dot{Q} = -\alpha\, A\, (T_{\text{bulk}} - T_{\text{fal}}), \qquad (10.8)$$

ahol α a hőátadási tényező [W/(m^{2}K)] , T_{bulk} a fluidum főtömegének (bulk) hőmérséklete, T_{fal} a falhőmérséklet.

Az α hőátadási tényező (heat transfer coefficient) azt a hőmennyiséget jelenti, amit 1 m^2 felületen 1 fok hőmérséklet-különbség mellett időegység alatt az áramló fluidum felvesz vagy lead. Értéke a már említett fázisváltozáson kívül, számos más paramétertől is függ: a fluidum anyagi tulajdonságaitól, az

áramlási feltételektől és a rendszer geometriájától. Forrásban lévő folyadékok és kondenzálódó gőzök α értékeinél pedig feltűnően kedvező, nagy értékeket tapasztalhatunk.

A konvektív hőátadás leírására különösen gyümölcsözőnek bizonyult PRANDTL 1904-ben ismertetett *határréteg- vagy filmelmélete*, amely szerint egy, a fal mentén kialakuló határréteg (film) a hőátadás összes ellenállását magában foglalja (lokalizálja). A falnál kialakuló vékony molekuláris hidrodinamikai határréteget mutatja a *10.2.a ábra.* Feltételezzük, hogy hő a szilárd felületről, ill. szilárd felületre csak ezen a határrétegen keresztül juthat el a fluidum főtömegébe, ill. főtömegéből, mégpedig csakis vezetéses transzport útján. Mivel a határréteg feltételezésünk szerint az összes ellenállást magában foglalja, a hőátadás meghatározó sebessége is itt alakul ki. A valóságos és a filmelméleti modell szerint vett hőmérsékletprofilt mutatja a *10.2.b ábra.*



10.2. ábra. Konvektív hőátadás filmelmélete a – határréteg vagy film, b – a valóságos és a filmelméleti hőfokprofil

A δ vastagságú film vagy határréteg úgy is felfogható, mint egy δ vastagságú λ hővezetési tényezőjű hőszigetelő (hővezető) réteg, azaz felírható erre is Fourier I. törvénye:

$$\dot{Q} = -\frac{\lambda}{\delta} A \left(T_{\text{bulk}} - T_{\text{fal}} \right) \tag{10.9}$$

(10.8) és (10.9) egyenletek összevetéséből adódik α *hőátadási tényező* filmelméleti értelmezése:

$$\alpha = \frac{\lambda}{\delta}, \quad \text{ill.} \quad \frac{1}{\alpha} = \frac{\delta}{\lambda}. \tag{10.10}$$

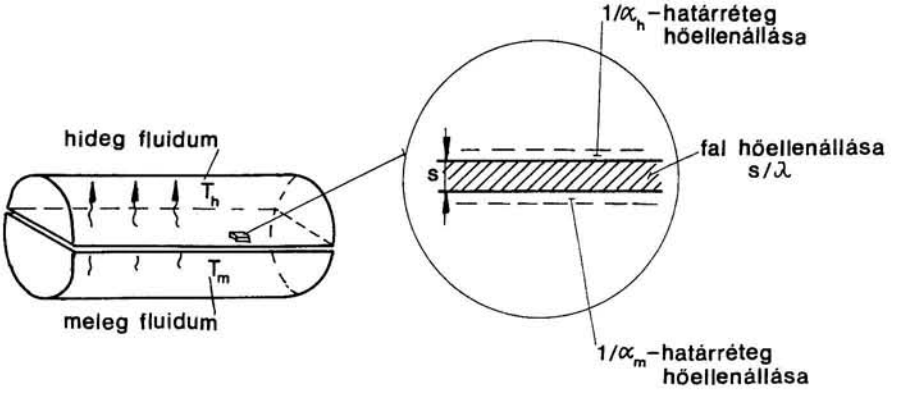
E szerint a filmnek vagy határrétegnek a hőellenállása az α hőátadási tényező reciproka, amely magában foglalja a lamináris, az átmeneti és a turbulens réteg együttes ellenállását. Mivel α hőátadási tényező a hőellenállást magában foglaló filmre vonatkozik, másnéven *filmegyütthatónak* vagy *filmkoefficiensnek* is szokás nevezni.

10.4. Hőátbocsátás

Ha szilárd fal által elválasztott két közeg között hőátvitel megy végbe, a hőnek a falon és a fal két oldalán elhelyezkedő határrétegen kell áthatolnia. Az ilyen kétoldali hőátadásból és (egy vagy többrétegű) falon át történő hővezetésből álló összetett hőátviteli műveletet hőátbocsátásnak nevezzük. A *10.3. ábrán* látható jelölésekkel a kiválasztott elemi felületen áthaladó hőmennyiséget a Newton-féle lehűlési törvényhez hasonlóan definiálhatjuk. Most azonban α helyett, k hőátbocsátási tényezőt (overall heat transfer coefficient) írunk, amely a kétoldali hőátadást és a fal hővezetését is figyelembe veszi:

$$d\dot{Q} = k\left(T_m - T_h\right) dA, \tag{10.11}$$

ahol T_m és T_h a meleg és a hideg fluidum hőmérséklete, k a hőátbocsátási tényező [W/(m^{2}K)]:



10.3. ábra. Hőátbocsátás a fal elemi felületére

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_m} + \frac{s}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_h} \,. \tag{10.12}$$

A két határréteg és a szilárd fal tehát mint sorbakapcsolt ellenállás működik. Ha a szilárd fal többrétegű, vagy ha a falon valamilyen lerakódás vagy kéreg van, a képletben minden réteget saját vastagságával és anyagának, valamint hőfokának megfelelő hővezetési tényezővel kell figyelembe venni. A hőátbocsátási tényező n számú réteg esetén:

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_m} + \sum_{i=1}^{n} \frac{s_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_h} \,. \tag{10.13}$$

Ilyen lerakódásokat képez a hőcserélő felületén a kazánkő, az összetömörődő por, a hamu, a rásülő anyag stb.

A hőátbocsátás folyamata közben a közegek hőmérséklete a felület mentén változik. Változó hőmérséklet-különbség esetén a (10.11) egyenletet általában a teljes felületre vonatkozó hőátvitelre írjuk fel, és átlagos hőmérséklet-különbséggel számolunk:

$$\dot{Q} = k \, A \, \Delta T_{\text{átl}} \,, \tag{10.14}$$

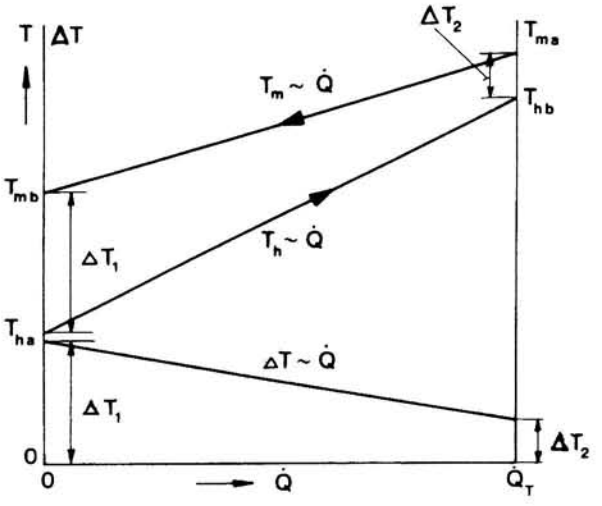
ahol $\Delta T_{\text{átl}}$ a logaritmikus közepes (átlagos) hőmérséklet-különbség.

10.5. Logaritmikus közepes hőmérséklet-különbség

Integráljuk a (10.11) egyenletet a teljes hőcserélő felületre a következő feltételek mellett: *1)* k állandó, *2)* a két fluidum fajhője állandó, *3)* a hőveszteség elhanyagolható, *4)* az áramlás mindkét fluidum oldalán stacionárius.

A *10.4. ábrán* egy ellenáramú hőcserélő $T \sim \dot{Q}$ diagramját ábrázoltuk. A *2)* és *4)* feltételek miatt ezek a függvények egyeneseket adnak. Ugyancsak egyenest szolgáltat a $\Delta T \sim \dot{Q}$ függvény is:

$$\frac{\mathrm{d}(\Delta T)}{\mathrm{d}\dot{Q}} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\dot{Q}_T} \,, \tag{10.15}$$



10.4. ábra. Ellenáramú hőcserélő $T \sim \dot{Q}$ függvényei (a logaritmikus közepes hőmérséklet-különbség levezetéséhez)

ahol ΔT_1 és ΔT_2 a hőcserélő két végén a hőmérséklet-közelítések (temperature approaches), $\dot{Q}_T$ az átvitt teljes hőáram. A (10.11) és (10.15) egyenletekből $\mathrm{d}\dot{Q}$-t a ΔT függvényéből kifejezve kapjuk:

$$\mathrm{d}\dot{Q} = k\,\Delta T\,\mathrm{d}A \tag{10.16}$$

$$\mathrm{d}\dot{Q} = \frac{\mathrm{d}(\Delta T)\dot{Q}_T}{\Delta T_2 - \Delta T_1}\ . \tag{10.17}$$

A két kifejezést egyenlővé tesszük, ΔT-re, ill. A-ra szeparáljuk és kijelöljük az integrálási határokat:

$$\int_{\Delta T_1}^{\Delta T_2} \frac{\mathrm{d}(\Delta T)}{\Delta T} = \frac{k\,(\Delta T_2 - \Delta T_1)}{\dot{Q}_T} \int_0^{A_T} \mathrm{d}A \tag{10.18}$$

$$\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} = \frac{k\left(\Delta T_2 - \Delta T_1\right)}{\dot{Q}_T}\, A_T\ . \tag{10.19}$$

Mivel az átlagos hőmérséklet-különbséget a (10.14) szerint definiáltuk: $\dot{Q} = kA\Delta T_{\text{átl}}$, a (10.19) egyenletből erre az átlagra a logaritmikus közepes hőmérséklet-különbség adódik:

$$\Delta T_{\text{átl}} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \dfrac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}. \tag{10.20}$$

Az angol szakirodalomban szokásos jelölése: LMTD (logarithmic mean temperature difference). Egyenáramú hőcserélő átlagos hőmérséklet-különbségére ugyanez az összefüggés vezethető le. A keresztáramú és a többszörös átfutású hőcserélők esetén az egyszerű ellen- és egyenáramú hőcserélőkre a (10.20) egyenlettel definiált logaritmikus közepes hőmérséklet-különbséget valamilyen korrigáló tényezővel módosítjuk (további részletek a 12. fejezetben).

10.6. Hő-mérlegegyenlet

Ahhoz, hogy a konvektív hőátadás filmbeli ellenállását kifejező α hőátadási tényezőt egzakt módon kiszámítsuk, egyidejüleg kellene megoldani öt mérlegegyenletet (parciális differenciálegyenletek) a falra és a főtömegre vonatkozó peremfeltételek mellett. A 2. fejezetben megismert tömegmérlegegyenlet és a három impulzus-mérlegegyenlet mellett tehát ötödikként fel kell írnunk a hő-mérlegegyenletet.

Hőre, mint transzportálódó mennyiségre, az 1.6 alfejezetben leírtaknak megfelelően mérlegegyenlet írható fel a megismert öt taggal: ezek a konvekció, a vezetés, az átadás, a forrás és a lokális megváltozás. Kiindulási összefüggésként a (2.3a) tömeg-mérlegegyenlet általánosításával kapott

$$\frac{\partial \varphi}{\partial t} = -\operatorname{div}(\underline{j}_k + \underline{j}_v) + G \tag{10.20a}$$

általánosított kontinuitási egyenletet használjuk fel, ahol φ az általánosított sűrűség, $\underline{j}_k$ a konvektív áramsűrűség, $\underline{j}_v$ a vezetéses áramsűrűség és G a forrás. Az *1.1. táblázatnak* megfelelően a hősűrűség: $\rho c_p T$, a konvektív áramsűrűség:

$\rho c_p T \underline{v}$ és a vezetéses áramsűrűség: $-a$ grad ($\rho c_p T$) = $-\lambda$ grad T. Az átadási áramot éppen a (10.8) Newton-féle lehűlési törvény egységnyi térfogatra vonatkozó hőáram-kifejezése definiálja, azaz $\alpha \omega_q \Delta T$, ahol ω_q az egységnyi térfogatra vonatkozó ún. fajlagos hőátadási felület, ΔT pedig a főtömeg és a fal hőmérséklet-különbsége.

Kémiai reakciók esetén mindig van a rendszerben hőforrás (vagy hőnyelő), mert minden kémiai reakció hőfelszabadulással vagy hőelnyeléssel jár együtt. Ha ΔH a reakcióhő [J/mol], r a térfogatra vonatkoztatott reakciósebesség [mol/(m^{3}s)], a hőforrás: $G = r\,\Delta H$. Ha egyéb hőforrás is van a rendszerben, azt is számításba kell venni.

Figyelembevéve, hogy a mérlegegyenlet ötödik tagja (a lokális megváltozás) a hősűrűség idő szerinti differenciálhányadosa, felírhatjuk a hő mérlegegyenletét az (1.20) általános egyenlet szerint:

$$\frac{\partial (\rho\, c_p\, T)}{\partial\, t} = -\,\mathrm{div}\,(\rho\, c_p\, T\, \underline{v}) + \mathrm{div}\left[a\,\mathrm{grad}\,(\rho\, c_p\, T)\right] + \alpha\, \omega_q\, \Delta T + r\, \Delta H\,. \quad (10.21)$$

Mivel jelen könyvünk a kémiai reaktorokkal nem foglalkozik, a forrástagtól most eltekintünk. Ebben az esetben, pl. egy dimenzióra, (x irányban) a hőmérlegegyenlet:

$$\frac{\partial (\rho\, c_p\, T)}{\partial\, t} = -\frac{\partial (\rho\, c_p\, T\, v_x)}{\partial\, x} + a\frac{\partial^2 (\rho\, c_p\, T)}{\partial\, x^2} + \alpha\, \omega_q \Delta T\,. \quad (10.22)$$

10.7. Hőtani hasonlóság: a konvektív hőátadás kritériális egyenlete

Modellelmélet

A konvektív hőátadás problémáját a (2.3), (2.28) és (10.22) egyenletek szimultán megoldása jelentené öt ismeretlenre (v_x, v_y, v_z, p, T) a megfelelő peremfeltételek mellett. Az elmúlt kétszáz év alatt az egyenletrendszer analitikus és numerikus megoldására számos próbálkozás történt, különböző egyszerűsítő feltételek mellett [7]. Minden próbálkozás ellenére azonban az egyenletrendszert metematikailag egzakt módon nem sikerült megoldani. A konvektív hőát-

adás gyakorlati megoldásához itt is a hasonlóságelmélet alkalmazása vezetette el a mérnököket. Ennek lényege az (3.1 alfejezet), hogy a differenciálegyenletet dimenziómentes mennyiségek közti összefüggésekre vezetjük vissza.

A modellelmélet szerint a (10.22) hőmérlegegyenletből indulunk ki. Stacionárius esetben:

$$\frac{\partial\,(\rho\, c_p\, T v_x)}{\partial x} = a\,\frac{\partial^2\,(\rho\, c_p\, T)}{\partial\, x^2} + \alpha\,\omega_q \Delta T\,. \qquad (10.23)$$

Az egyes tagok dimenziója [$ML^{-1}\,T^{-3}$]. Ha az egyenletet a könnyebb áttekinthetőség érdekében egyetlen karakterisztikus v sebességgel, T hőmérséklettel és L hosszmérettel írjuk át, a következőt kapjuk:

$$\left[\frac{\rho\, c_p\, T v}{L}\right] = \left[\frac{a\,\rho\, c_p\, T}{L^2}\right] + \left[\frac{\alpha T}{L}\right]. \qquad (10.24)$$

A (10.24) egyenlet természetesen már nem numerikus egyenlőséget, hanem dimenzionális megfeleltetést jelent. A bal oldal a konvekciót, a jobb oldal első tagja a hővezetést, második tagja a hőátadást reprezentálja. A hővezetésnek megfelelő taggal végigosztva a következő dimenziómentes változókat kapjuk:

$$\frac{\left[\rho\, c_p\, T\, v / L\right]}{\left[a\,\rho\, c_p\, T / L^2\right]} = \frac{v\, L}{a} = \mathbf{Pe} \qquad (\textit{Péclet}\text{-szám}), \qquad (10.25)$$

$$\frac{\left[\alpha\, T / L\right]}{\left[a\,\rho\, c_p\, T / L^2\right]} = \frac{\alpha\, L}{a\,\rho\, c_p} = \frac{\alpha\, L}{\lambda} = \mathbf{Nu} \quad (\textit{Nusselt}\text{-szám}). \qquad (10.26)$$

A **Pe**-szám a konvektív és vezetéses hőáramok viszonyát, a **Nu**-szám pedig az átadás és vezetéses hőáramok viszonyát fejezi ki. Az L karakterisztikus hosszméret pl. csőben való áramlásnál a csővezeték belső átmérője (d), sík fal menti áramlásnál pedig a síklap szélessége stb. A **Nu**-számban szereplő λ az áramló fluidum hővezetési tényezője, melyet nem szabad összetéveszteni a szilárd fal hővezetési tényezőjével.

A stacionárius hő mérlegegyenletéből tehát két dimenziómentes számot kapunk, ezek azonban nem fejezik ki teljességgel a konvektív hőátadás fizikai képét, ugyanis az áramlás jellemzése ezekből a dimenziómentes számokból hiányzik. Az áramlásra jellemző addicionális dimenziómentes szám az impulzus-

mérlegegyenletekből adódik. Amint ez a következő alfejezetben leírt dimenzióanalízisből látható, kényszerkonvekciónál a kiegészítő dimenziómentes szám a hidrodinamikai hasonlóságnál is használt **Re**-szám lesz.

A mérnöki gyakorlatban a **Pe**-szám helyett sokszor a **Pe/Re** hányadossal dolgozunk, ez a *Prandtl*-szám (**Pr**):

$$\mathbf{Pr} = \frac{\mathbf{Pe}}{\mathbf{Re}} = \frac{\frac{vL}{a}}{\frac{vL}{\upsilon}} = \frac{\upsilon}{a} = \frac{\eta\, c_p}{\lambda} . \qquad (10.27)$$

A **Pr**-szám jellegzetessége, hogy a két fizikai tulajdonság aránya, tehát az anyag dimenzió nélküli fizikai jellemzője. A **Pr**-szám értékét kézikönyvekben megtalálhatjuk bizonyos anyagokra. Gázoknál értéke 0,67 és 1 között mozog és kevéssé változik a hőmérséklet, valamint a nyomás függvényében; folyadékoknál nagyon erősen változó érték.

Dimenzióanalízis

Tapasztalatok szerint a konvektív hőátadás hasonlóságának feltételeit a következő tényezők befolyásolják: 1) a fluidum anyagi tulajdonságai: ρ sűrűség, η dinamikai viszkozitás, α hőátadási tényező, λ hővezetési tényező, c_p fajhő, továbbá $(\beta_T g\, \Delta T)$ a térfogati (köbös) hőtágulás, a gravitációs gyorsulás és a hőmérséklet-különbség szorzata; 2) műveleti paraméterek: v a sebesség, L a karakterisztikus hossz, l a berendezés hossza.

A *10.1. táblázat* mutatja a konvektív hőátadást befolyásoló tényezők dimenzióit és az SI-mértékegységeket.

A befolyásoló tényezők közül külön említést kell tennünk a $\beta_T g\, \Delta T$ szorzatról. Tapasztalatok szerint ugyanis, ha a sűrűségkülönbséget hőmérséklet-különbség idézi elő, a relatív sűrűségváltozás:

$$\frac{\rho - \rho_o}{\rho} = \beta_T\, \Delta T, \qquad (3.20)$$

és a térfogategységre vonatkoztatott felhajtóerő arányos a $\beta_T g\, \Delta T$ -szorzattal. Szabad konvektív áramlásnál ugyanis a fluidumot kizárólag a hőmérséklet-különbség okozta sűrűségkülönbség hozza mozgásba és az így kialakuló felhajtóerő alakítja ki a fluidum mozgását, ill. sebességét.

10.1. táblázat

Konvektív hőátadás befolyásoló tényezői

Változók	Jelölések	Dimenziók	SI-mértékegységek
sűrűség	ρ	ML^{-3}	kgm^{-3}
dinamikai viszkozitás	η	$ML^{-1}T^{-1}$	$Pa \cdot s$
hőátadási tényező	α	$MT^{-3}\theta^{-1}$	$kg\,s^{-3}K^{-1}$
hővezetési tényező	λ	$MLT^{-3}\theta^{-1}$	$kgms^{-3}K^{-1}$
fajhő	c_p	$L^2T^{-2}\theta^{-1}$	$m^2s^{-2}K^{-1}$
(köbös hőtágulás × × gravitációs gyorsulás· × hőmérséklet-különbség)	$\beta_T g\,\Delta T$	LT^{-2}	ms^{-2}
sebesség	v	LT^{-1}	ms^{-1}
karakterisztikus hossz	L	L	m
berendezéshossz	l	L	m

A Buckingham-féle Π – tétel szerint (3.3. alfejezet) a 9 változóra 4 dimenzióhomogenitási-egyenlet írható fel (4 alapmennyiségünk van) és így összesen a konvektív hőátadás hasonlóságára 5 dimenziómentes számot definiálhatunk. A tényezők hatványszorzata:

$$\Pi = \rho^a\,\eta^b\,\alpha^c\,\lambda^d\,c_p^e\left(\beta_T\,g\,\Delta T\right)^f v^h\,L^i\,l^k, \qquad (10.28)$$

a dimenziók beírásával:

$$\Pi = \left[\frac{M}{L^3}\right]^a \left[\frac{M}{LT}\right]^b \left[\frac{M}{T^3\theta}\right]^c \left[\frac{LM}{T^3\theta}\right]^d \left[\frac{L^2}{T^2\theta}\right]^e \left[\frac{L}{T^2}\right]^f \left[\frac{L}{T}\right]^h L^i\,L^k, \qquad (10.29)$$

majd az alapmennyiségek szerint rendezve:

$$\Pi = [L]^{-3a-b+d+2e+f+h+i+k}\cdot[M]^{a+b+c+d}\cdot[T]^{-b-3c-3d-2e-2f-h}\cdot[\theta]^{-c-d-e}. \qquad (10.30)$$

Ahhoz, hogy Π dimenziómentes legyen, az alapmennyiségek kitevőinek összege zérust kell hogy adjon, vagyis:

$$\left.\begin{aligned} &\text{L–re:} && -3a-b+d+2e+f+h+i+k=0 \\ &\text{M–re:} && a+b+c+d=0 \\ &\text{T–re:} && -b-3c-3d-2e-2f-h=0 \\ &\theta\text{–re:} && -c-d-e=0 \end{aligned}\right\} \qquad (10.31)$$

A (10.31) egyenletrendszer változói közül megtartva öt mennyiség kitevőjét (*c, e, f, h, k*) és a többi mennyiség kitevőjét ezekkel kifejezve, kapjuk:

θ – ból: $d=-c-e$ (10.32)

T – ből: $b=-3c-3(-c-e)-2e-2f-h$

ebből: $b=e-2f-h$ (10.33)

M – ből: $c=-a-b-d=-a-(e-2f-h)-(-c-e)=$

$=-a-e+2f+h+c+e$

ebből: $a=2f+h$ (10.34)

L – ből: a (10.32), (10.33) és (10.34) egyenletek behelyettesítésével:

$-3(2f+h)-(e-2f-h)+(-c-e)+2e+f+h+i+k=0$

ebből: $i=3f+h+c-k$ (10.35)

a (10.32) – (10.35) kifejezéseket a (10.28) egyenletbe írva:

$$\Pi=\rho^{2f+h}\eta^{e-2f-h}\alpha^{c}\lambda^{-c-e}c_p^{e}\left(\beta_T g\,\Delta T\right)^{f}v^{h}L^{3f+h+c-k}l^{k}, \qquad (10.36)$$

majd a kitevők szerinti rendezés után kapjuk a konvektív hőátadás (vagy hőtani hasonlóság) általános kifejezését:

$$\Pi=\left(\frac{\alpha L}{\lambda}\right)^{c}\left(\frac{\eta c_p}{\lambda}\right)^{e}\left(\frac{\beta_T g\Delta T\rho^2L^3}{\eta^2}\right)^{f}\left(\frac{\rho v L}{\eta}\right)^{h}\left(\frac{l}{L}\right)^{k} \qquad (10.37)$$

$$\Pi=(\mathbf{Nu})^{c}(\mathbf{Pr})^{e}(\mathbf{Gr})^{f}(\mathbf{Re})^{h}\left(\frac{l}{L}\right)^{k}.$$

A levezetett dimenziómentes kifejezések közül a **Nu-**, **Pr-**, **Re-** és az (l/L)- számokat már korábban értelmeztük ($\mathbf{Pr} = \upsilon/a = \eta\, c_p/\lambda$). A Grashof-szám a térfogategységre eső felhajtóerő és a belső súrlódási erő viszonyát fejezi ki, és a **Re-**, valamint a **Fr**-számokkal kifejezve:

$$\mathbf{Gr} = \frac{\mathbf{Re}^2}{\mathbf{Fr}}\,\beta_T\,\Delta T = \frac{(\nu L/\upsilon)^2}{\nu^2/gL}\,\beta_T\,\Delta T = \frac{L^3\, g\,\beta_T\,\Delta T}{\upsilon^2}. \qquad (10.38)$$

Természetes vagy szabad konvekciónál, ahol a fluidum áramlását kizárólag a hőmérséklet-különbség okozta sűrűségkülönbség idézi elő, a felhajtóerőt reprezentáló **Gr**-szám mellett a **Re**-szám elhagyható. Kényszerkonvekciónál viszont a **Re**-szám reprezentálja az áramlás tehetetlenségi/súrlódási erőinek hányadosát, így ebben az esetben a **Gr**-szám hagyható el. Az (l/L) geometriai számnak általában a hőtani hasonlóságnál kisebb a szerepe, mint a hidrodinamikai hasonlóságnál. Ennek megfelelően sok konvektív hőátadási kritériális egyenletben a geometriai szám nem szerepel. Az α hőátadási tényező (filmegyüttható) számítására alkalmazott összefüggések a fentieknek megfelelően a leggyakrabban a következő alakot öltik:

kényszerkonvekcióra: $$\alpha = \frac{\lambda}{L}\cdot \text{konst}\,(\mathbf{Re})^{n}\,(\mathbf{Pr})^{m}\left(\frac{l}{L}\right)^{h}, \qquad (10.39)$$

természetes konvekcióra: $$\alpha = \frac{\lambda}{L}\cdot \text{konst}\,(\mathbf{Gr})^{k}\,(\mathbf{Pr})^{m}. \qquad (10.40)$$

A konkrét fizikai képnek megfelelően, a hőtani hasonlóság kritériális egyenleteiben is szerepelhetnek járulékos dimenzió nélküli kifejezések. Ezek közül a leggyakoribb a viszkózus fluidumok esetén használatos (η/η_{fal}) viszkozitásarány, amely a főtömeg és fal melletti viszkozitásértékek arányát jelenti. A hőtani hasonlóság kritériális egyenleteinek leggyakrabban használatos kifejezéseit a 12. fejezetben tárgyaljuk.

10.8. Hősugárzás

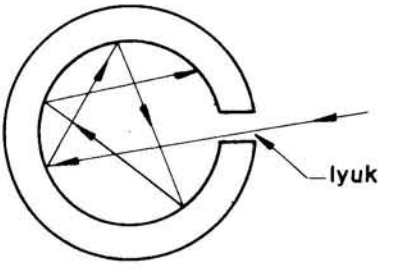
A hősugárzás voltaképpen a hő elektromágneses hullámok útján történő terjedése. A látható fény sugárzási sávja mellett helyet foglaló ún. infravörös sugárzás (0,8 μm-t meghaladó hullámhosszokon) csak akkor alakul át részben

vagy egészben hőenergiává, ha valamilyen anyagba ütközik. Tapasztalati tény, hogy az a test, amely a ráeső sugárzásból sokat nyel el, az erősen is sugároz. A hősugárzást leíró *Kirchoff-törvény* szerint: egy tetszőleges test által időegységenként kibocsátott, ill. elnyelt sugárzási energia azonos, és nagysága csak a hőmérséklet és a hullámhossz függvénye.

Abszolút fekete test és szürke test fogalma

Az ún. *abszolút fekete test* minden sugarat elnyel, a benne felhalmozódott hőt viszont teljesen kisugározza. Ilyen ideális test a valóságban nincs, jól közelíti azonban az abszolút fekete testet egy belső felületén kormozott doboz falán lévő kis lyuk. A lyukon beeső sugárzás a kormozott falú üregben a többszörös ide-oda verődés során gyakorlatilag teljesen elnyelődik *(10.5 ábra)*. A lyuk azonban nemcsak elnyeli a sugarakat, hanem az üregben kialakuló sugárzás egy része a lyukon át eltávozik az üregből, ami olyan, mintha a lyuk önmaga is sugározna.

Az abszolút fekete test által kibocsátott sugárzás erőssége a hullámhossz függvényében változik és függ a sugárforrás hőmérsékletétől. A hősugárzás alaptörvénye a *Stefan–Boltzmann-törvény* kísérletileg kimutatható és termodinamikailag is igazolható. E szerint az abszolút fekete test által kibocsátott hőáram arányos a felülettel és az abszolút hőmérséklet negyedik hatványával:

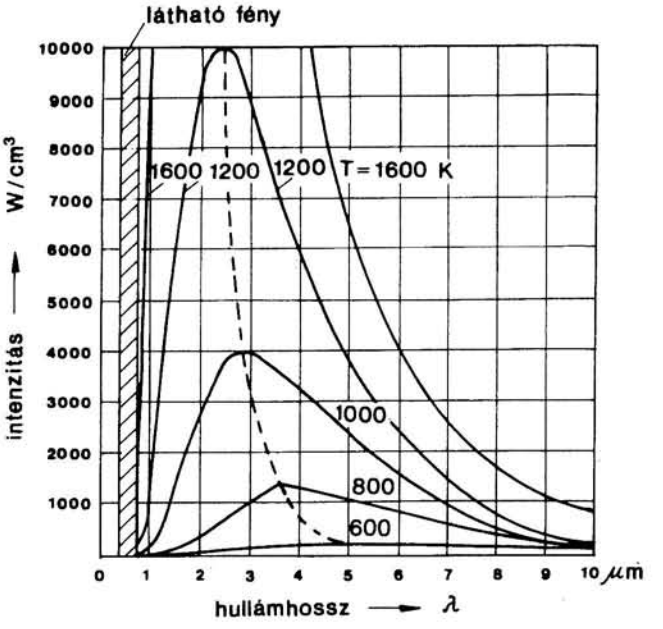


10.5. ábra. Az abszolút fekete test a sugarakat teljesen elnyeli

$$\dot{Q} = \sigma \, A \, T^4 , \qquad (10.41)$$

ahol $\dot{Q}$ a hőáram [W], A a test felülete [m^2], σ konstans az ún. abszolút fekete test sugárzási állandója: 5,676 $\cdot 10^{-8}$ [W/(m^{2}K^4)], T az abszolút hőmérséklet [K].

A kisugárzott energia erős hőmérsékletfüggése magyarázza azt, hogy a hősugárzás csak magasabb hőmérsékleten számottevő, ezért nevezik gyakran a test sugárzását hőmérsékleti sugárzásnak. A sugárzás intenzitása (W/cm^3) maximumgörbe szerint változik a hullámhossz (μm) függvényében *(10.6. ábra)*. A hőmérséklet növekedésével a görbék maximuma a kisebb hullámhosszak felé tolódik el. A maximumhoz tartozó λ_{max} és T fordított arányban állnak egymással. Ezt fejezi ki a *Wien-féle eltolódási törvény*, amely szerint:



10.6. ábra. Az abszolút fekete felület sugárzási intenzitásának változása különböző hőmérsékleteken, a hullámhossz függvényében

$$\lambda_{max}\, T = \text{konst.} = 2{,}896 \cdot 10^{-3}\ [\text{mK}]\ . \tag{10.42}$$

Egy test, amelyik nem abszolút fekete, $\varepsilon < 1{,}0$ emisszióképességgel rendelkezik, így a kibocsátott hőáram:

$$\dot{Q} = \varepsilon\, \sigma\, A\, T^4. \tag{10.43}$$

Az ε emisszióképességet az abszolút fekete test összsugárzásának hányadában adjuk meg. Minden valódi anyag emisszióképessége $\varepsilon < 1$, és ezeket a testeket *szürke testeknek* nevezzük.

A Kirchoff-törvény szerint a szürke testek abszorpció- és emisszióképessége az anyagtól, az abszolút hőmérséklettől és a sugárzás frekvenciájától függ. A hősugarakat a különböző anyagi minőségű valóságos testek tehát különbözőképpen nyelik el, ill. verik vissza. A világos, sima felületek jól visszaverik a hőt és rosszul sugározzák ki. A sötét, érdes felületű testek jó hőelnyelők és jól is sugároznak. A legtöbb ipari nem fémes felület vagy festett fémfelület emisszióképessége $\varepsilon \cong 0{,}9$ -nek, a tükörsima alumínium vagy rézfelület emisszióképessége pedig $\varepsilon \cong 0{,}03$-nek vehető.

Hősugárzás a környezet és egy kisméretű test között

Ha a környezet hőmérséklete magasabb mint a vizsgált kisméretű test hőmérséklete, hősugárzás lép fel a kisméretű test felé. A mérnöki gyakorlatban a kisméretű test abszorpció- és emisszióképességét két különböző hőmérsékleten azonosnak szokás venni ($\varepsilon_1 = \varepsilon_2$), így a kisméretű test sugárzással felvett hője a (10.43) alapján:

$$\dot{Q}_{\text{rad}} = A\,\varepsilon\,\sigma\,(T_1^4 - T_2^4) \tag{10.44}$$

ahol T_1 a kisméretű test, T_2 a környezet hőmérséklete.

10.1. példa

Számítsuk ki egy 0,0254 m külső átmérőjű és 0,61 m hosszú vízszintes acélcső sugárzásos hőfelvételét egy csőkemencében, ha a cső felületi hőmérséklete 588 K, a csőkemence terében lévő hőmérséklet pedig 1088 K. Az acélcső emisszióképessége $\varepsilon = 0{,}6$.

Megoldás

$$A = \pi\,D\,L = \pi \cdot 0{,}0254 \cdot 0{,}61 = 0{,}0487\ \text{m}^2,$$

$$\dot{Q} = A\,\varepsilon\,\sigma\,(T_1^4 - T_2^4) = 0{,}0487\,(0{,}6)\,(5{,}676 \cdot 10^{-8})\left[(588)^4 - (1088)^4\right] = -\,2130\ \text{W}\,.$$

Hősugárzás és konvektív hőátadás

Vákuum kivételével, a hősugárzás a konvektív hőátadással együttesen lép fel. A konvektív hőátadás lehet természetes vagy kényszerített. Uniform felületi hőmérsékletnél itt is a *Stefan–Boltzmann-törvény* használható a hősugárzás számítására. Az összes hőátvitelt a sugárzási- és a konvektív hőáramok összege adja.
A konvektív hőáram:

$$\dot{Q}_{\text{konv}} = \alpha\ A\,(T_1 - T_2). \tag{10.45}$$

A sugárzásos hőáram α_{rad} sugárzási hőátadási tényező formális bevezetésével:

$$\dot{Q}_{\text{rad}} = \alpha_{\text{rad}}\ A\,(T_1 - T_2). \tag{10.46}$$

Az összes hőáram:

$$\dot{Q} = \dot{Q}_{konv} + \dot{Q}_{rad} = (\alpha + \alpha_{rad})\, A\, (T_1 - T_2). \qquad (10.47)$$

A (10.44) és (10.46) egyenletekből α_{rad} kifejezése:

$$\alpha_{rad} = \frac{\varepsilon\, \sigma\, (T_1^4 - T_2^4)}{T_1 - T_2} = \frac{\varepsilon\, (5{,}676) \left[(T_1/100)^4 - (T_2/100)^4 \right]}{T_1 - T_2}. \qquad (10.48)$$

10.2. példa

Számoljuk újra a *10.1. példában* ismertetett feladatot a hősugárzás és a természetes konvektív hőátadás együttes figyelembevételével. Az α hőátadási együttható számítására a vízszintes csőre természetes konvekcióra ajánlott

$$\alpha = 1{,}32\, (\Delta T / D)^{\,0{,}25} \qquad (10.49)$$

közelítést használjuk.

Megoldás

$$\alpha = 1{,}32 \left(\frac{1088 - 588}{0{,}0254} \right)^{0{,}25} = 15{,}64 \ \ \mathrm{W/(m^2K)}.$$

A (10.48) összefüggés alkalmazásával:

$$\alpha_{rad} = (0{,}6)\, (5{,}676)\, \frac{(1088/100)^4 - (588/100)^4}{1088 - 588} = 87{,}3 \ \ \mathrm{W/(m^2\ K)}\ .$$

Behelyettesítve a (10.47) egyenletbe:

$$\dot{Q} = (\alpha + \alpha_{rad})\, A\, (T_1 - T_2) = (15{,}64 + 87{,}3)\, (0{,}0487)\, (588 - 1088) = -2507 \ \mathrm{W}\ .$$

A tisztán hősugárzással kapott hőfelvétel *(10.1. példa)* $\dot{Q} = -2130$ W csupán $\dot{Q} = -2507$ W-ra nőtt a természetes konvekció figyelembevételével. Ennél a feladatnál ugyanis a nagy hőmérséklet-különbség miatt a hősugárzás a legfontosabb hőátviteli mechanizmus.

Gázok hősugárzása

Gázok hősugárzása a szilárd testek hősugárzásától eltér, ugyanis sok három- és többatomos gáz egyes hullámsávokban a hősugarakat elnyeli, ill. ugyanezen sávokban emisszióra is képes. A műszaki gyakorlatban fontosabb ilyen gázok a H_2O, a CO_2 és a SO_2.

A gázok szelektív (parciális) hősugárzása az abszolút hőmérséklettől, a gáz parciális nyomásától és a rétegvastagságtól függ. Olyan gázelegyek sugárzásánál, amelyek vízgőzt és szén-dioxidot egyaránt tartalmaznak (pl. füstgázok), a kölcsönös abszorpció miatt a kisugárzott meleg mintegy 2...5% -kal kisebb, mint az együttes egyedi sugárzások összege [22, 56].

10.9. Instacionárius hőátvitel

Instacionárius hőátvitelről beszélünk akkor, amikor a hőátviteli folyamat időben pontról-pontra változik. Ha egy testet – pl. egy konzervet, egy vajashordót vagy egy tartályban levő folyadékot – felmelegítünk, ill. lehűtünk, ezek időben pontról-pontra változó hőmérsékletű (nemállandósult, azaz instacionárius) hőátviteli folyamatokat eredményeznek.

Szilárd testen belül az időben nemállandósult hőátvitel a test részecskéinek helyváltoztatása nélkül megy végbe, ez az ún. *instacionárius hővezetés*. A szakirodalom I. NEWTON (1700) és J. B. FOURIER (1822) óta behatóan foglalkozik a szilárd testek instacionárius hővezetésével. Folyadékok és gázok esetén a hővezetés mellett *instacionárius konvekció* is fellép. Például egy tartályban levő folyadék felmelegítésekor a hővezetésen kívül természetes áramlás is létrejön, ha pedig a tartályban lévő folyadékot még keverjük (vagy szivattyúzzuk) is, akkor kényszerkonvekció is fellép. Bonyolultabb esetekben a hősugárzás is befolyásolhatja a hőátvitelt.

A folyamatos működésű ipari hőátviteli készülékeknél általában nem szükséges az instacionárius hőátvitel részletes vizsgálata: ezeket a készülékeket tehát stacionárius állapotra méretezik. Azoknál a készülékeknél azonban, melyeknél a felmelegítési vagy a lehűtési szakasz a stacionárius szakasz idejéhez képest számottevő, vagy a készülék működése szakaszos (és így a stacionárius állapot nem tud beállni), mindig számolnunk kell az instacionárius hőátvitel folyamatával.

Szilárd testek hőmérsékletének és az átvitt hőmennyiségnek az időbeli változása a legáltalánosabb formában a hő-mérlegegyenlet megoldásával hatá-

rozható meg. A hő-mérlegegyenlet analitikus megoldása – még egyszerűsítő feltételek bevezetésével is – annyira bonyolult, hogy azok a gyakorlati számításokhoz nem használhatók. A hasonlóságelmélet alkalmazása azonban nagymértékben elősegíti az instacionárius hőátvitel gyakorlati számítását.

Az instacionárius hőátvitel dimenziómentes változói

Az instacionárius hőátvitelnél a hő-mérlegegyenlet vezetéses és a lokális megváltozás tagjai mellett legtöbbször az átadási tag figyelembevétele is szükséges. Sok gyakorlati problémánál ugyanis a hővezetéssel a test felszínére szállított hő átadási mechanizmussal kerül a környező fluidumba. A hő mérlegegyenlete a forrás és a konvektív tagok elhagyásával a (10.22) egyenletből egy dimenzióra (x irányban):

$$\frac{\partial\,(\rho\, c_p\, T)}{\partial\, t} = a\frac{\partial^{\,2}\,(\rho\, c_p\, T)}{\partial\, x^2} + \alpha\, \omega_q \Delta T\,. \qquad (10.50)$$

Ha az egyenletet egyetlen T hőmérséklettel és L hosszmérettel a szokásos dimenzionális kifejezéssé alakítjuk át, a következőt kapjuk:

$$\left[\frac{\rho\, c_p\, T}{t}\right] = \left[\frac{a\,\rho\, c_p\, T}{L^2}\right] + \left[\frac{\alpha\, T}{L}\right]. \qquad (10.51)$$

Az egyenletet a hővezetésnek megfelelő taggal végigosztva a következő dimenzió nélküli változókat (vagy reciprok értékét) kapjuk:

$$\frac{\left[a\,\rho\, c_p\, T / L^{\,2}\right]}{\left[\rho\, c_p\, T / t\right]} = \frac{a\, t}{L^2} = \mathbf{Fo} \qquad (\textit{Fourier}\text{-szám}), \qquad (10.52)$$

$$\frac{\left[\alpha\, T / L\right]}{\left[a\,\rho\, c_p\, T / L^2\right]} = \frac{\alpha\, L}{a\,\rho\, c_p} = \frac{\alpha\, L}{\lambda} = \mathbf{Bi} \qquad (\textit{Biot}\text{-szám}). \qquad (10.53)$$

A *Fourier*-szám a hődiffuzivitás (hőmérséklet-vezetési tényező) és a lehűlési, ill. felmelegedési idő szorzata osztva a vizsgált testre jellemző mértani méret négyzetével. A **Fo**-szám tulajdonképpen egy dimenzió nélküli időt jelent és további jellemzője, hogy nem tartalmazza a hőmérsékletet. Az instacionárius

hőátvitel másik hasonlósági kritériuma a *Biot*-szám látszólag azonos a *Nusselt*-számmal, de míg a *Nusselt*-szám nevezőjében az áramló közeg hővezetési tényezője szerepel, addig a **Bi**-számban a lehűlő, ill. felmelegedő szilárd test hővezetési tényezője ($\lambda = a\,\rho\,c_p$).

A hővezetés differenciálegyenletének határfeltételei és általános megoldása

Az instacionárius hőátvitel törvényszerűségeinek vizsgálatánál a hővezetés differenciálegyenletéből (ún. *Fourier*-differenciálegyenlet) indulhatunk ki, mely a hő-mérlegegyenlet vezetési és lokális megváltozási tagjait tartalmazza. Ennek alakja derékszögű koordináta-rendszerben (nyugvó közegre, belső hőforrás és hőátadás nélkül):

$$\frac{\partial T}{\partial t} = a\left(\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2}\right) = a\nabla^2 T\,, \tag{10.54}$$

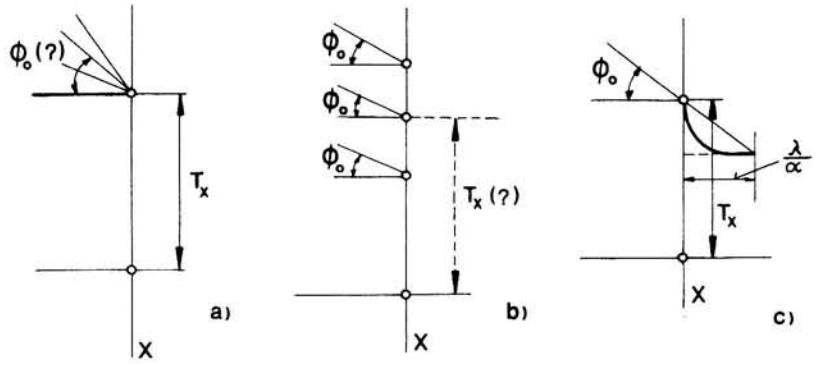
ahol a = a hőmérséklet-vezetési tényező ($a = \frac{\lambda}{c_p \rho}$). Ugyanez a differenciálegyenlet hengerkoordinátákkal:

$$\frac{\partial T}{\partial t} = a\left(\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r}\cdot\frac{\partial T}{\partial r} + \frac{1}{r^2}\cdot\frac{\partial^2 T}{\partial \phi^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2}\right), \tag{10.55}$$

ahol r = a sugár (a henger sugara), ϕ = a szög, z = a henger hossztengelye.

Az átadási tagot általában határfeltételekben veszik figyelembe a Fourier-differenciálegyenlet megoldásánál. A határfeltételek – azaz a kezdeti és a peremfeltételek – többféleképpen megadhatók. A kezdeti feltétel azt jelenti, hogy $t = 0$ kezdeti időpillanatban a vizsgált test valamennyi pontjának hőmérséklete ismert. A peremfeltételek megadásának egyik esete: a vizsgált test felszínének hőmérséklete ismert (I. fajú feltétel). Ez a hőmérséklet vagy állandó, vagy csak az idő függvénye. Másik eset: a felületen átmenő melegmennyiség, hőáram ismert (II. fajú feltétel).

A harmadik feltétel, hogy a test felszínére szállított hő átadási mechanizmussal kerül a környező fluidumba. Ilyenkor a környező közeg hőmérsékletét, valamint ezen közeg és a vizsgált test falfelülete közötti α hőátadási tényezőt adjuk meg (III. fajú feltétel). A háromféle esetet a *10.7. ábrán* mutatjuk be.



10.7. ábra. A hővezetés peremfeltételeinek három esete a – a test felszíni hőmérséklete ismert, b – a felületen átáramló hőmennyiség ismert, c – a környező közeg hőátadási tényezője és hőmérséklete ismert

Az első esetben T_x felszíni hőmérséklet ismert. Az átmenő dQ hőmennyiség viszont (és ezzel együtt ϕ_0) szög ismeretlen. (A ϕ_0 szög jelképezi a hőmérsékletvonal behatolási irányszögét.) Itt

$$\mathrm{tg}\phi_0 = -\frac{\partial T}{\partial x}, \tag{10.56}$$

ugyanis

$$\mathrm{d}Q = -\lambda \frac{\partial T}{\partial x}\mathrm{d}A, \tag{10.57}$$

ahol dQ = időegység alatt átmenő elemi hő, dA = elemi falfelület, λ = a vizsgált szilárd test hővezetési tényezője.

A második esetben T_x nem ismeretes, de ϕ_0 igen (azaz $\frac{\mathrm{d}Q}{\mathrm{d}A}$ ismert).

A harmadik esetben a környező közeg T_u hőmérséklete, valamint a közeg és vizsgált test felülete közötti α hőátadási tényező ismert. Erre az esetre felírható a *Newton*-egyenlet: $\mathrm{d}Q = \alpha\left(T_x - T_u\right)\mathrm{d}A$, továbbá írható:

$$\alpha\left(T_x - T_u\right) = -\lambda\left(\frac{\partial T}{\partial x}\right). \tag{10.58}$$

A ϕ_0 szög tangense (a húr és az érintő mértani hasonlósága alapján):

$$\mathrm{tg}\phi_0 = -\frac{\partial T}{\partial x} = \frac{T_x - T_u}{\frac{\lambda}{\alpha}}. \tag{10.59}$$

Bevezetve az ún. „többlethőmérsékletet":

$$\Theta = T - T_u, \tag{10.60}$$

ahol T_u a környezeti hőmérséklet, és figyelembe véve, hogy a kezdeti időpontban $\Theta_c = T_c - T_u$, a lehűlés közben pedig $\Theta = T - T_u$, általában mondható, hogy az instacionárius hőátvitel differenciálegyenletének általános megoldása a következő:

$$\frac{\Theta}{\Theta_c} = \mathrm{f}\left(\frac{x}{X}, \mathbf{Fo}, \mathbf{Bi}\right), \tag{10.61}$$

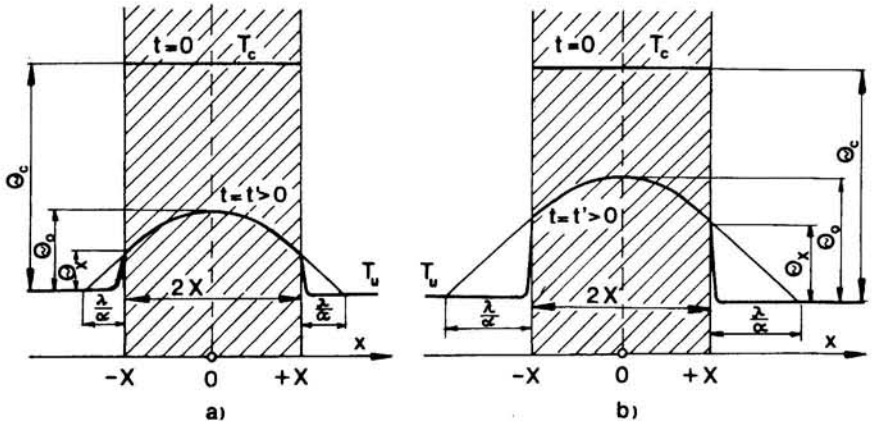
ahol $\frac{x}{X}$ dimenzió nélküli geometriai szám, x tetszőleges helyi pont és X karakterisztikus hosszméret.

Testek lehűlése és felmelegedése

A hővezetés differenciálegyenletével analitikai módon legelőször J. FOURIER foglalkozott, 1822-ben. Egyszerű geometriai testekre a XX. században többen is kidolgoztak a test felmelegedését és lehűlését reprezentáló diagramokat, illetve táblázatokat.

a) 2X vastagságú sík lemez

Vizsgáljuk két oldalán hűtött, $2X$ vastagságú sík lemezt *(10.8. ábra)*. Az eredetileg T_c hőmérsékletű lemezt helyezzük T_u hőmérsékletű térbe. Tehát $t = 0$ időpillanatban a lemez hőmérséklete T_c, a környezet hőmérséklete pedig változatlanul T_u (minden időpontban). T változó érték, és a lemez bármely pontjában a hőmérsékletet jelenti. A Θ eszerint t idő és x hely függvénye.



10.8. ábra. A $2X$ vastagságú lemez lehűlése a – nagy hőátadási tényező esetén, b – kis hőátadási tényező esetén

Vegyük fel kezdeti feltételként a következőket:

$$\Theta = \Theta_c, \qquad \text{ha} \qquad t = 0 \tag{10.62}$$

és peremfeltételként

$$-\lambda \frac{\partial \Theta}{\partial x} = \alpha \Theta, \qquad \text{ha} \qquad x = \pm X. \tag{10.63}$$

Szimmetriaokok miatt (mivel mindkét féloldal lehűlését azonosnak feltételezzük)

$$\frac{\partial \Theta}{\partial x} = 0, \qquad \text{ha} \qquad x = 0. \tag{10.64}$$

A lemez pontjainak hőmérséklete a t idő előrehaladásával egyre inkább megközelíti a környezet T_u hőmérsékletét. Eszerint az idő előrehaladásával Θ „túlhőmérséklet" a zérus felé halad.

A *10.8. ábrán* bejelöltük a lemez felületi T_x hőmérsékletének megfelelő Θ_x túlhőfokot, valamint a középtengely (szimmetriasík) Θ_0 túlhőmérsékletét és a $t = 0$ időponthoz tartozó Θ_c túlhőfokot. (Ez utóbbit $t = 0$ időpontban a lemez minden pontjára nézve ugyanaz.)

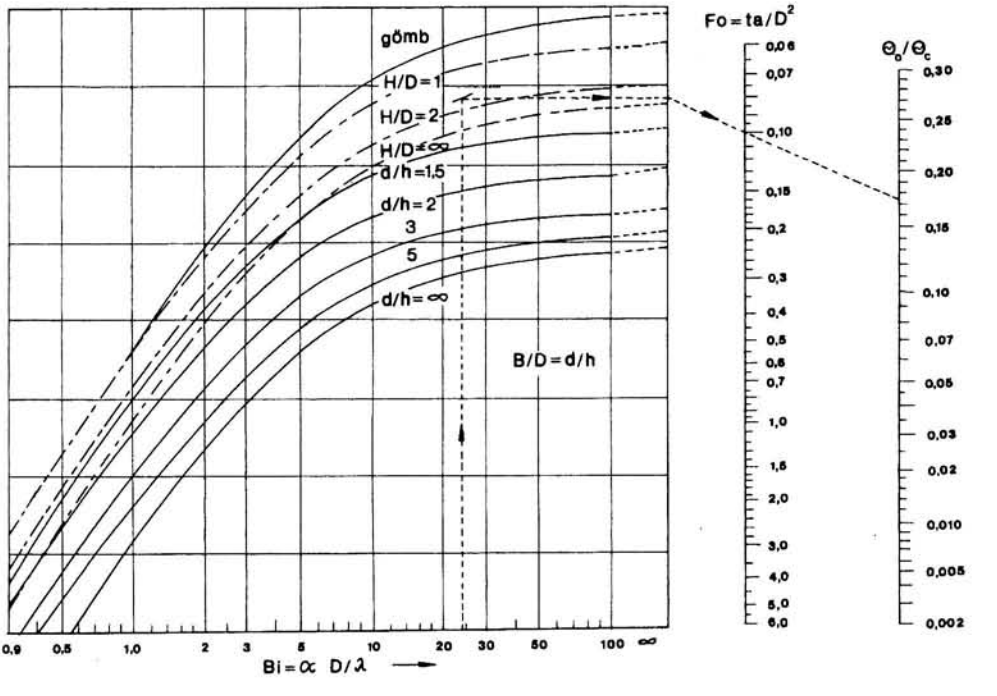
A Θ hőfokra levezethető közelítő megoldás $\mathbf{Fo} = \frac{at}{X^2} \geq 0{,}24$ esetén 1%-nál kisebb hibával [14]:

$$\Theta = \Theta_c \; C \; e^{-\mu^2 at/X^2} \; \cos\left(\mu \frac{x}{X}\right) =$$

$$= \Theta_c \; C \; e^{-\mu^2 \, \mathbf{Fo}} \; \cos\left(\mu \frac{x}{X}\right) , \qquad (10.65)$$

ahol C és μ konstansok a **Bi**-szám függvényei, a következő táblázat szerint:

Bi	∞	10	5	2	1	0,5	0,2	0,1	0,01
C	1,2732	1,2620	1,2402	1,1784	1,1191	1,0701	1,0311	1,0161	1,0017
μ	1,5708	1,4289	1,3138	1,0769	0,8603	0,6533	0,4328	0,3111	0,0998



10.9. ábra. Baehr-nomogram

b) A lehűlés egyszerűsített számítása

Különböző alakú és méretű testeknél a lehűlés sebessége, azaz a kiegyenlítődési folyamat más és más. A lehűlés időtartamának számítását H. D. BAEHR leegyszerűsítette [3].

A (10.65) egyenlet nem oldható meg t időre explicit formában. Az elhanyagolás bizonyos nagyobb időszakaszt előfeltételez. Az egyszerűsítés előfeltétele:

$$\frac{T_0 - T_u}{T_c - T_u} < 1/3 \tag{10.66}$$

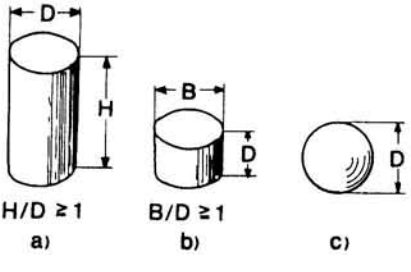
A *H. D. Baehr*-módszer részletes matematikai ismertetése helyett az ugyancsak általa kidolgozott nomogramra szorítkozunk.

A *10.9. ábra* henger és gömb alakú testek lehűlésének grafikus számítására szolgál. A nomogram abszcisszája: $\mathbf{Bi} = \frac{\alpha D}{\lambda}$, a középső vonalsereg (ordináta) pedig $\mathbf{Fo} = \frac{at}{D^2}$. A *10.9.* nomogramhoz magyarázó segédábraként csatlakozik a *10.10. ábra.*

Magyarázat

Valamely testet, amely T_c (eredeti) konstans hőmérsékletű, helyezzük el T_u hőmérsékletű közegbe (pl. hűtőkamrába), vagyis: $T_c > T_u$.

Keressük azt a t időt, amely alatt T_0 középponti (tengelyvonali, „mag"-) hőmérsékletig lehűl. A nomogram ennek a t lehűlési időnek a meghatározására szolgál, másrészt adott t lehűlési idő esetén a T_0 maghőmérséklet számítható.



10.10. ábra. Segédábra a Baehr-nomogramhoz a – hosszú henger, b – rövid henger, c – gömb

Jelölések: a a test hőmérsékletvezetési tényezője (hődiffúzivitás), $a = \frac{\lambda}{c_p \cdot \rho}$, m²/s,

$\Theta_c = T_c - T_u$ a kezdő időpontban a lehűtendő test és a környezet-hőmérséklet különbsége,

$\Theta_0 = T_0 - T_u$ a lehűtés utáni hőmérséklet-különbség.

A nomogram hosszú ($H > D$) és rövid ($h < d$) hengerre, valamint gömbre vonatkozik.

10.4. példa

Számítsuk ki egy vajashordó lehűlési idejét. A hordó átmérője $D = 0{,}36$ m, magassága $H = 0{,}6$ m, kezdeti hőmérséklete $\vartheta_c = 22°C$. A hűtőkamra $\vartheta_{ü} = -1°C$ hőmérsékletű. A vaj adatai: $\lambda = 0{,}12$ kcal/(m·h·°C) azaz $\lambda = 0{,}14$ J/(s·m·K), $c_p = 0{,}55$ kcal/(kg·°C) azaz $c_p = 2{,}3$ J/(kg·K), és $\rho = 950$ kg/m^3.
Mekkora a t lehűtési idő, ha a kívánt maghőmérséklet $\vartheta = +3°C$? A hőátadási tényezőt $\alpha = 8$ kcal/(m^2·h·°C), azaz 9,3 J/(s·m^2·K) értéknek vesszük.

Megoldás

A *Biot*-szám: $\mathbf{Bi} = \dfrac{\alpha D}{\lambda} = 24$, a geometriai arány: $\dfrac{H}{D} = 1{,}67.$

$$\Theta_0 = \vartheta_0 - \vartheta_u = 3 - (-1) = 4\ °C$$

$$\Theta_c = \vartheta_c - \vartheta_u = 22 - (-1) = 23\ °C$$

$$\frac{\Theta_0}{\Theta_c} = 0{,}174\ .$$

Induljunk ki a nomogram **Bi** = 24 vízszintes skálapontjáról és húzzunk függőlegest $H/D = 1{,}67$ görbéig. Innen vízszintesen haladunk a nomogram jobb oldali határáig. E pontot kössük össze a jobb szélső skálán a $\dfrac{\Theta_0}{\Theta_c} = 0{,}174$ ponttal.

A szerkesztővonal kimetszi a $\mathbf{Fo} = \dfrac{at}{D^2} = 0{,}1$ pontot.

A hődiffuzivitás; $a = \dfrac{\lambda}{c_p \cdot \rho} = 0{,}00023$ m^2/h,

Innen a hűtési idő: $t = \dfrac{\mathbf{Fo} \cdot D^2}{a} = \dfrac{0{,}1 \cdot 0{,}36^2}{0{,}00023} = 56$ h.

c) Vékony falú folyadéktartály lehűlése és felmelegedése

Az iparban gyakori eset vékony falú tartályban tárolt folyadék felfűtése, illetve lehűtése. Ezt a problémát általában két egyszerűsítő feltevéssel számolhatjuk:

1. a folyadék-hőmérséklet a tartályban állandóan kiegyenlítődik,
2. a fal hőtároló kapacitása elhanyagolható.

Az első feltétel pl. keverés révén könnyen teljesíthető; vékony falú tartálynál a második feltétel is fennáll.

Legyen a tartályfolyadék hőmérséklete $t = 0$ időpontban T_c. A környező tér hőmérséklete a tartályon kívül T_u. A túlhőmérséklet $t = 0$ időpontban: Θ_c. Elemi dt idő alatt a tartály A felületén k hőátviteli tényező mellett távozó hőmennyiség

$$-Gc_p\mathrm{d}T = -Gc_p\mathrm{d}\Theta = -W\mathrm{d}\Theta. \tag{10.67}$$

$W = Gc_p$ a tartály + folyadék hőkapacitása („vízértéke"). Vékony falú tartálynál elég a folyadék hőkapacitásával számolni. Itt c_p a fajhő és G a tartályfolyadék tömege. Így:

$$-W\mathrm{d}\Theta = kA\Theta\mathrm{d}t. \tag{10.68}$$

A differenciálegyenlet változóit szétválasztva és az integrálást kijelölve

$$\int_{\Theta_c}^{\Theta}\frac{\mathrm{d}\Theta}{\Theta} = -\frac{kA}{W}\int_0^t \mathrm{d}t; \tag{10.69}$$

integrálás után

$$\frac{\Theta}{\Theta_c} = \frac{T - T_u}{T_c - T_u} = \mathrm{e}^{-\frac{kA}{W}t}. \tag{10.70}$$

Tehát a hűtési idő

$$t = \frac{W}{kA}\ln\frac{\Theta_c}{\Theta} = \frac{W}{kA}\ln\frac{T_c - T_u}{T - T_u}. \tag{10.71}$$

A tartályfolyadék hőmérséklete tehát exponenciálisan közelíti meg a T_u környezeti hőmérsékletet.

11. Hőhordozók

A vegyipar és rokon iparok sok eljárásában fűteni vagy hűteni kell. E célra szolgálnak a fűtőközegek, ill. a hűtőközegek és a hozzájuk tartozó berendezések. E fejezetben elsősorban a fűtőközegekről beszélünk.

11.1. Bevezetés

A vegyipar és rokon iparok számos folyamata igényel fűtést vagy hűtést.

A vegyi reakciók hőszinezet szempontjából exotermek vagy endotermek lehetnek. Az Arrhenius-törvény eligazítást nyújt bizonyos reakciók célszerűbb megvalósításához, a műszakilag, gazdaságilag megfelelőbb hőmérséklet megválasztásához.

Számos művelet elképzelhetetlen a környezeti hőmérséklettől való – sokszor elég jelentős – pozitív vagy negatív értelmű eltérés nélkül.

Az alkimisták és a régebbi idők vegyészei fűtésre lombik vagy üst alatti tüzelést, lánggal való melegítést használtak. Manapság is többféle kemence használatos: a kőolajipari csőkemencék, a forgódobos szárítók, a forgódobos cementipari kemencék, a kenyérsütő kemencék stb. Hűtésre a hidegebb levegő fúvása, hideg vizes locsolás vagy jég, később bizonyos hűtőkeverékek (hó vagy jég és szalmiáksó stb.) szolgáltak.

Mikor a gőzkazánokat feltalálták és használatba vették, megszületett a máig is legjobb fűtőközeg: a vízgőz.

A hűtés korszerű megoldása a hűtőgéprendszer feltalálásával és a kompresszoros, ill. abszorpciós hűtőgépek gyártásával és üzembeállításával kezdődött kb. az 1860-as években.

E fejezetben főleg a fűtőközegekkel és ezen belül is elsősorban a vízgőzzel foglalkozunk és itt csak érintőlegesen tárgyaljuk a hűtőközegeket. A hűtésről és hűtőberendezésekről külön fejezetben (15. fejezet) szólunk.

Itt ismertetjük a szén-dioxid jég és hó halmazállapotú változatát, amelynek pongyola kereskedelmi elnevezése szárazjég és szénsavhó. Ezt részben didaktikai okokból tesszük, azért, hogy egyidejűleg bemutathassuk a H_2O és a CO_2 fázisdiagramját és fázisváltozásait, részben pedig azért, mert a CO_2 szilárd változatát közvetlen hűtőközegként sokszor használjuk egyes ipari, ill. kereskedelmi célokra. (Ilyen pl. a málna hűtővagonokban való szállítása.)

Megjegyzendő, hogy a H_2O-gőz, a vízgőz is gyakran kerül közvetlen, direkt felhasználásra (pl. vízgőz-desztilláció).

11.2. A fázistörvény és a fázisdiagram

Termodinamikai rendszer alatt az anyagi világ egy valóságos vagy képzeletbeli fallal körülhatárolt részét értjük. A rendszer komponensekből tevődik össze. Komponens alatt kémiai elemet vagy kémiai vegyületet értünk. A komponens vagy komponensek megjelenési formája a halmazállapotuk. Fázis alatt a szokásos értelemben vett gáz, folyadék vagy szilárd halmazállapotot értjük, kiemelve, hogy minden szilárd kristálymódosulat is külön fázisnak tekintendő. Ha két kémiai vegyület nem elegyedik minden arányban, akkor a korlátozott elegyedés azt jelenti, hogy bizonyos koncentrációsávban *két* folyadékfázis van a rendszerben. Gázok minden arányban elegyednek, mindig.

A Gibbs-féle fázistörvény kimondja, hogy a rendszer komponensei és fázisai a rendszer termodinamikai szabadsági fokát meghatározzák:

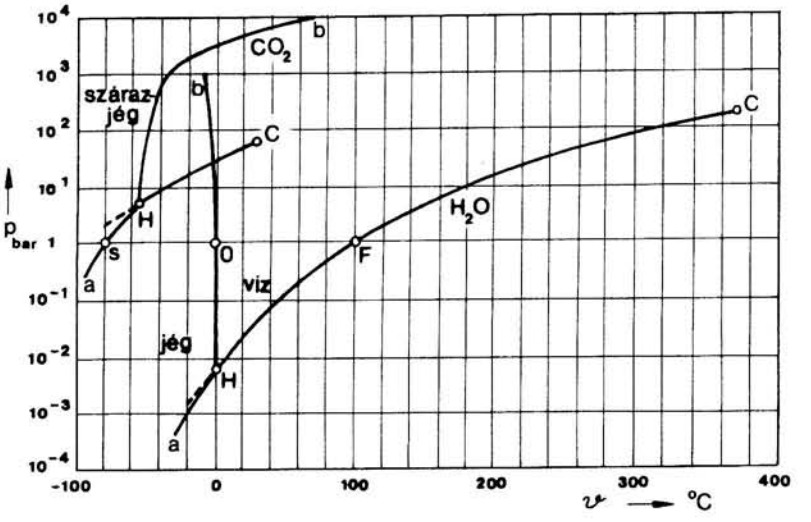
$$C + 2 = P + F,$$

ahol C a komponensek száma
P a fázisok száma
F a rendszer szabadsági fokának száma.

Egykomponensű rendszer (melyet „tiszta anyag" néven is neveznek) egyensúlyban egyidejűleg jelenlevő három fázissal nulla szabadsági fokú. Ez az ún. hármaspont. Minden tiszta anyagnak van legalább egy hármaspontja. Több is lehet, ha az illető anyagnak több szilárd kristálymódosulata van.

A fázisdiagramban az abszcissza a hőmérséklet, az ordináta a nyomás (ez utóbbi célszerűen logaritmikusan skálázva).

A *11.1. ábra* a CO_2 és a H_2O fázisdiagramja [50].

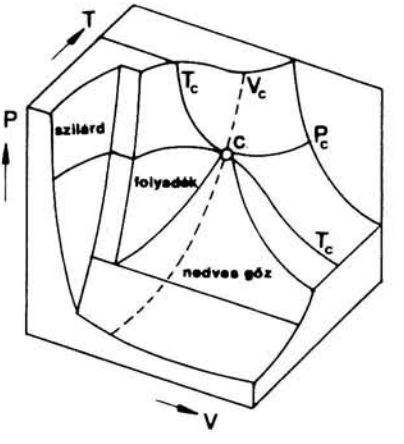


11.1. ábra. A CO_2 és a H_2O fázisdiagramja

A *11.2. ábrán* a nyomás ~ hőmérséklet ~ fajtérfogat hármasrendszert szemléltetjük vázlatosan egy tiszta anyagra. [52].

H pont a hármaspontot, *C* pont pedig a kritikus pontot jelöli.

Vegyük szemügyre az *11.1. ábrát.* A környezeti légköri nyomás 1 bar. Ha ezen a p = 1 bar vízszintesen végigmegyünk, látható, hogy az a szén-dioxidnak csak egyetlen görbéjét *(H-a)* metszi, a *H* pont alatt *(S pont)*. A víz (H_2O) esetén két metszéspontot kapunk. Az egyik a *(H-b)* görbén az *O* pont, a másik a *(H-c)* görbén az *F* pont. Ezek a pontok a légköri nyomáshoz tartozó *normál fázisváltozási pontok*, éspedig *S* pont a normál szublimációs pont, *O* pont a normál olvadási (dermedési) pont és *F* pont a normál forráspont.



11.2. ábra. Egykomponensű anyag $T \sim p \sim V$ rendszere

Kimondhatjuk, hogy a tiszta anyagok két fő csoportra oszthatók. Az egyiknek normál szublimációs pontja van, ilyen a CO_2. A másik csoportra a normál olvadási és normál forráspont a jellemző.

A CO_2 hármaspontja ugyanis:

$$p_H = 5{,}18 \text{ bar és } \vartheta_H = -56{,}6°C.$$

Tehát légköri nyomáson nem létezik cseppfolyós szén-dioxid.

A normál szublimációs (*S*)pont:

$$\vartheta_S = -78{,}9°C.$$

A fázisdiagramok markáns pontja a kritikus pont. Definíciója: a kritikus pontban a forrásban levő folyadék és gőzének sűrűsége azonos és a párolgáshő zérus.

A CO_2 kritikus pontja:

$$p_c = 73{,}8 \text{ bar és } \vartheta_c = 31{,}3°C.$$

A másik fő csoport jellegzetes képviselője a víz.

A hármaspont:

$$p_H = 610{,}8 \text{ Pa és } \vartheta_H = 0°C.$$

A cseppfolyós víz normál fagyáspontja, vagyis a vízjég normál olvadáspontja $\vartheta_0 = 0°C$ és a H_2O normál forráspontja $\vartheta_f = 100°C$.

A H_2O kritikus pontja:

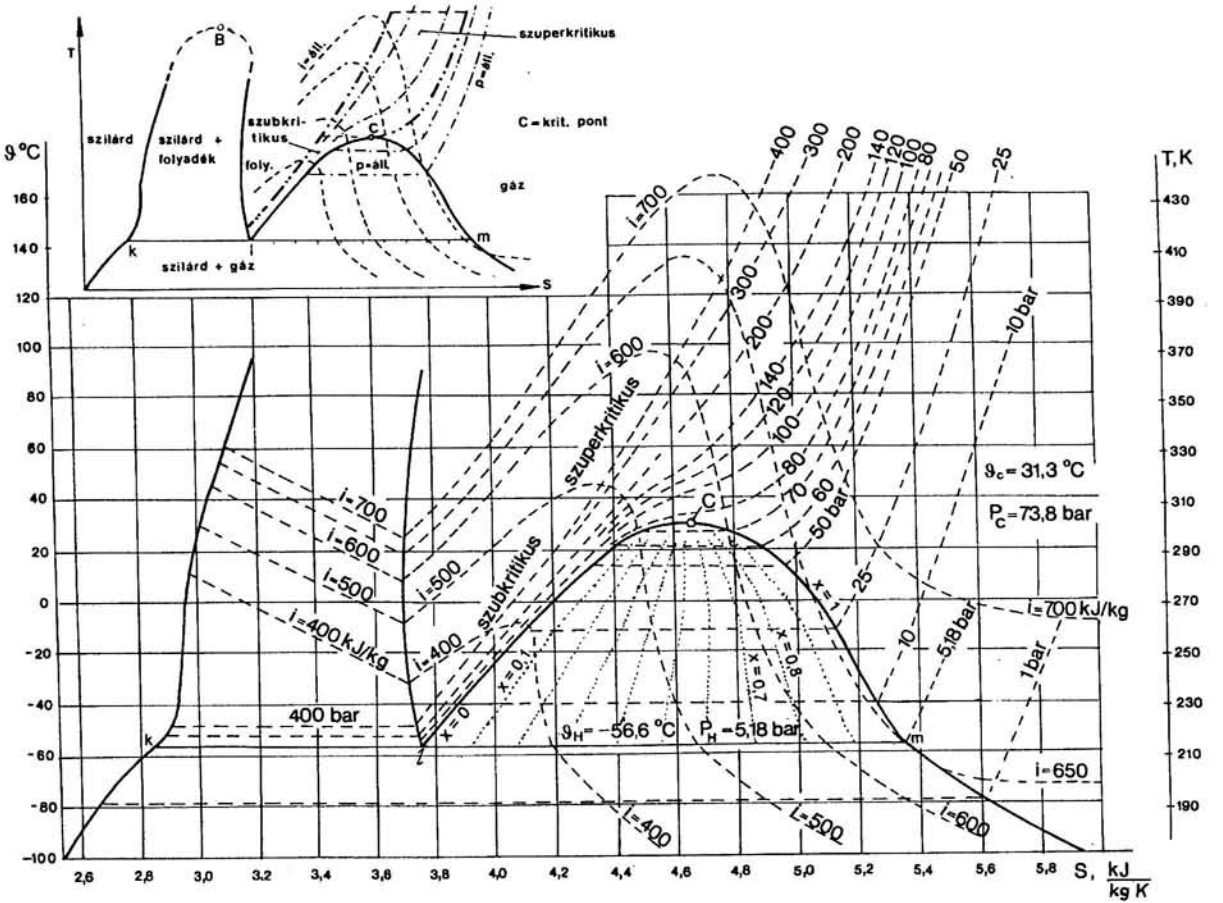
$$p_c = 221{,}15 \text{ bar és } \vartheta_c = 374{,}12°C.$$

A *11.1. ábrán* a *H-C* görbe a gőznyomás-forráspont görbe, a *H-b* görbe az olvadáspont-fagyáspont görbe és a *H-a* görbe a szublimációs görbe.

A hőmérséklet ~ entrópia diagram

Megkülönböztetünk nedves gőzt, száraz gőzt és túlhevített gőzt(gázt).

Példaképpen a CO_2 hőmérséklet ~ entrópia diagramban *(11.3. ábra)* ábrázolhatjuk a háromféle gőzállapotot. A nedves gőz tartománya az $l - C - m$ pontokkal jelzett „harang"-görbe alatti terület. Itt az egykomponensű rendszer két fázisú: folyadék és gőz. A gőz nedvességtartalmát a gőzminőségi görbék (x) jelzik. Például $x = 0{,}8$ azt jelenti, hogy a folyadéktartalom 20%, a gőztartalom 80% a nedves gőzben.



11.3. ábra. CO_2 hőmérséklet ~ entrópia diagramja

Az $l - C$ görbeszakasz a folyadék kezdő forráspontjait jelzi, neve *alsó határgörbe*, itt $x = 0$ a gőzminőség.

A $C - m$ görbeszakasz a túlhevített gőzből (gázból) száraz telített gőzzé válás határpontjait jelzi. Itt kezdődik a gőz lecsapódása, azaz kondenzációja. Neve *felső határgörbe,* itt $x = 1$.

A $k - B - l$ görbe alatti terület is kétfázisú: szilárd + folyadékolvadék.

Még egy kétfázisú zóna van, ahol szilárd + gáz a heterogén rendszer: ez a szublimálás területe. A $k - l - m$ egyenes alatti tartomány a *11.3. ábrán*. A $k - l - m$ egyenes egyúttal a hármaspont vonala is.

Egyfázisú területek a szilárd-, a folyadék- és a gáztartományok. Két jellegzetes határhőmérséklet jelzi a nedves gőz tartományt: felül a C pontban a T_c kritikus hőmérséklet, alul az $l - m$ vízszintes (azaz T_H hármasponti hőmérséklet). Ahol a nedves gőzből teljesen eltűnik a folyadékfázis, az az ún. felső határgörbe, itt a gőz: *száraz* telített gőz. Az alsó határgörbe a kezdő forráspontok gyűjtőhelye. Alsó határgörbe l ponttól C pontig tart. A felső határgörbe C ponttól m pontig tart. A száraz gőzön túli terület a *túlhevített gőz* tartománya. Ez is egyfázisú és voltaképpen *gáz*-halmazállapotú.

A diagramba berajzoltunk néhány izobár (p = áll. nyomású) vonalat, továbbá néhány i = állandó, azaz állandó hőtartalmú görbét.

A kritikus pontról tudjuk, hogy itt a forró folyadék sűrűsége megegyezik a száraz telített gőz sűrűségével és az elgőzölögtetéshez szükséges rejtett hő (a párolgáshő) zérussá zsugorodik.

A hármaspontban meghatározott p_H nyomáson és T_H hőmérsékleten egyensúlyban van három fázis a szilárd-, a folyadék- és a gázfázis. H_2O esetén a hármaspont:

$$\vartheta_H = 0°C \text{ és } p_H = 610{,}8 \text{ Pa}.$$

A rejtett hő vagy fázisváltozási hő egykomponensű rendszer forralása, illetve kondenzációja esetén leolvasható a $T \sim s$ diagramból az alsó és felső határgörbét összekötő *vízszintes* vonal (izoterm-izobár egyenes) alatti terület formájában.

Megjegyzés

A rejtett (latens) hő, pl. ebben az esetben a párolgáshő elvileg a forrási abszolút hőmérsékletnek és a fázisváltozáshoz tartozó entrópiakülönbségnek a szorzata. A műszaki gyakorlatban viszont a vízgőz esetében a párolgáshő (önkényesen alkalmazott) számszerű értéke a °C-ban megadott forrási hőmérséklet és a fázisváltozási entrópiakülönbség szorzata.

A párolgáshő tehát egy téglalap területe.
Elvileg:

$$R_1 = T_1(s_1'' - s_1')$$

Gyakorlatilag:

$$r_1 = \vartheta_1(s_1'' - s_1').$$

Itt T_1 a forrásponti hőmérséklet [K], ϑ_1 a forrásponti hőmérséklet [°C], továbbá s'' a száraz gőz és s' a kezdő forrásponti folyadék fajlagos entrópiája [kJ/(kgK)].

A nyomást (és hőmérsékletet) növelve pl. ϑ_2 nagyobb hőmérsékleten: $r_2 < r_1$ és végül ϑ_c hőmérsékleten, a C kritikus pontban $r_c = 0$ lesz, hiszen a téglalapterület egyetlen függőleges vonallá zsugorodik.

A mérnöki gyakorlatban mind az entalpia mind az entrópia fajlagos (azaz 1 kg anyagra vonatkozó) értékét önkényes alapponttal veszik fel. Például a H_2O esetén T = 273,16 K-hez tartozó forrásban levő víz entalpiája $i_0' = 0$ [kJ/kg] és $s_0' = 0$ [kJ/(kgK)] az alappont.

A párolgáshőről jó közelítéssel elmondható, hogy harmadrendű parabola. MAX JAKOB szerint pl. a víz párolgáshője

$$r = 347\sqrt[3]{374 - \vartheta} \text{ [kJ/kg]},$$

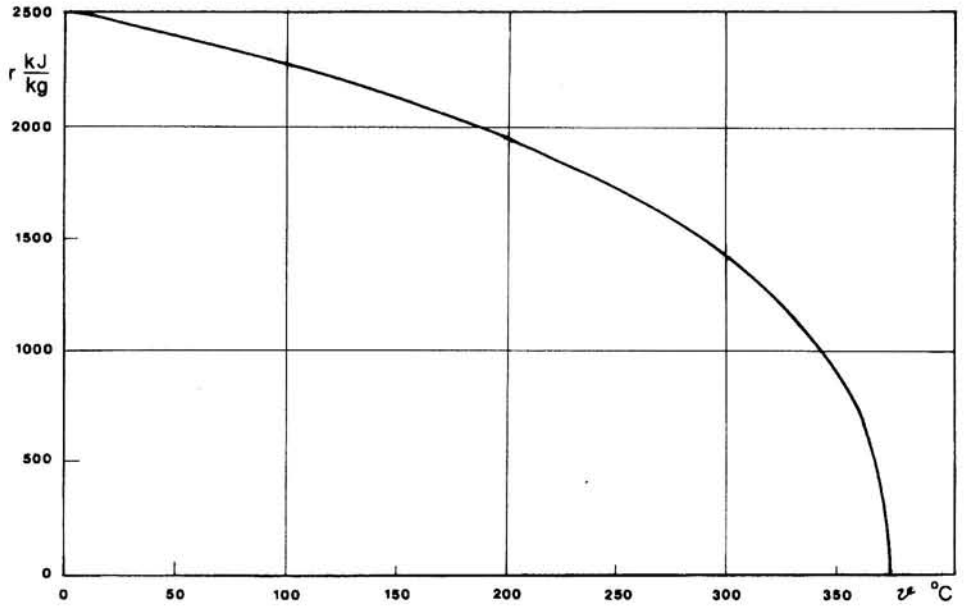
ahol 374°C a víz kritikus hőmérséklete, 347 empirikus állandó és ϑ °C az aktuális forráspont. A *11.4. ábra* a H_2O párolgáshője r a ϑ °C forráspont függvényében.

Hasonló becslésszerű képlet (ha éppen nincs gőztáblázatunk) a víz forráspontjára és gőznyomására:

$$\vartheta \cong 100\sqrt[4]{p},$$

ahol ϑ °C és p [bar].

A $T \sim s$ diagram rendkívül szemléletes, de mivel a hőmennyiségek *terület* formájában olvashatók le, célszerű az *entalpiadiagramok* bevezetése és használata.



11.4. ábra. A H_2O párolgáshője a hőmérséklet függvényében

Az entalpia és az entalpiadiagramok

Az entalpiaváltozás hőtartalom-változás a mérnöki gyakorlatban az ún. entalpiadiagramokban egyenes vonalszakaszok formájában olvasható le.

Az entalpiaváltozás lehet érzékelhető, *szenzibilis* hő, amely a hőmérséklet-változás és a fajhő szorzata. Vagyis 1 kg közegre vonatkoztatott fajlagos entalpiaváltozás (ha nincs fázisváltozás):

$$\Delta i = c_p \Delta T \ \text{[kJ/kg]}.$$

Például

$$i_1 - i_2 = c_p\left(T_1 - T_2\right),$$

ahol c_p közepes (átlagos) fajhő [kJ/kgK].

A másik fajta entalpiaváltozás a fázisváltozási vagy rejtett, *latens* hő. Az imént bevezetett fajlagos párolgáshő is latens hő:

$$r = i'' - i' .$$

Itt i'' a száraz gőz és i' a forró folyadék entalpiája [kJ/kg].

A víznek egy alacsonyabb hőmérsékletről forráspontig történő felmelegítése szenzibilis hő. Ugyancsak szenzibilis hő amely szükséges a száraz telített gőznek bizonyos túlhevítési hőmérséklet eléréséhez.

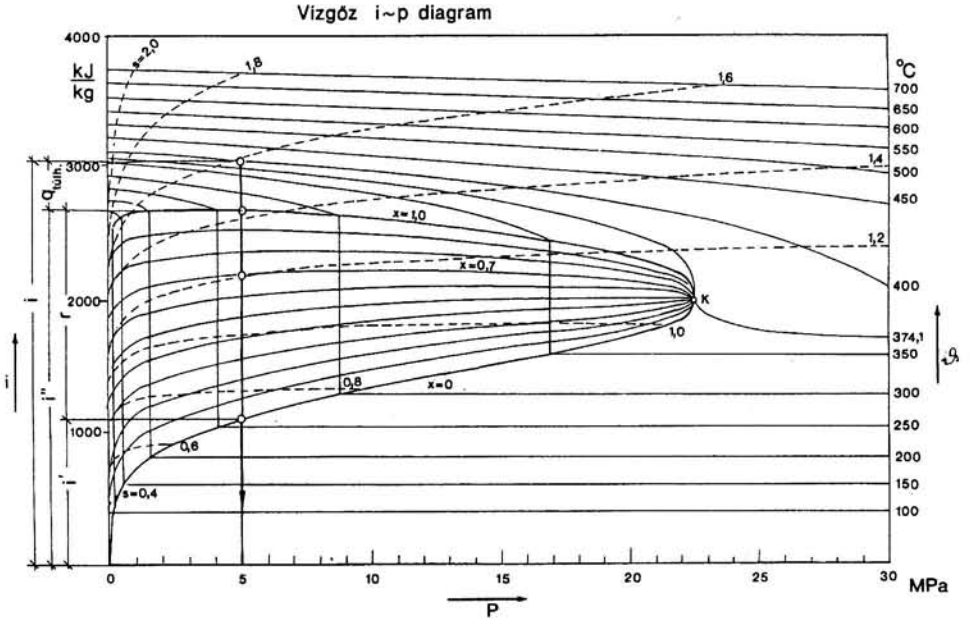
Első közelítésben az entalpia nem függ a nyomástól csak a hőmérséklettől. (Nagyobb nyomáskülönbségeknél az entalpia nyomásfüggését is figyelembe veszik.)

A műszaki gyakorlatban gyakran alkalmazott „tiszta" (egykomponensű) anyagokra elkészítették az ún. gőztáblázatokat. Ezek a forrásnak induló folyadék és a száraz telített gőz gőznyomásának, ill. hőmérsékletének függvényében közlik az entalpia-, entrópia-, fajtérfogat- és párolgáshőértékeket. A *Függelékben* a H_2O és az NH_3 gőztáblázatát közöljük.

A mérnöki gyakorlatban három fontos entalpiadiagram használatos (egykomponensű „tiszta" rendszereknél):

$i \sim s$	entalpia ~ entrópia diagram
$i \sim T$	entalpia ~ hőmérséklet diagram
$i \sim p$	entalpia ~ nyomás diagram

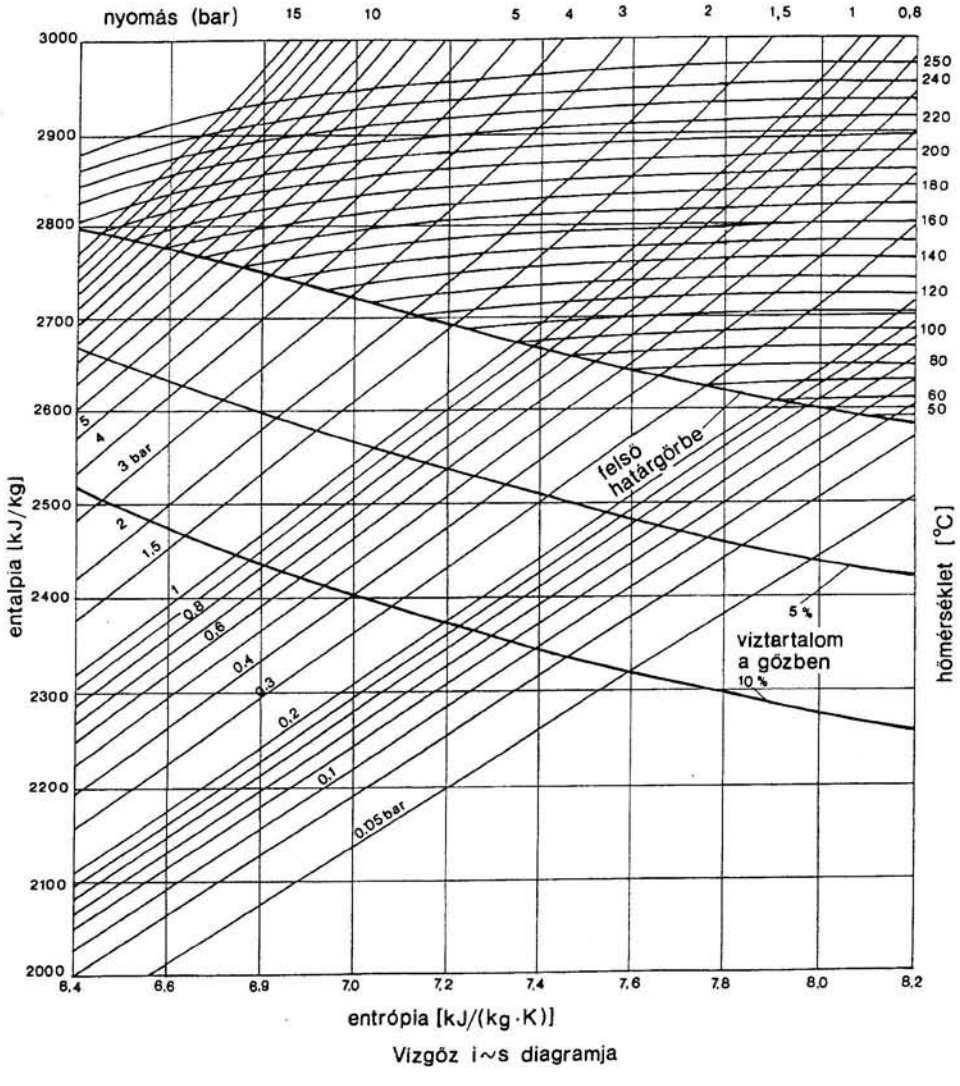
A *11.5. ábra* a víz és a vízgőz $i \sim p$ diagramja. Ezen a vázlatos ábrán feltüntettük az alsó ($x = 0$) és a felső ($x = 1$) határgörbét, valamint az általuk



11.5. ábra. A H_2O entalpia ~ nyomás diagramja

bezárt nedves gőz tartományban néhány gőzminőségi görbét (pl. $x = 0{,}7$, azaz 70% gőz és 30% víz görbét). Feltüntettük a ϑ izotermákat és néhány izentrop (s = áll) görbét (utóbbit szaggatott vonallal). Az ordinátán leolvasható pl. egy adott nyomáshoz tartozó i', i'', r, i és $q_{\text{túlh.}}$ hőtartalom.

A vegyipari és élelmiszeripari műveletlan kétkomponensű rendszereknél célszerűen használja az entalpia ~ összetétel diagramokat is.



11.6. ábra. A H_2O entalpia ~ entrópia diagramja

A bepárlás, kristályosítás, lepárlás, valamint az abszorpciós hűtés műveleti számításaiban (szerkesztő módszerekkel) jól alkalmazhatók az entalpia ~ összetétel ($i \sim b$) diagramok. Itt b a kétkomponensű rendszerben az egyik komponens tömegtörtje [10].

A szárítás számításai viszont az ún. Mollier-féle diagramokat használják a nedves levegőre (vagyis a vízgőzös levegőre). Ez utóbbit részletesen ismertetjük a „Szárítás" c. fejezetben.

Az $i \sim s$ diagram jól használható gőzturbinák és gőzsugárszivattyúk számításánál. A vízgőz $i \sim s$ diagramjának a műszaki gyakorlatban fontos részterületét a *11.6. ábrán* mutatjuk be.

Az $i \sim p$ (vagy $\lg p \sim i$) diagramokat pl. hűtőgépek hűtőfolyamatainál alkalmazzák előnyösen. (L. még: 15. fejezetben az NH_3 $\lg p \sim i$ diagramját.)

Az $i \sim T$ diagramokat számos hőtani feladatnál, pl. gázok cseppfolyósítási számításainál, kőolajipari lepárlók, hűtőtornyok számításánál használják.

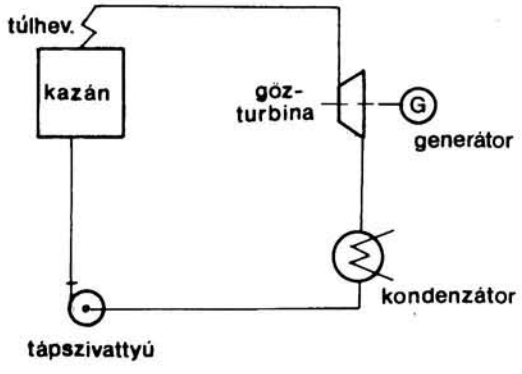
11.3. A Clausius–Rankine-körfolyamat

A legegyszerűbb gőzkazán-gőzturbina körfolyamatot a *11.6.* és a *11.7. ábrán* vázoltuk (kapcsolási vázlat és $T \sim s$ diagram). A munkaközeg vízgőz. A kinyerhető L munkát a gőzturbinába kerülő i_1 entalpiájú nagynyomású (T_1 hőmérsékletű) túlhevített gőznek a turbinalapátokon történő hőesése szolgáltatja. A lapátkerékrotor gyors forgását (tengelyen) villamos generátor hasznosítja: folyamatosan villamos áramot termel. A hőesés végpontja 2 pont, itt az entalpia i_2, a nyomás $p_2 = p_0$ és a hőmérséklet $T_2 = T_0$. A munkát végző (2) kisnyomású gőzt le kell csapatni, ezt felületi kondenzátor végzi (rendszerint vízhűtésű). A rendelkezésre álló hűtővíz hőfoka megszabja a kondenzátornyomást (p_0). (Jó esetben mélyebb vákuumtartományba esik, pl. p_0 = 0,03 bar = 30 hPa). A kondenzált (i_0 entalpiájú) vizet tápszivattyú nyomja a kazánba. A kazánban felmelegítik (T_s forrásponti hőmérsékletre), elgőzölögtetik, majd a kazánba épített gőztúlhevítő a száraz telített gőzt túlhevíti T_1, p_1, i_1 jellemzőjű (1) pontig, innen kerül a gőzturbinába.

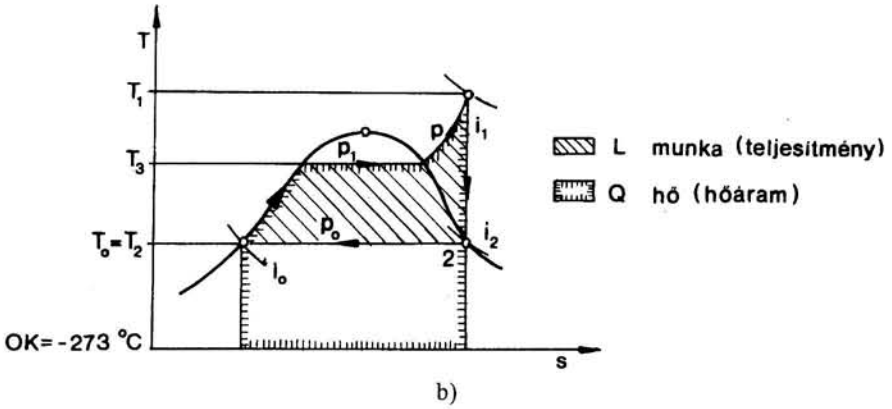
Ha a gőzturbinában a hőesés végpontja (2) pont nem esik a nedves gőz tartományába, ill. a p_2 gőznyomás az atmoszférikus nyomásnál nagyobb (pl. 4 bar = 0,4 MPa abszolút nyomás), úgy ellennyomású gőzturbinarendszerről beszélünk. Ezt a p_2 nyomású gőzt a vegyi üzem gőzvezeték-hálózatába vezet(het)jük, pl. lepárlók, bepárlók fűtésére.

Lehetséges továbbá olyan kapcsolási rendszer is, ahol a gőzturbinát pl. két fokozatra osztjuk és közbenső gőzelvétel céljából megcsapoljuk a rendszert.

Mivel a legtöbb vegyipari és élelmiszeripari üzem jelentős gőzfelhasználó, régebben saját kazánházzal rendelkezett, ahol a gyári fűtőgőz-hálózatot megfelelő nyomású gőzzel (esetleg többféle nyomású gőzhálózat kiépítésével) látták el. A saját kazánüzemhez csatlakozhatott gőzgép, ill. gőzturbina. Manapság sok vegyi üzem külön erőműtől kapja a gőzt (és természetesen a villamos áramot is).



a)



b)

11.7. ábra. A Clausius–Rankine-körfolyamat
a – kapcsolási vázlat, b – $T \sim s$ diagram

A Clausius–Rankine-körfolyamat elméleti hatásfoka

$$\eta_{th} = \frac{i_1 - i_2}{i_1 - i_0}.$$

Az elméleti hatásfok ugyanis

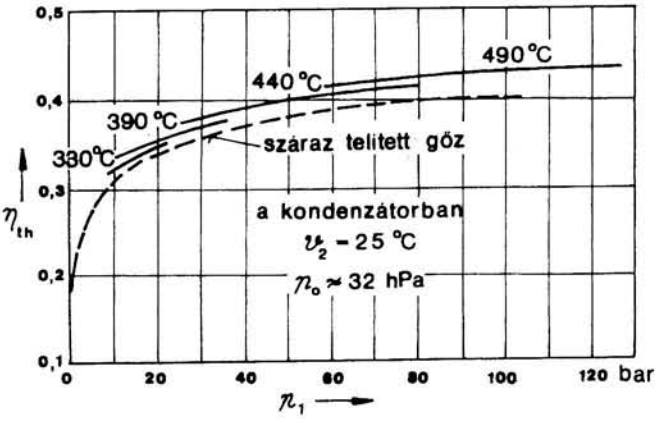
$$\eta_{th} = \frac{L}{Q},$$

a kinyert munka L, ill. veszteségmentes gépi teljesítmény és a befektetett Q összes hő, ill. hőáram viszonya.

Emlékeztetünk a Carnot-körfolyamatra, amelynek a legjobb az elméleti hatásfoka:

$$\eta_c = \frac{T_1 - T_2}{T_1}.$$

A veszteségmentes gőzkörfolyamattal dolgozó gőzkazán-gőzturbina berendezés elméleti hatásfokát a túlhevített nagynyomású gőz p_1 nyomása függvényében a *11.8. ábrán* vázoljuk. A görbék paramétere a túlhevítési hőmérséklet [13,14,51].



11.8. ábra. A gőzkörfolyamat elméleti hatásfoka, a gőznyomást és gőztúlhevítést figyelembe véve

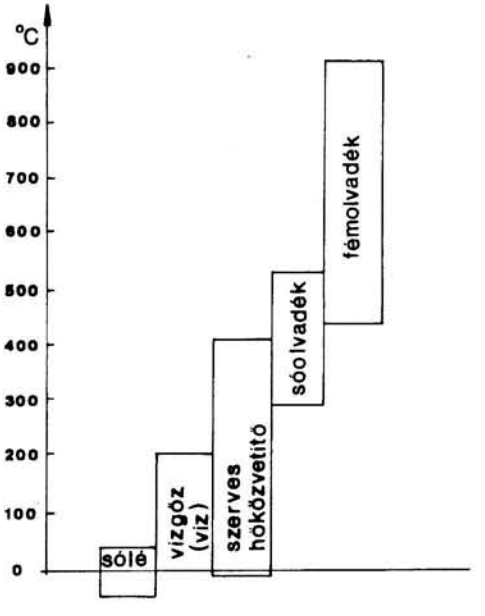
11.4. Fűtés hőközvetítő közeggel

A vegyipar legfontosabb hőközvetítő közege (fűtőközege) a *vízgőz*. A vízgőz (vagy egyszerűen a gőz) főbb előnyei a következők:

- a kondenzálódó gőznek kedvezően nagy az α hőátadási tényezője;
- a fűtőfelület mentén közel egyenletes a kívánt hőmérséklet;
- igen nagy párolgáshő, ill. kondenzációs hő (r = 2260 kJ/kg 1 bar gőznyomáson);
- egyszerű nyomásszabályozás (és ennek révén hőmérséklet-beállítás);
- viszonylag kis mennyiségű kondenzátum;
- a korrózióveszély igen csekély;
- olcsó.

Az üzemekben általában két gőzvezeték-hálózatot építenek ki: egy kisnyomásút (1,5...3 bar, azaz 110...135°C) és egy középnyomásút (15...20 bar, azaz 200...215°C).

A víz is jelentős mint hőközvetítő közeg. Egyrészt mint meleg víz (melegítésre), másrészt mint hűtővíz vagy hideg víz. Nagyobb hőmérsékleteken nem előnyös a nagynyomású gőz használata (nagyobb falvastagságú cső kell



11.9. ábra. Hőközvetítő közegek hőmérséklet-tartománya

stb.), e tartományokban a szerves hőközvetítők, a sóolvadékok és a folyékony fémek alkalmasabbak *(11.9. ábra)* [19,61].

Az ábrán megtalálhatók a hideg közvetítőközegek is, amelyek elsősorban vizes hűtőoldatok, ill. sólevek. A hőközvetítő közeggel szemben támasztott főbb követelmények a következők:

- kis gőznyomás;
- jó hőátadási együttható (kis viszkozitás, jó hővezetőképesség, nagy fajlagos hőkapacitás);
- kedvező alsó és felső hőmérséklethatár, azaz széles használhatósági hőmérséklet-tartomány;
- szivattyúzhatóság;
- csekély korróziós veszély;
- hőmérséklet-stabilitás;
- nagy lobbanás- és gyulladáspont;
- tárolhatóság;
- regenerálhatóság stb.

A szerves hőközvetítő közegek részint e célra finomított ásványolajok, részint egyszerű szerves kémiai vegyületek *(11.1.* és *11.2. táblázat)*. A sóolvadékok közül jelentős az az eutektikus elegy, amely 53% KNO_3, 40% $NaNO_2$ és 7% $NaNO_3$ összetételű. Kereskedelmi forgalomba HTS vagy HITEC néven kerül, $NaNO_2$ hozzáadásával regenerálható.

Az atomenergia-ipar folyékony alkálifémeket is használ hőközvetítő közegként (Li, Na, K, Rb, Cs).

11.1. táblázat

Hőközvetítő közegek

Kereskedelmi név	Vegyület, elegy	Hőmérséklet-tartomány °C	Dermedéspont °C	A forrás kezdete °C	Lobbanáspont °C	Gőznyomás bar (°C-on)	Előállító cég
Santotherm 55	alkilbenzol	0...315	–21	335	180	1 (315)	Monsanto
Santotherm 66	polifenil	5...343	–25/28	340	179/180	1 (340)	Monsanto
Gilotherm ALD	alkilbenzol	0...310	–45	310	180	1 (320)	Rhône-Progil
Gilotherm TH	hidr. polifenol	0...340	–25	310	180	1 (340)	Rhône-Progil
Marlotherm S	dibenzil-benzol	–15...+350	–35	390	190	1 (350)	Chem. W. Hüls
Diphyl DT	dimetil- és difenil-oxid	–30...+330	–45	248/286	135	2,28 (320)	Bayer
Diphyl	difenil és difenil-oxid	13...400	+12,3	256/258	115	11,33 (400)	Bayer
Shell Thermia Oel 27	ásványolaj	0...320	–15	360	220	1 (320)	Shell
Shell Thermia Oel 45	ásványolaj	25...320	–30	360	230	1 (320)	Shell
Texatherm 320	alkil. szubszt. aromások	0...320	–50	330	200	1 (320)	Texaco
Exxon Thermaoel	ásványolaj	–13...+320	–15	360	215	1 (320)	Exxon
BP Transcal 65	ásványolaj	0...320	–17	380	215	1 (320)	BP
Mobiltherm 605	ásványolaj	0...320	–12	390	214	1 (320)	Mobil Oil

11.2. táblázat:

Néhány hőközvetítő közeg tulajdonságai

Anyag	Összetétel	Dermedéspont (1 bar nyomáson) °C	Lobbanáspont °C	A hőmérsékletstabilitás határa °C	Forráspont (1 bar nyomáson) °C	Kritikus hőmérséklet °C	Kritikus nyomás bar	Mint folyékony közeg használható	Mint gőz használható	Érzéketlen O_2- és H_2O-val szemben	Nem mérgező, nem maró
Víz	H_2O	0	-	-	100	374,2	221,2	+	+	+	+
Nátrium	Na	97,8	gyúlékony	-	879,9	2570	300	+	-	-	-
Kálium	K	63,2	gyúlékony	-	758	2300	169	+	-	-	-
Nagy hőmérsékletű sóolvadék HTS	53% KNO_3 40% $NaNO_2$ 7% $NaNO_3$	142	-	480				+	-	-	-
Diphyl (Dowtherm A)	26,5 % difenil 73,5% difenil-oxid	12,3	124	400	256			+	-	+	+
Diphyl (Dowtherm E)	ortodiklór-benzol	–18	68	260	179			+	+	-	-
Ásványolaj (átlagolva)	ásványolaj-elegy	–20	200	300				+	-	+	+

12. Hőkonvekció, hőátvitel és hőcserélők

12.1. A hőcserélők áttekintése

Melegebb közeg entalpiájának egy meghatározott részét átadhatja nála hidegebb közegnek. E hőátvitel célszerű berendezése a hőcserélő.

A vegyiparban rendkívül nagy szerepük van, és szinte lépten-nyomon előfordulnak a különböző típusú hőcserélők. Felosztásuk többféle szempont szerint lehetséges, pl.

- közvetlen közegérintkeztetésű, azaz *direkt hőcserélők,* ilyen pl. a keverőkondenzátor;
- közvetett, azaz indirekt hőcserélők, ahol a közegek közvetlenül nem érintkeznek egymással. A közegeket egymástól fal választja el. Ezek az ún. *felületi hőcserélők* vagy *rekuperátorok.*

A hőcserélők általában folytonos üzemben működnek, azaz rendszerint egyidejűleg mindkét közeget folytonosan vezetik a hőcserélőbe és folytonosan vezetik el.

Ha időszakonként eltolva vezetik be hol az egyik, hol a másik közeget egy különlegesen kiképzett berendezés-térrészbe, akkor váltóüzemű hőcserélőkről, azaz regenerátokról beszélünk. Az egyidejűség itt is megvan, csakhogy periódusonként felcserélődik (változik) az átáramlási szakasz. Ezeket a regenerátorokat különösen a nagyon nagy és a nagyon kicsi hőmérsékleteken alkalmazzák, tehát pl. az üvegolvasztó kádkemencéknél és a levegő- vagy gázcseppfolyósító berendezésekben.

Beszélhetünk továbbá olyan hőcserélőkről, ahol az egyik vagy mindkét közeg fázisváltozáson megy keresztül. Ilyenek pl. a vízhűtésű vagy léghűtésű kondenzátorok, a levegőhűtő vagy folyadékhűtő elpárologtatók, a gőzfűtésű elgőzölögtetők vagy másképpen bepárlók. Beszélhetünk természetesen a résztvevő közegeket figyelembe véve folyadék-folyadék, folyadék-gáz és gáz-gáz hőcserélőkről.

Különlegesen ritka esetnek számítanak a háromközeges hőcserélők.

A hőcserélők szerkezeti anyaguk szerint is csoportosíthatók, így fém, üveg, műszén, teflon hőcserélőkről beszélhetünk. Végül, de nem utolsósorban,

a szerkezet kiviteli módja szerint vannak csöves, csőköteges, lemezes, spirállemezes és bordázott hőcserélők.

Kétségtelen, hogy a leginkább elterjedt és a legfontosabb típus a csőköteges hőcserélő. Fontosságát és elterjedtségét tekintve a továbbiakban a csőköteges hőcserélőkkel részletesebben foglalkozunk.

12.2. A hőcserélők alapegyenletei

A felületi hőcserélők alapegyenlete:

$$Q = kA\Delta T_{\text{átl}}, \tag{12.1}$$

ahol Q az átmenő hőmennyiség, W = J/s;
k a hőátviteli együttható, W/(m² · K);
A a hőcserélő felülete, m²;
$\Delta t_{\text{átl}}$ a közepes hőmérséklet-különbség.

A hőcserélőben átfolyó melegebb közeg által leadott hő

$$Q = Gc\left(T_1 - T_2\right); \tag{12.2}$$

az átfolyó hidegebb közeg által felvett hő

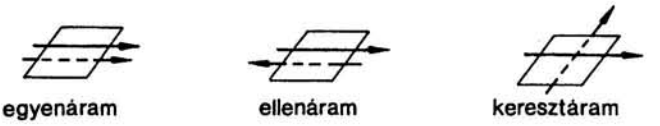
$$Q' = G'c'\left(T_1' - T_2'\right), \tag{12.3}$$

ahol $'$ a felmelegedő hidegebb közeget jelöli;
G az átfolyó közeg, kg/s;
c a közeg fajlagos hőkapacitása, J/(kg · K);
T_1 a belépő hőmérséklet, K vagy °C;
T_2 a kilépő hőmérséklet, K vagy °C.

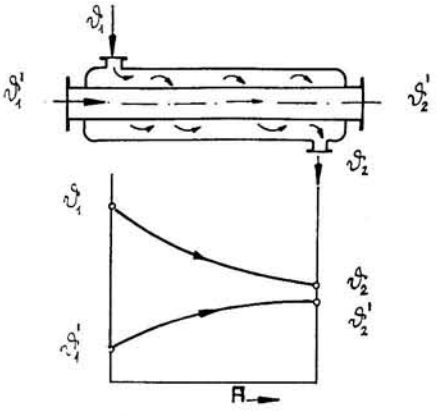
Az egyenletek a következő alakban is írhatók:

$$Q = W\left(T_1 - T_2\right) \tag{12.4}$$

és



12.1. ábra. Egyenáram, ellenáram, keresztáram

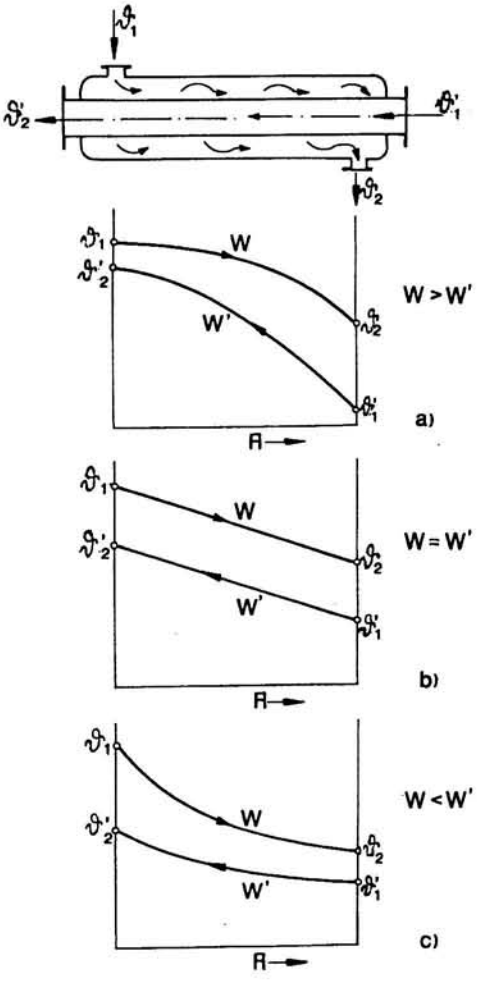


12.2. ábra. Egyenáramú hőcserélő hőfoklefutása

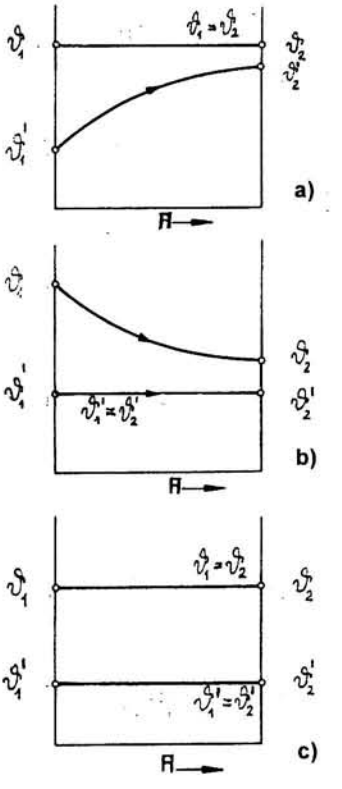
$$Q' = W'\left(T_1' - T_2'\right), \tag{12.5}$$

ahol $W = Gc$ és $W' = G'c'$ vízérték.

A hőcserélők közegáramai a szerkezet által meghatározott módon alkothatnak ellenáramú, egyenáramú és keresztáramú rendszert *(12.1. ábra),* ill. ezek valamilyen kombinációját (pl. kereszt-ellenáramú rendszert).
A felületi hőcserélők hőmérséklet-lefutási görbéi a *T-A* (hőmérséklet-hőcserélő-felület) diagramban szemléltethetők. A *12.2. ábrán* az egyenáramú hőcserélő, a *12.3. ábrán* pedig háromféle ellenáramú hőcserélő hőmérséklet-lefutása látható. A *12.4. ábrán* az egyik vagy mindkét közeg halmazállapota változik. Jól látható, hogy egyenáram esetén a felmelegedő hideg közeg hőmérséklete legjobb esetben is csak megközelíti a lehűlő meleg közeg hőmérsékletét, de elérni csak $A = \infty$ esetén tudná *(12.2. ábra).*



12.3. ábra. Ellenáramú hőcserélő hőfoklefutása



12.4. ábra. Hőfoklefutás esetei fázisváltozásnál

A *12.4.a ábrán* látható a homogén (egykomponensű) gőz lecsapódása T = állandó hőmérsékleten, és a lecsapatás T_1' kezdeti hőmérsékletű hideg vízzel végezhető, a *b ábra* a homogén (egykomponensű) folyadék forralását szemlélteti T = állandó hőmérsékleten. Ez esetben a hőegyenleg

$$Q' = G'\Delta h, \tag{12.6}$$

ahol Δh a forralási entalpiaváltozás. Teljes elgőzölgés esetén $\Delta h = r$ párolgáshő.

A közepes hőmérséklet-különbség

A $Q = kA\Delta T_{átl}$ alapegyenlet $\Delta T_{átl}$ tényezője a közepes hőmérséklet-különbség.

A hőcserélő egyik és másik oldalán a közegek hőmérséklet-különbsége egymástól eltérő. Beszélünk $\Delta T_1 = \Delta n$ nagyobb és $\Delta T_2 = \Delta k$ kisebb hőmérséklet-különbségről. Ha az ellenáramú hőcserélőben a vízértékek egyenlők $W = W'$, akkor a hőmérséklet-különbség ΔT = állandó *(12.3b ábra)*. Továbbá ugyancsak ΔT = állandó a gőzfűtésű elgőzölögtetőknél is *(12.4c ábra)*. E két különleges esetet leszámítva, a

$$\Delta T_{átl} = \frac{\Delta n - \Delta k}{\ln \frac{\Delta n}{\Delta k}} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}, \tag{12.7}$$

ún. közepes logaritmikus hőmérséklet-különbséggel számolunk.

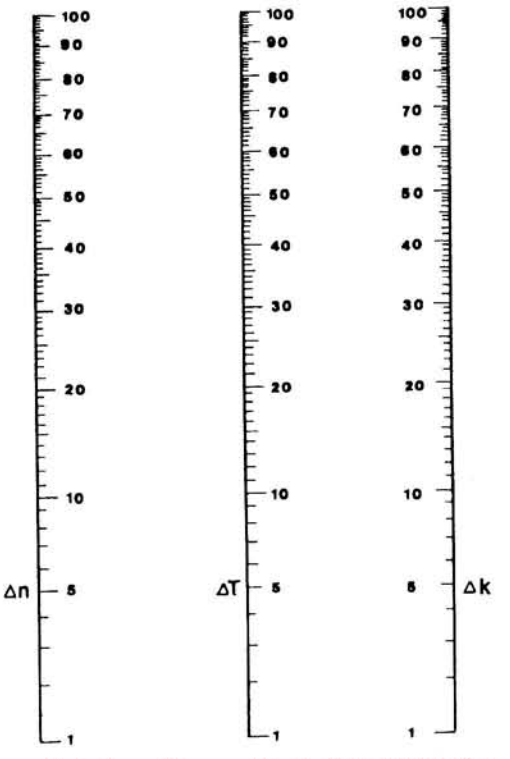
Ha Δn *és* Δk csak kevéssé tér el egymástól, akkor megengedhető a számtani közép használata, azaz

$$\Delta T_{átl} = \frac{\Delta n + \Delta k}{2} = \frac{\Delta T_1 + \Delta T_2}{2}. \tag{12.8}$$

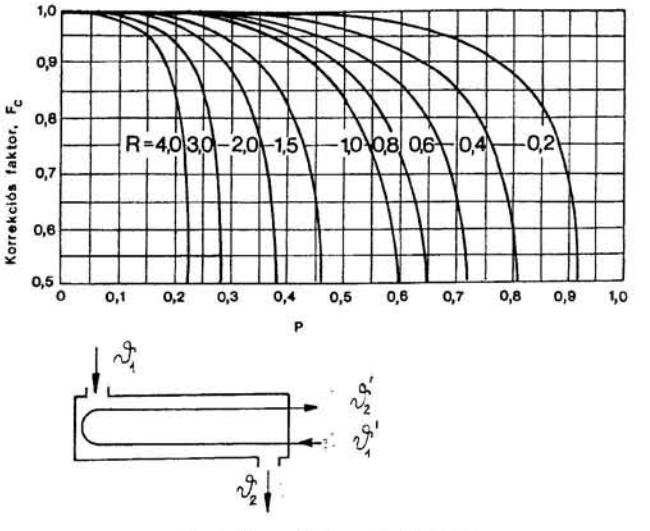
A *12.5. ábrán* a logaritmikus hőmérséklet-különbség gyors számítására alkalmas nomogramot látunk.

A keresztáramú és a többjáratú hőcserélőknél az így kiszámított közepes hőmérséklet-különbséget egy F_c korrekciós tényezővel szorozva helyesbíteni kell. Ez az F_c tényező a különböző hőcserélő rendszerekre (a járatszámtól és az áramirányoktól függően) más és más. Számos diagramot szerkesztettek (elméleti alapon) F_c meghatározására.

Az általunk bemutatott egyetlen (példaképpeni) eset csőoldalon kétjáratú, köpenyoldalon egyjáratú hőcserélő, amint azt a *12.6. ábra* szemlélteti.



12.5. ábra. Közepes hőmérséklet-különbség nomogram



12.6. ábra. F_c korrekciós faktor

Az abszcissza

$$P = \frac{T_2' - T_1'}{T_1 - T_1'}, \tag{12.9}$$

a görbék paramétere

$$R = \frac{T_1 - T_2}{T_2' - T_1'}, \tag{12.10}$$

ill.

$$R = \frac{W'}{W}. \tag{12.11}$$

A *k* hőátviteli együttható

A *k* hőátviteli együttható

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{s}{\lambda_{\text{fal}}} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad \text{W}/\left(\text{m}^2 \cdot \text{K}\right), \tag{12.12}$$

ahol α_1 a hőcserélő egyik oldalán áramló közeg hőátadási együtthatója, W/(m² · K);

α_2 a hőcserélő másik oldalán áramló közeg hőátadási együtthatója;

s a felületi hőcserélő (szilárd) elválasztó falának vastagsága, m²;

λ_{fal} ugyanezen fal anyagának hővezetési együtthatója, W/(m · K).

Ezt a síkfalú hőcserélőre vonatkozó képletet csöves hőcserélő esetén finomítani lehet, tehát

$$k_c = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_b}\frac{d_k}{d_b} + \frac{d_k}{2\lambda_{\text{fal}}}\ln\frac{d_k}{d_b} + \frac{1}{\alpha_k}}, \tag{12.13}$$

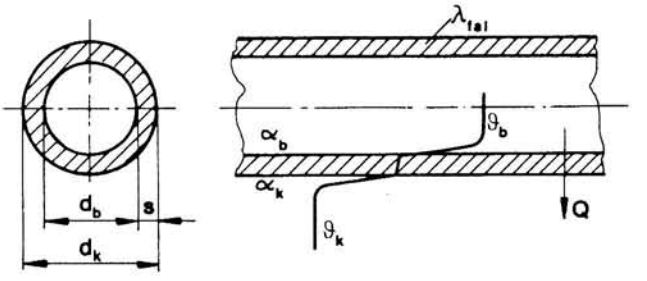
ahol α_b a csövön belüli közeg hőátadási együtthatója;

α_k a csövön kívüli közeg hőátadási együtthatója;

d_b a cső belső átmérője;

d_k a cső külső átmérője;

a jelölések a *12.7. ábrán* láthatók.



12.7. ábra. Hőátadás csőben áramló közeg és csövön kívüli közeg között

12.3. Hőkonvekció

A konvekciós α hőátadási együttható értéke a szerkezeti kialakítástól, az áramló közeg sebességétől és fizikai jellemzőitől függ. Ily módon geometriai, üzemtani és fizikai jellemzők a mértékadók. Eleinte (a XX. század elején) megelégedtek empirikus α-képletekkel, amelyeket néhány fontos anyagra külön-külön kimértek. Ilyen fontosabb anyagok: a víz, a vízgőz, a levegő, az etilalkohol stb. A képletek ma is jól használható közelítést adnak. A hasonlósági elmélet kidolgozása kapcsán a hőátadási hasonlósági kritériumok általánosan használható képletekhez vezettek.

Külön kell vizsgálni azokat az eseteket, amikor a hőátadás természetes (szabad) áramlásból ered, és külön, amikor kényszerkonvekció (mesterséges áramoltatás) eredménye. (Ugyancsak külön kell figyelembe venni a hősugárzás kapcsán fellépő α_{sug} együtthatókat.)

A hőkonvekció, ill. az α hőátadási együttható számításával kapcsolatban utalunk a kiterjedt irodalomra [7, 22, 26, 29, 56].

12.4. Hőátadás fázisváltozás nélkül

Az α hőátadási együttható

$$\alpha = \mathbf{Nu}\,\frac{\lambda}{X}\ \mathrm{W}/\left(\mathrm{m}^2\cdot\mathrm{K}\right), \tag{12.14}$$

ill.

$$\mathbf{Nu} = \frac{\alpha X}{\lambda}, \tag{12.15}$$

ahol **Nu** a Nusselt-szám, a Nusselt-féle hasonlósági kritérium, dimenzió nélküli (tehát dimenziója 1);

X jellemző geometriai méret; csövön belül áramló közegre: $X = d$ a cső belső átmérője, m;

λ az áramló közeg hővezetési együtthatója, W/(m · K).

Ez a **Nu**-szám megadható mint más hasonlósági kritériumokból felépített hatványfüggvény. Az általános alak kényszerkonvekció esetén

$$\mathbf{Nu} = C_1\,\mathbf{Re}^m\,\mathbf{Pr}^n, \tag{12.16}$$

természetes konvekcióra

$$\mathbf{Nu} = C_2\,\mathbf{Gr}^p\,\mathbf{Pr}^q, \tag{12.17}$$

ahol C_1, C_2 állandók;

m, n, p és q a kísérlettel megállapított hatványkitevők.

Re az áramlástanból is ismert Reynolds-szám pl. csövön belüli áramlásra

$$\mathbf{Re} = \frac{vd}{\upsilon}, \tag{12.18}$$

ahol v a közepes közegáramlási sebesség a csőben, m/s;

d a belső csőátmérő, m;

υ az áramló közeg kinematikai viszkozitása, m^2/s.

A **Pr** Prandtl-szám dimenzió nélküli anyagi jellemző:

$$\mathbf{Pr} = \frac{\upsilon}{a}, \tag{12.19}$$

ahol a a közeg hőmérséklet-vezetési együtthatója (diffúzivitása), m^2/s,

$$a = \frac{\lambda}{c\rho}, \tag{12.20}$$

ahol c a közeg fajlagos hőkapacitása, $J/(kg \cdot K)$;
ρ a közeg sűrűsége, kg/m^3.

A **Gr** Grashof-szám

$$\mathbf{Gr} = \frac{x^3 g\beta(T - T_{fal})}{\upsilon^2}, \tag{12.21}$$

ahol β a köbös hőtágulási együttható, K^{-1};
$(T - T_{fal})$ a közeg és a fal hőmérséklet-különbsége.

Fontos tudni, hogy a **Pe**-, azaz Péclet-szám a **Re**- és a **Pr**-számok szorzata, tehát

$$\mathbf{Pe} = \mathbf{Re}\,\mathbf{Pr} = \frac{vX}{a}. \tag{12.22}$$

Végül pedig a **Gr**- és **Pr**-szám szorzata az **Ra** Rayleigh-szám:

$$\mathbf{Ra} = \mathbf{Gr}\,\mathbf{Pr}. \tag{12.23}$$

12.5. Hőátadás kényszerkonvekcióval

Hőátadás csőben

Lamináris áramlás esetén

$$\mathbf{Re} < 2300;$$

$$\mathbf{Nu} = C\mathbf{Pe}^{0,23}\left(\frac{d}{L}\right)^{0,5}, \tag{12.24}$$

ahol L a cső hossza, m;
felfűtésnél $C = 15$;
lehűtésnél $C = 11,5$.

Ha

$$\mathbf{Pe}\frac{d}{L} \leq 0,1,$$

akkor

$$\mathbf{Nu} = 3,66\left(\frac{\eta}{\eta_{\text{fal}}}\right)^{0,14}, \tag{12.25}$$

ahol η a közeg dinamikai viszkozitása a közeg közepes hőmérsékletén számítva;
η_{fal} a közeg dinamikai viszkozitása a fal hőmérsékletén számítva.

Nagyon rövid csövekre $\mathbf{Pe}\frac{d}{L} \to \infty$, és itt

$$\mathbf{Nu} = 1,62\left(\frac{\mathbf{Pe}d}{L}\right)^{1/3}. \tag{12.26}$$

Hausen képlete általános lamináris csőáramlásra:

$$\mathbf{Nu} = \left\{ 3{,}66 + \frac{0{,}19\left(\mathbf{Pe}\frac{d}{L}\right)^{0,8}}{1+0{,}117\left(\mathbf{Pe}\frac{d}{L}\right)^{0,467}} \right\} \left(\frac{\eta}{\eta_{\text{fal}}}\right)^{0,14} \tag{12.27}$$

Átmeneti áramlás esetén

$$\mathbf{Nu} = 0{,}037\left\{1+\left(\frac{d}{L}\right)^{2/3}\right\}\left(\mathbf{Re}^{0,75}-180\right)\mathbf{Pr}^{0,42}\left(\frac{\eta}{\eta_{\text{fal}}}\right)^{0,14}; \tag{12.28}$$

ez a Hausen-féle képlet, és érvényes a $0{,}6 \leq \mathbf{Pr} < 500$ és a $2300 < \mathbf{Re} < 10^5$ tartományban.

Turbulens áramlás esetén

$$\mathbf{Nu} = 0{,}023\left\{1+\left(\frac{d}{L}\right)^{2/3}\right\}\mathbf{Re}^{0,8}\mathbf{Pr}^{0,4} f_T; \tag{12.29}$$

ez a Kutateladze-képlet, és érvényes a $0{,}6 \leq \mathbf{Pr} < 100$ és a $2 \cdot 10^4 < \mathbf{Re} < 2 \cdot 10^6$ tartományban. A képletben szereplő f_T hőmérsékletfüggő korrekciós tényező, értéke a *12.1. táblázatban* található.

12.1. táblázat

Az f_T tényező értékei

Közeg	f_T
Gáz, fűtés	$\left(\frac{T_{\text{fal}}}{T}\right)^{-0,55}$
Gáz, hűtés	$1{,}27-0{,}27\left(\frac{T_{\text{fal}}}{T}\right)$
Folyadék, fűtés	$\left(\frac{\mathbf{Pr}}{\mathbf{Pr}_{\text{fal}}}\right)^{0,06}$
Folyadék, hűtés	$\left(\frac{\mathbf{Pr}}{\mathbf{Pr}_{\text{fal}}}\right)^{0,25}$

Az f_T tényezők értelemszerűen a közeg T közepes hőmérsékletét, ill. a T_{fal} falhőmérsékletet jelölik, továbbá **Pr** a közeg közepes hőmérsékletén számított **Pr**-szám, végül $\mathbf{Pr}_{fal}$ a közegnek a fal hőmérsékletére árszámított **Pr**-száma.

Turbulens vízáramlás esetén, csőben

Víz esetén α egyszerűbben számítható, éspedig

$$\alpha = 2040(1+0{,}015\vartheta)\frac{v^{0,87}}{d^{0,18}}, \tag{12.30}$$

ahol

$$\vartheta = 0{,}9\vartheta_{víz} + 0{,}1\vartheta_{fal}; \tag{12.31}$$

d a cső belső átmérője, m;
v a víz sebessége, m/s;
α a hőátadási együttható, W/(m² · K) = W/(m² · °C);
ϑ a hőmérséklet °C.

A *12.2. táblázat* a C szorzótényezőt tünteti fel néhány, a gyakorlatban fontosabb folyadékra, amellyel a vízre kiszámított értéket szorozni kell.

12.2. táblázat

A C tényező értékei

Folyadék	C
Alkohol	0,31
Benzol	0,31
Glicerin	0,03
Higany	7,2
Növényolaj	0,05
Petróleum	0,23
Sólé (ρ = 1,25 kg/l)	0,72

A hidraulikus d_h átmérő

Ha a cső (csatorna) nem kör keresztmetszetű, akkor az előző képletekbe a d belső csőátmérő helyett az egyenértékű vagy hidraulikus d_h átmérőt kell helyettesíteni, amely

$$d_h = \frac{4f}{U}, \tag{12.32}$$

ahol f a csatorna keresztmetszete, m^2;
U a „nedvesített" kerület, m.

Például vegyünk egy körgyűrű keresztmetszetű csatornát. A külső cső belső átmérője legyen D, és a belső cső külső átmérője d_a. Így a körgyűrű-csatornára

$$d_h = \frac{4\pi\left(D^2 - d_a^2\right)}{4\pi\left(D + d_a\right)} = D - d_a. \tag{12.33}$$

A négyszög keresztmetszetű csatornára

$$d_h = \frac{4ab}{2(a+b)} = \frac{2ab}{a+b}. \tag{12.34}$$

Egy D belső átmérőjű köpenycsövön belül párhuzamosan helyezkedik el Z darab d_a külső átmérőjű cső. Ha az áramlás a csövek hossztengelyével párhuzamos:

$$d_h = \frac{4\pi\left(D^2 - Zd_a^2\right)}{4\pi\left(D + Zd_a\right)} = \frac{d^2 - Zd_a^2}{D + Zd_a}. \tag{12.35}$$

Csőkanyar

Ha a csőkanyar (csőkígyó) α tényezőjét keressük, akkor az egyenes csőre kapott α értéket

$$\left(1 + 1{,}77d / R\right) \tag{12.36}$$

szorzótényezővel kell figyelembe venni. Itt R a görbületi sugár. Megjegyezzük, hogy a csőkanyar (csőkígyó) nyomásesését az egyenes csőre kapott érték $(1 + 1{,}87d/R)$ tényezővel való szorzása adja meg (JESCHKE szerint) [13].

Hőátadás csőköteges hőcserélő köpenyterében

A csőköteges hőcserélők köpenyterében az áramlást a terelőlemezek is befolyásolják. az általános képlet a csövek közötti térben áramló közegre:

$$\mathbf{Nu} = C\mathbf{Re}_a^{0,6}\mathbf{Pr}^{0,33}\left(\frac{\eta}{\eta_{\text{fal}}}\right)^n, \tag{12.37}$$

ahol C a hidraulikus átmérő függvénye, a terelőlemezek kialakításától is függ;

$\mathbf{Re}_a = \frac{d_a v_m}{\upsilon}$ kifejezésben d_a a csőköteg egyes csöveinek külső átmérője;

v_m a legszűkebb keresztmetszetben a közepes sebesség; ha az áramló közeg V, m³/s és a legszűkebb keresztmetszet A_e, m², akkor

$$v_m = \frac{V}{A_e}. \tag{12.38}$$

Terelőlemez nélküli hőcserélő

Az $\left(\frac{\eta}{\eta_{\text{fal}}}\right)^n$ kifejezés kitevője $n = 0$, ha a hidegebb közeg áramlik a Z darab csőben, és a csőköteg külső csövei a lehető legközelebb vannak a köpeny belső palástjához, ily módon

$$C = 1{,}15 d_h^{0,6} \tag{12.39}$$

és

$$A_e = \frac{\left(D^2 - Zd_a^2\right)\pi}{4}. \tag{12.40}$$

A képlet érvényességi tartománya:

$$\mathbf{Re}_a = 200 \ldots 20\,000,$$

$$d_h = 0{,}012 \ldots 0{,}05 \text{ m}.$$

Az áramlás iránya a köpenytérben a csövekkel párhuzamos.

Hőcserélő körtárcsa és körgyűrű terelőlemezekkel

Először a körgyűrű és körtárcsa váltakozó beépítésével felszerelt hőcserélővel foglalkozunk. (Érvényesség: $\mathbf{Re}_a = 3 \ldots 20\,000$, $d_h = 0{,}015 \ldots 0{,}05$ m.) Az alapképletben szereplő állandó

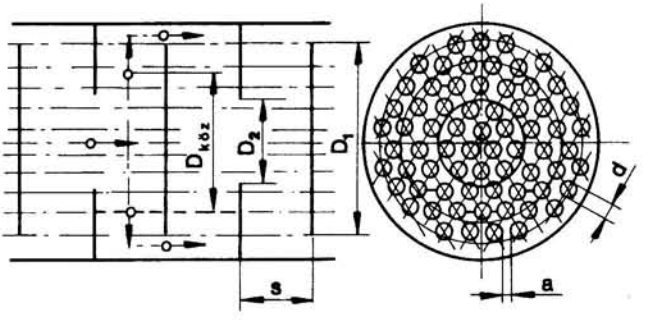
$$C = 2{,}08 d_h^{0{,}6} \tag{12.41}$$

a legszűkebb keresztmetszet

$$A_e = \sqrt{A_1 A_q}. \tag{12.42}$$

A hosszirányú áramlást A_1 keresztmetszet, a keresztirányút A_q keresztmetszet jelzi.

A magyarázatul szolgáló *12.8. ábra* jelöléseivel a hosszirányú áramlási keresztmetszet egyrészt a körgyűrű által szabadon hagyott terület



12.8. ábra. Csőköteges hőcserélő körtárcsa-körgyűrű terelőlemezekkel

$$\frac{D_1^2 \pi}{4} \text{ mínusz a keresztmetszetbe eső csövek területe} \tag{12.43}$$

másrészt a körtárcsa által szabadon hagyott terület

$$\frac{\left(D^2 - D_2^2\right)\pi}{4} \text{ mínusz a keresztmetszetbe eső csövek területe.} \tag{12.44}$$

Az A_q keresztmetszethez ismerni kell az s terelőlemez-távolságot, és ki kell számítani

$$D_m = \frac{D_1 + D_2}{2} \tag{12.45}$$

közepes átmérőt. A D_m közepes átmérőhöz legközelebb fekvő csövek közötti Σa összes nyílást kell ezután számításba venni, ahol a az ily módon kijelölt két szomszéd cső közötti szabad nyílás, eszerint

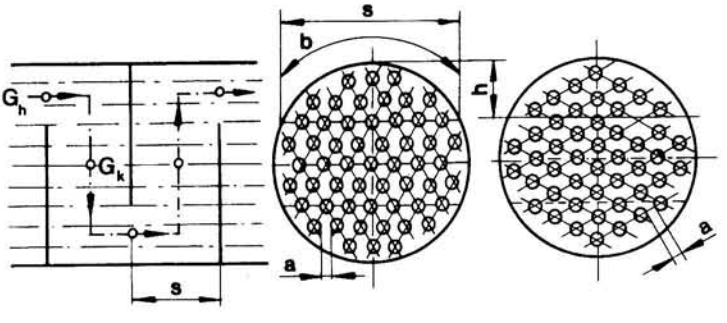
$$A_q = s\Sigma a. \tag{12.46}$$

Hőcserélő szegmens terelőlemezekkel

Az alapképletben a kitevő $n = 0{,}14$; az állandó $C = 0{,}23$ (egyes szerzőknél $C = 0{,}22 \ldots 0{,}25$); a kísérletileg mért tartomány $d_h = 0{,}0075 \ldots 0{,}05$ m és $\mathbf{Re}_a = 4 \ldots 50\,000$. A mértékadó A_e keresztmetszet

$$A_e = \sqrt{A_1 A_q}, \tag{12.47}$$

ahol A_1 a szabad átáramlási keresztmetszet hosszirányban, a *12.9. ábra* jelöléseivel



12.9. ábra. Csőköteges hőcserélő szegmens terelőlemezekkel

$$A_1 = \frac{D(b-s) + 2sh}{4} \tag{12.48}$$

mínusz a keresztmetszetbe eső csövek területe.

Ha a két terelőlemez közötti távolság s és két szomszédos cső közötti szabad nyílás a, vagyis az összes szabad nyílás Σa, akkor keresztirányú csövekre

$$A_q = s\Sigma a. \tag{12.49}$$

12.1. példa

Terelőlemez nélküli csőköteges hőcserélő csövek közötti köpenytérben $G = 36{,}1$ kg/(m^2 · s) levegő áramlik.

Mekkora az α hőátadási együttható, ha a köpeny belső átmérője $D = 600$ mm, és egy-egy cső külső átmérője $d_a = 38$ mm. A csövek száma $Z = 121$. A levegő átlaghőmérséklete 185°C.

E hőmérsékleten a levegő tulajdonságai:

dinamikai viszkozitás = $0{,}235 \cdot 10^{-4}$ Pa · s;
hővezetési együttható = 0,0382 W/(m · K);
fajlagos hőkapacitás $c = 1030$ J/(kg · K).

A **Re**-szám

$$\mathbf{Re} = \frac{vd_a}{\upsilon} = \frac{Gd_a}{\eta} = \frac{36{,}1 \cdot 0{,}038}{0{,}253 \cdot 10^{-4}} = 54\,200.$$

A **Pr**-szám

$$\mathbf{Pr} = \frac{\upsilon}{a} = \frac{c\eta}{\lambda} = \frac{1030 \cdot 0{,}253 \cdot 10^{-4}}{0{,}0382} = 0{,}68.$$

A d_h egyenértékű vagy hidraulikai átmérő

$$d_h = 4\frac{f}{U},$$

ahol $$f = \frac{\pi}{4}\left(D^2 - Zd_a^2\right) = 0{,}785\left(0{,}6^2 - 121 \cdot 0{,}038^2\right) = 0{,}146 \text{ m}^2$$

és

$$U = \left(D + Zd_a\right) = 3{,}14\left(0{,}6 + 121 \cdot 0{,}038\right) = 16{,}3 \text{ m};$$

$$d_h = 4\frac{f}{U} = 4\frac{0{,}146}{16{,}3} = 0{,}036 \text{ m}.$$

A **Nu**-szám

$$\mathbf{Nu} = 1{,}16 d_h^{0{,}6} \mathbf{Re}_a^{0{,}6} \mathbf{Pr}^{0{,}33};$$

$$\mathbf{Nu} = 1{,}16(0{,}036 \cdot 54\,200)^{0{,}6} \cdot 0{,}68^{0{,}33} = 96.$$

A keresett hőátadási együttható

$$\alpha = \frac{\lambda}{d_a}\mathbf{Nu} = \frac{0{,}0382}{0{,}038}96 = 96{,}5 \quad \mathrm{W/(m^2 \cdot K)}.$$

A kényszerkonvekciós hőátadás néhány egyéb esete

Csőre vagy hengerre merőlegesen (haránt-) áramló közeg hőátadása SHUKAUSKAS szerint

$$\mathbf{Nu} = C\mathbf{Re}^m\mathbf{Pr}^n\left(\frac{\mathbf{Pr}}{\mathbf{Pr}_{\text{fal}}}\right)^{0{,}25}, \tag{12.50}$$

ahol *C*, *m* és *n* értéket a *12.3. táblázatból* vehetjük.

12.3. táblázat

A *C*, *m* és *n* tényezők értékei

Re	*C*	*m*	*n*
$5...10^3$	0,5	0,5	0,38
$10^3...2 \cdot 10^5$	0,25	0,6	0,38
$2 \cdot 10^5...2 \cdot 10^6$	0,023	0,8	0,37

A képlet érvényes a **Pr** = 0,5 ... 1000 tartományban [19].

Ha a közeg a csőre nem merőlegesen, hanem ϕ szögben ferdén áramlik, akkor az α hőátadási együtthatót f tényezővel szorozzuk:

ϕ, fok	90	70	60	50	40	30	20
f	1,0	0,99	0,95	0,86	0,75	0,63	0,50

Ha a közeg egymás mögött levő tíz vagy több csősorból álló csőnyalábra merőlegesen áramlik, akkor becslésre ULSAMER képlete ajánlható:

$$\mathbf{Nu} = 0{,}27\mathbf{Re}^{0{,}61}\mathbf{Pr}^{0{,}33}. \tag{12.51}$$

A képlet **Re** = 2000 ... 40 000 és **Pr** = 0,5 ... 500 között érvényes. A képletekben a jellemző hosszméret d_a a cső külső átmérője. Síklap hossza mentén áramló közegre a lamináris tartományban

$$\mathbf{Nu} = 0{,}663\mathbf{Re}^{0{,}5}\mathbf{Pr}^{0{,}33} \tag{12.52}$$

érvényes, ha **Re** < 6000 és **Pr** = 0,6 ... 500,
a turbulens tartományban

$$\mathbf{Nu} = 0{,}037\mathbf{Re}^{0{,}8}\mathbf{Pr}^{0{,}43}, \tag{12.53}$$

ahol **Re** = $5 \cdot 10^5$ ... 10^7 és **Pr** = 0,6 ... 500.

A jellemző méret a síklap hossza a megfúvás mentén.

Egyetlen gömb körüláramlása esetén

$$\mathbf{Nu} = 0{,}37\mathbf{Re}^{0{,}6}\mathbf{Pr}^{0{,}33}. \tag{12.54}$$

Kis gömbökkel (azaz golyókkal) töltött ágyon keresztüli áramlás hőátadási együtthatója

$$\mathbf{Nu} = 0{,}58\mathbf{Re}^{0{,}7}\mathbf{Pr}^{0{,}3}. \tag{12.55}$$

Mindkét esetben a jellemző hosszméret a d gömbátmérő.

12.6. Hőátadás szabad konvekcióval

Szabad konvekciós áramlás hőátadását a **GrPr** szorzat, azaz a **Ra**-szám (Rayleigh-szám) határozza meg. Függőleges fal mentén történő természetes áramlásnál, ahol H a falmagasság a jellemző méret

$$\mathbf{Nu} = 0{,}55\mathbf{Ra}^{0{,}24}, \tag{12.56}$$

ha $\mathbf{Ra} = 1700 \ldots 10^8$

és
$$\mathbf{Nu} = 0{,}13\mathbf{Ra}^{0{,}33}, \tag{12.57}$$

ahol a *Rayleigh*-szám 10^8-nál nagyobb.

Vízszintes cső szabad konvekciós α együttható számításához:

$$\mathbf{Nu} = 0{,}53\mathbf{Ra}^{0{,}25}, \tag{12.58}$$

ahol a jellemző méret a cső d_a külső átmérője és $\mathbf{Ra} = 10^3 \ldots 10^9$.

12.7. Hőátadás fázisváltozás közben

A vegyiparban kiemelkedő fontossága van a kondenzáló gőznek és a forrásban levő folyadéknak.

Gőz kondenzációja

A gőz a nála hidegebb falon lecsapódik. Függőleges falon (vagy csövön) lecsapódó és lamináris lefolyó, kondenzhártyát képező gőz hőátadási együtthatóját W. NUSSELT 1916-ban vezette le [46]:

$$\alpha = 0{,}943 \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 \rho^2 r g}{\eta \Theta H}} \quad \mathrm{W/(m^2 \cdot K)}, \tag{12.59}$$

ahol $\Theta = \vartheta_{\text{gőz}} - \vartheta_{\text{fal}}$ a gőz és a fal hőmérséklet-különbsége; (12.60)

λ, ρ és η a lecsapódó folyadék (kondenzátum) hővezetési együtthatója, sűrűsége és dinamikai viszkozitása;

Ezeket az anyagjellemzőket $\vartheta_{\text{köz}} = \frac{1}{2}\left(\vartheta_{\text{gőz}} + \vartheta_{\text{fal}}\right)$ értéken kell venni.

r a kondenzációs hő;

H a függőleges fal vagy a cső hossza.

A képlet υ kinematikai viszkozitással is felírható:

$$\alpha = 0{,}943 \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 \rho r g}{\upsilon H \Theta}} . \qquad (12.61)$$

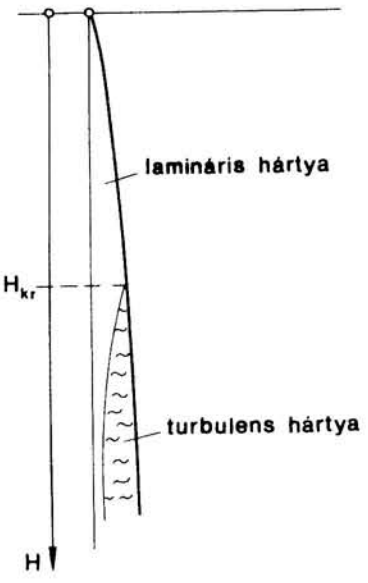
A laminaritás kb. **Re** = 350-nél turbulenciába megy át *(12.10. ábra)*.

A kritikus magassági érték

$$H_{kr} = 2680 \frac{\rho r}{\lambda \Theta} \left(\frac{\upsilon}{g} \right)^{0{,}33} . \qquad (12.62)$$

Ha $H > H_{kr}$, akkor

$$\alpha = 0{,}003 \sqrt{\frac{\lambda^3 g \rho^2 H \Theta}{r \eta^3}} \qquad (12.63)$$



12.10. ábra. Hártyás gőzkondenzálás függőleges falon

vagy

$$\alpha = 0{,}003 \sqrt{\frac{\lambda^3 g H \Theta}{\rho \upsilon^3 r}} . \qquad (12.64)$$

Vízszintes csövön kondenzálódó gőzre

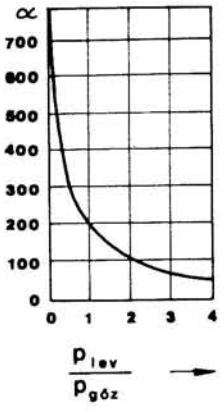
$$\alpha = 0{,}728 \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 \rho^2 r g}{\eta d_a \Theta}}, \qquad (12.65)$$

ahol d_a a cső külső átmérője.

Egymás alatt levő Z számú vízszintes cső esetén

$$\alpha = 0{,}728 \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 \rho^2 r g}{\eta Z^{2/3} d_a \Theta}} . \qquad (12.66)$$

Ha a gőz vízszintes cső belsejében kondenzálódik, rövid cső vagy viszonylag kevés kondenzátum esetén



12.11. ábra. Levegő hatása gőzkondenzálásnál

$$\alpha = 0{,}575 \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 \rho^2 r g}{\eta d \Theta}}, \tag{12.67}$$

ahol d a cső átmérője.

Nem kondenzálódó gáz jelenlétében a kondenzációs α értéke erősen leromlik. Ezt szemlélteti a *12.11. ábra.* Az abszcisszán a levegő és a gőz részнyomásának aránya van feltüntetve.

Olyan hőcserélőnél, ahol a kiinduló gáz-gőz elegy összetevői egymást követően, ill. részben egyidejűleg kondenzálódnak, a hőátadási együttható számítása bonyolult. Ugyancsak óvatos elemzést igényel a nem kondenzálódó gázok jelenléte kondenzálódó gőz mellett. Ezzel kapcsolatban utalunk az irodalomra [61].

A hártyás kondenzációnál jóval (4-szer...8-szor) hatásosabb *csepp-kondenzációt* hőcserélőkben ritkán sikerül elérni (különösen szerves gőzöknél).

12.2. példa

Benzolgőz kondenzálódik $H = 4$ m hosszú, $d = 25/20$ mm átmérőjű csövön. Mennyi a kondenzációs hőátadási együttható, ha a csövet vízszintesen helyezzük el.

A kondenzációs hőmérséklet 82,8°C és a fal hőmérséklete 77,2°C. A fiziko-kémiai jellemzők közepes hőmérsékleten (80°C):

dinamikai viszkozitás	$\eta = 3{,}31 \cdot 10^{-4}$ Pa · s;
hővezetési együttható	$\lambda = 0{,}131$ W/(m · K);
sűrűség	$\rho = 814$ kg/m^3;
párolgáshő	$r = 3{,}94 \cdot 10^5$ J/kg.

Vízszintes csőre

$$\alpha = 0{,}728 \cdot \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 \rho^2 r g}{\Theta \eta d_a}};$$

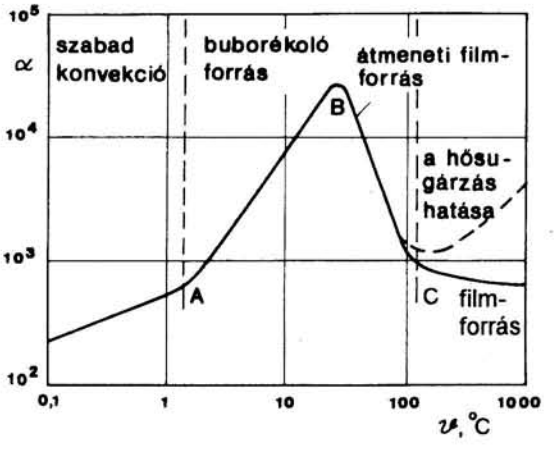
$$\alpha = 0{,}728 \cdot \sqrt[4]{\frac{0{,}131^3 \cdot 814^2 \cdot 3{,}94 \cdot 10^5 \cdot 9{,}81}{(82{,}8 - 77{,}2) \cdot 3{,}31 \cdot 10^{-4} \cdot 0{,}025}} = 2430 \quad \mathrm{W/(m^2 \cdot K)}.$$

Folyadékok forralása

A *forrásban levő folyadékok* α hőátadási együtthatója a forró folyadék ϑ_f és a nálánál melegebb fal ϑ_{fal} hőmérsékletek Θ különbségétől függ.

$$\alpha = f\left(\vartheta_{fal} - \vartheta_f\right) = f\left(\Theta\right). \qquad 12.68$$

A hőmérséklet-különbség nagyságától függően négy tartomány figyelhető meg *(12.12. ábra)*.



12.12. ábra. Forralási hőátadási tényező víz forrásánál

A kisebb Θ értékhez szabad konvekciós (nyugodt) forrás (az ábrán *A* pontig), ennél nagyobb Θ értékekhez buborékoló forrás tartozik. Az ábrán bejelölt *B* maximumpont egy, a folyadékra jellemző kritikus Θ értéknél következik be (víznél 25°C, toluolnál 42°C).

Ha Θ a kritikus értéknél nagyobb, előbb egy átmeneti (labilis) hártyás forrás, majd egy stabilis hártyás forrás következik be.

Az ipari gyakorlatban a buborékoló forrás megvalósítására törekszenek. Általános becslés a víz buborékoló forrási hőátadására

$$\alpha = 80\Theta^2 p^{0,6}, \qquad (12.69)$$

ahol $\Theta = \vartheta_{fal} - \vartheta_f$, (12.70)

p a nyomás, bar (abszolút).

Egyéb folyadékok esetén C helyesbítő tényezővel szorzunk, amelyet a *12.4. táblázatban* találunk meg.

12.4. táblázat

A forrási hőátadás C tényezője

Forró folyadék	C
Vizes oldatok	
10% konyhasó	0,96
20% konyhasó	0,81
24% konyhasó	0,61
10% nátrium-szulfát	0,94
20% cukor	0,88
30% cukor	0,80
50% cukor	0,64
25% glicerin	0,83
55% glicerin	0,75
Egyéb folyadékok	
izopropanol	0,7
metanol	0,53
petróleum	0,52
toluol	0,36
szén-tetraklorid	0,35
n-butanol	0,32
ammónia	1,4
difluor-diklór-metán (R12)	0,8
metil-klorid	1
kén-dioxid	1

A q W/m² hőterhelés függvényében – zománcozott belső felületű autoklávban – forró víz hőátadására LIENERTH

$$\alpha = 0{,}8q^{0{,}755} \tag{12.71}$$

értéket mérte $q > 17\,000$ esetén, és

$$\alpha = 80q^{0{,}28} \tag{12.72}$$

értéket $q < 17\,000$ W/m² tartományban [38].

FRITZ szerint vízszintes fűtőlapra forró vízre [24]:

$$\alpha = 4{,}8\Theta^3. \tag{12.73}$$

Megjegyzés

A forrási hőátadási együtthatót rendszerint kétféle alak valamelyikében adják meg, éspedig

$$\alpha = B\Theta^{z}, \tag{12.74}$$

$$\alpha = B^{\frac{1}{z+1}} q^{\frac{z}{z+1}}. \tag{12.75}$$

A *Fritz*-képlet eszerint (mivel $z = 3$)

$$\alpha = 1{,}48 q^{0{,}75}. \tag{12.76}$$

Érdemes megemlíteni, hogy a különféle folyadékok forralásánál végzett kísérletek szerint $z = 1{,}4 \ldots 3{,}4$ értékek között mozog.

GELPERIN képlete folyadékok forralásánál a csőhosszat is figyelembe veszi:

$$\alpha = C_0 q^{0{,}64} \left(\frac{H}{d} \right)^{0{,}2}, \tag{12.77}$$

ahol H a forraló cső hossza, m;
d az átmérő, m;
C_0 a tényező értéke különböző folyadékok forrásánál: vízre 3,88; etanolra 1,995; *i*-propanolra 1,745; szén-tetrakloridra 1,12.

12.8. Bordáscsöves hőátadás

Bordázott felületű csövek hőátadása

$$\alpha = \alpha_0 \xi \left(b_b \frac{A_R}{A} + \frac{A - A_R}{A} \right), \tag{12.78}$$

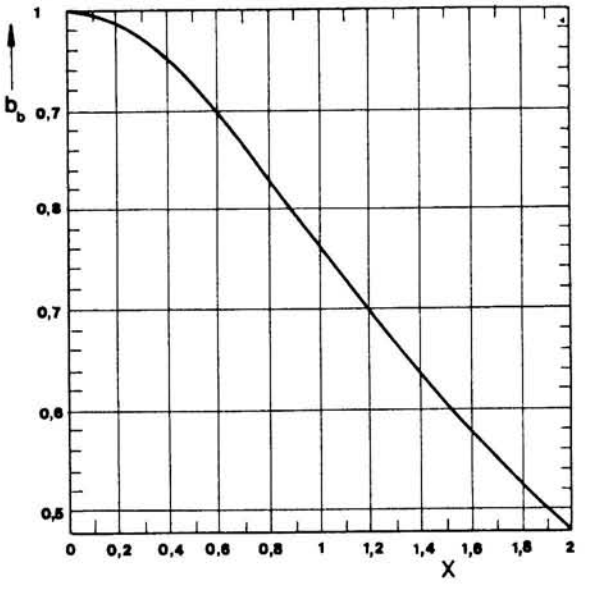
ahol α_0 az eredetileg bordázatlan, tehát sima cső (külső) hőátadási együtthatója;

A a teljes bordázott csőfelület, m^2;
A_R a bordák felülete, m^2;

$$\xi = 1 - 0{,}18\left(\frac{h}{t_R}\right)^{0{,}63}, \tag{12.79}$$

ahol h a borda magassága,
t_R a bordák közötti réstávolság.

A képletben (12.78) szereplő b_b bordázási hatásfokot („bordahatásfok") a *12.13. ábrán* tüntettük fel X függvényében.

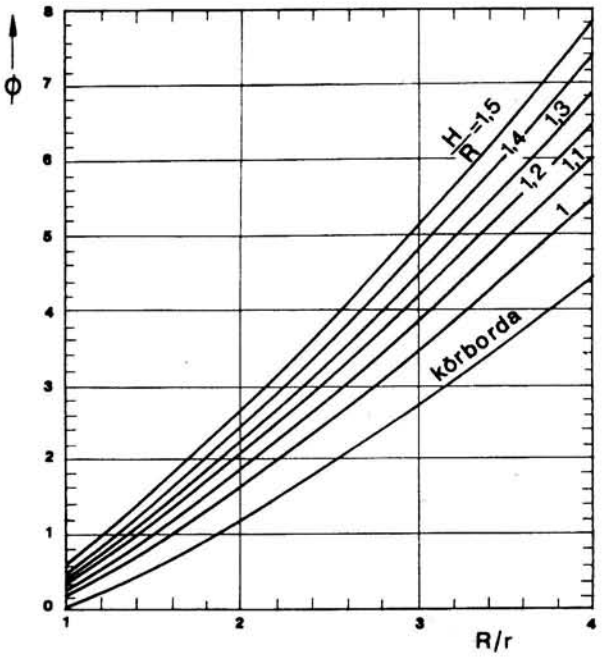


12.13. ábra. Bordáscsöves hőcserélő $b_b \sim X$ diagram

Spirálbordákra (és síklemezen elhelyezett bordákra is)

$$X = h\sqrt{\frac{2\xi\alpha_0}{\lambda_R \delta_R}}, \tag{12.80}$$

ill. körbordákra, négyzetbordákra és lamellákra (H és R bordaméretek)



12.14. ábra. Bordáscsöves hőcserélő $\phi \sim R/r$ diagram

$$X = r\phi\sqrt{\frac{2\xi\alpha_0}{\lambda_R\delta_R}}, \tag{12.81}$$

ahol r a cső sugara,
ϕ a *12.14. ábráról* leolvasható tényező,
λ_R a borda anyagának hővezetési együtthatója,
δ_R a borda közepes vastagsága.

A k hőátviteli együttható számításához (α bordáscső hőátadási együtthatóval)

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha} + \frac{A}{A_1}\left(\frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_1}\right), \tag{12.82}$$

ahol A_1 a belső csőfelület,
α_1 a belső hőátadási együttható,
δ a cső vastagsága,
λ a cső anyagának hővezetési együtthatója.

12.9. Hőátadás keverős készülékben

Keverős készülékben a folyadékoldali hőátadási együtthatót – fázisváltozás nélküli hőátadás esetén – a következő egyenlettel számolhatjuk:

$$\mathbf{Nu} = C\mathbf{Re}^{2/3}\mathbf{Pr}^{1/3}\left(\frac{\eta}{\eta_{\text{fal}}}\right)^{0,14}, \tag{12.83}$$

ahol

$$\mathbf{Nu} = \frac{\alpha D}{\lambda}; \tag{12.84}$$

$$\mathbf{Re} = \frac{nd^2}{\upsilon}; \tag{12.85}$$

$$\mathbf{Pr} = \frac{\eta c_p}{\lambda}, \tag{12.86}$$

ahol α a kevert folyadék hőátadási együtthatója,
D a készülék belső ármérője,
λ a folyadék hővezetési együtthatója,
c_p a folyadék fajlagos hőkapacitása,
η a folyadék átlagos dinamikai viszkozitása,
η_{fal} a folyadék dinamikai viszkozitása a hőcserélő falfelületi hőmérsékletén,
n a keverő másodpercenkénti fordulatszáma;
d a keverő átmérője,
υ a folyadék kinematikai viszkozitása,
C az állandó értéke néhány főbb kiviteli esetben

belső csőkígyós készülékre	0,87,
továbbá fűtőköpenyes készülékre (duplikátor):	
turbinakeverővel és áramlástörővel	0,73...0,76,
propellerkeverővel áramlástörő nélkül	0,54...0,58,
horgonykeverővel	0,38...0,52,
lapkeverővel	0,36...0,51.

12.10. Hőcserélők

A hőcserélő tervezésekor a számítás végcélja a hőátadó felület és a hőcserélő főbb geometriai, valamint legfontosabb üzemi jellemzőinek a megállapítása. Rendszerint ismertek az anyagáramok és a hőmérsékletek.

Az anyagjellemzőket megállapítjuk a közegek átlagos hőmérsékletén. Kiszámítjuk a hőáramokat és a mértékadó (közepes) hőmérséklet-különbséget. Itt már eldöntjük, hogy egyen- vagy ellenáramot, esetleg keresztáramot használunk-e. Többjáratú hőcserélők esetén igyekezzünk minél jobban megközelíteni az ellenáramot. A tervezés első fázisában már hallgatólagosan kiválasztjuk a hőcserélő típusát. A kiválasztásban segítségünkre van, hogy a vegyiparban és a rokon iparágakban az alkalmazható készülékek, így a hőcserélők fő méretei is országos vagy iparági szabványokban vannak rögzítve, vagy legalábbis kialakultak megfelelő szokványos típusok és nagyságok, valamint kialakítások.

A következő lépés lenne a (12.1) *alapképlettel* a hőátadó felület meghatározása. A hőellenállásokat és a k hőátviteli tényezőt azonban csak a készülék geometriai méreteinek ismeretében tudjuk számolni. Ezért úgy járunk el, hogy tapasztalati átlagértékek alapján felvesszük a k hőátviteli együttható várható értékét és kiszámítjuk a hőátadó felületet. Néhány ilyen tapasztalati érték található a *12.5. táblázatban*. Az így közelítően meghatározott felület alapján kiválasztjuk a hőcserélőt. Ezután pontosabb számításokkal ellenőrizzük a kapott adatokat.

12.5. táblázat

A hőátviteli együttható tapasztalati átlagértékei

Köpenyoldali	Csőoldali	k hőátviteli együttható
közeg		$W/(m^2 \cdot K)$
Víz	víz	1300...2800
Gőz	tej	1000...1200
Gőz	cukorlé kb. 15 °Bx	550...850
Gőz	cukorlé, > 60 °Bx	350...700
Szerves oldószer	víz	250...850
Gőz	aluminátlúg, 20 °Bé	500...800
Víz	aluminátlúg, 20 °Bé	350...550
Benzin	víz	350...600
Propán vagy bután	gázolaj	420...500
Kenőolaj	víz	100...500
Benzin	gázolaj	290...400
Gázolaj	gázolaj	250...350

12.5. táblázat folytatása

Köpenyoldali	Csőoldali	*k* hőátviteli együttható
közeg		$W/(m^2 \cdot K)$
Fűtőolaj	gázolaj	200...300
Könnyűbenzin	víz	250...400
Könnyűbenzin	olaj	130...200
Nehézolaj	nehézolaj	50...250
Fűtőolaj	víz	80...150
Fűtőolaj	olaj	50...800
Szerves oldószer	szerves oldószer	100...350

Adott hőcserélő esetén azt is el kell dönteni, hogy pl. csőköteges hőcserélőknél melyik közeget vezessük a csöveken belül, és melyiket a csöveken kívül, a köpenyoldalon. Általánosan érvényes szabály erre nincs. Természetesen elsősorban az alkalmazandó szakterület speciális igényeit kell figyelembe venni. Ezeken felül a helyes választást elősegítő néhány szempontot említünk. Ha a két közeg közül az egyik lényegesen nagyobb nyomású a másiknál, akkor a nagyobb nyomásút vezessük a csöveken belül.

Kondenzátorokban a gőz kondenzálódása lehetőleg a csöveken kívül legyen. Néha, pl. forralóknál, az ellenkezője a szokásos.

Gáz (levegő) hűtésekor vagy hevítésekor a gázt legtöbbször a csöveken kívül vezetjük, és általában külső bordázott csöveket használunk.

A nagyobb mértékű és kellemetlen lerakódások mindig a könnyebben tisztítható oldalon (a cső belsejében) keletkezzenek.

A geometriai méretek ismeretében kiszámítjuk a hőátadó felület egyik oldalán (pl. a csövek belsejében) áramló közeg áramlási sebességét, ebből a **Re**-számot. A másik közegre vonatkozó számításokat célszerű bizonyos fokig párhuzamosan végezni. A **Re**-szám ismeretében már tudjuk, hogy az áramlás lamináris, átmeneti vagy turbulens jellegű, aminek alapján már kiválaszthatjuk a megfelelő méretezési képletet (vagy diagramot). A hőátviteli együttható kiszámításakor először feltételezett falhőmérsékletre kiszámítjuk az α hőátadási együtthatókat. Ezután ellenőrizzük a felvett falhőmérsékletet. A számítást addig ismételjük, amíg a két érték elég jól egyezik.

Vékony fal esetén legtöbbször elegendő a fal közepes hőmérsékletével számolni. Úgy számolunk, mintha a falnak nem lenne véges vastagsága.

A hőátadási együtthatók ismeretében számítjuk a *teljes hőátmenetet.* Természetesen az azonos vonatkoztatási felületre átszámított értékekkel dolgozunk. A hőcserélőnek bizonyos mértékig szennyezett állapotban is át kell származtatni a kívánt hőmennyiséget.

A várható szennyeződést az R_{sz} szennyeződési hőellenállással vesszük figyelembe:

$$\frac{1}{k} + R_{sz} = \frac{1}{k_{sz}}, \tag{12.87}$$

és a szennyezett felületű hőcserélő hőátviteli együtthatója

$$k_{sz} = \frac{1}{\frac{1}{k} + R_{sz}}. \tag{12.88}$$

A szennyeződés hőellenállása a lerakódás vastagságából és hővezető-képességéből számítható. Hőcserélők méretezésekor azonban csak a legritkább esetben számítjuk. Általában elegendő tapasztalati értékkel dolgozni. Ezek közül néhányat a *12.6. táblázatban* foglaltunk össze.

12.6. táblázat

A szennyeződési hőellenállás tapasztalati értékei

Közeg	$R_{sz'}$ (m^2 · K)/W
Csőköteges hőcserélők	
Desztillált víz	$0{,}8 \cdot 10^{-4}$
Tengervíz	$(0{,}8...2) \cdot 10^{-4}$
Folyóvíz	$(3{,}6...9) \cdot 10^{-4}$
Szennyvíz	$(11...15 \cdot 10^{-4}$
Benzin	$1{,}7 \cdot 10^{-4}$
Könnyűgázolaj	$3{,}5 \cdot 10^{-4}$
Nehézgázolaj	$5 \cdot 10^{-4}$
Nehézfűtőolaj	$(8...43) \cdot 10^{-4}$
Tiszta vízgőz	$4 \cdot 10^{-4}$
Fáradtgőz	$(26...52) \cdot 10^{-4}$
Földgáz, levegő	$(17...27) \cdot 10^{-4}$
Gazolin	$8{,}6 \cdot 10^{-4}$
Abszorpciós olaj	$(8...43) \cdot 10^{-4}$
Sólé	$8{,}6 \cdot 10^{-4}$
Kvencsolaj	$(35...52) \cdot 10^{-4}$

12.6. táblázat folytatása

Közeg	R_{sz}, $(m^2 \cdot K)/W$
Lemezes hőcserélők	
Szennyvíz	$(0{,}9...1{,}7) \cdot 10^{-4}$
Cukorlé, présvíz	$(1{,}3...1{,}7) \cdot 10^{-4}$
Sólé	$0{,}86 \cdot 10^{-4}$
Folyóvíz, szerves folyadékok	$(0{,}4...0{,}9) \cdot 10^{-4}$
Tiszta víz	$(0{,}17...0{,}43) \cdot 10^{-4}$
Fermentlé	$0{,}43 \cdot 10^{-4}$
Sör, tej, sörlé	$(0{,}1...0{,}3) \cdot 10^{-4}$

Megjegyezzük, hogy olyan esetben, amikor a hőátadási együtthatók a felület mindkét oldalán nagyok, a fal és a szennyeződések hőellenállása döntően befolyásolja a hőátviteli együttható értékét. Ugyanakkora szennyeződési hőellenállás mindig nagyobb mértékben rontja a k értéket, mint kisebb hőátadási együtthatóknál.

A csőköteges hőcserélők alkalmazásai és típusai

A vegyiparban, a petrolkémiai és egyéb iparágakban használatos hőcserélőtípusok közül leggyakrabban a csőköteges hőcserélőket alkalmazzák. Nagy hőmennyiségek átadására ezek a berendezések a legalkalmasabbak. Noha a helyigényük kicsi, nagy hőátadó felület érhető el velük, tisztításuk többnyire egyszerű.

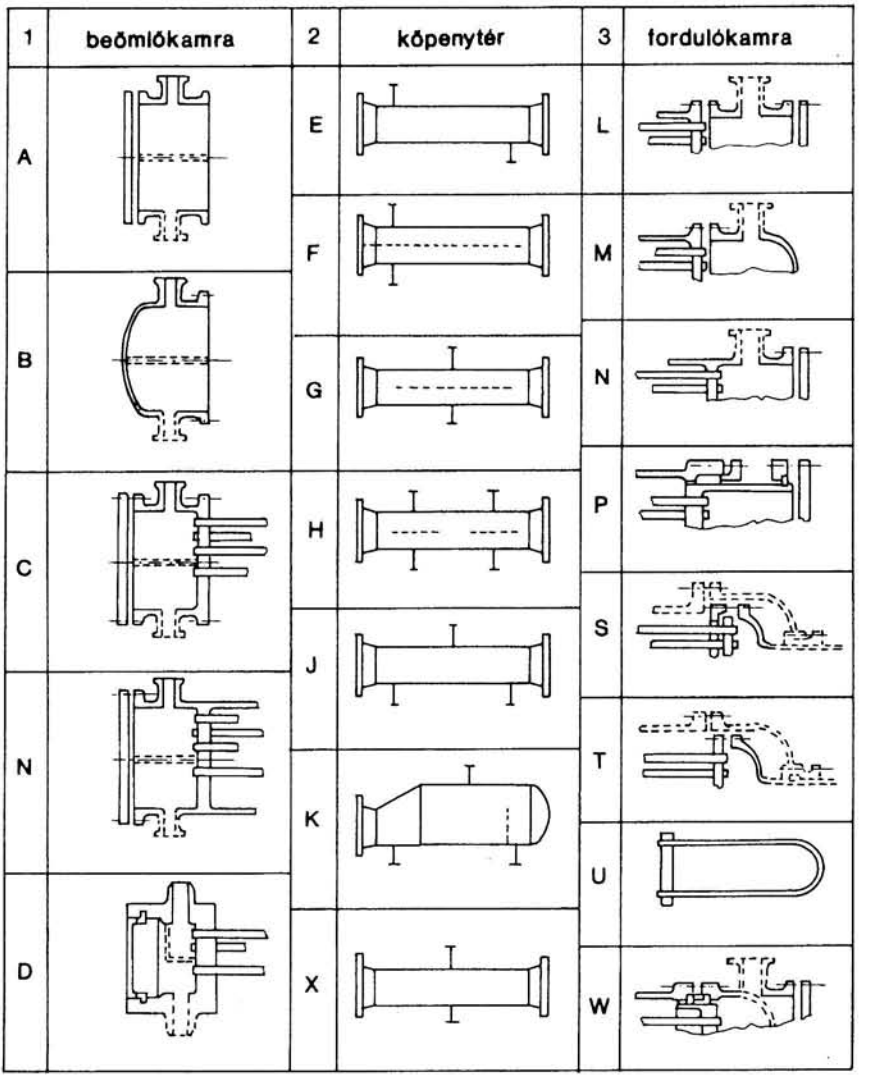
A hőcserélők elrendezése lehet álló vagy fekvő.

A nagynyomású technikában, ahol nagyon kicsi átmérőjű és hosszú csövek alkotják a csőköteget, csakis álló elrendezés jöhet szóba, mert a kis átmérőjű csöveknek nagy a behajlásuk és így sok alátámasztásra lenne szükség, ez pedig az áramlási ellenállást megnövelné. Ha a közeghőmérséklet nagy (500°C felett), ugyancsak álló elrendezést kell alkalmazni, mert nagy hőmérsékleten a csövek anyaga már nem eléggé ellenálló és a csövek könnyen behajlanak.

A bepárlókészülékek forralói és a lepárlótornyok termoszifonelven működő csőköteges visszaforralói is többnyire álló elrendezésűek. Ha a hőcserében résztvevő mindkét közeg folyadék, akkor mind az álló, mind a fekvő hőcserélő egyaránt használatos, attól függően, hogy telepítésükre mekkora hely van. Álló elrendezés esetén a készülék tisztítása általában nehézkes.

Kondenzátoroknál a fekvő elrendezés a gyakoribb, mert álló elrendezésnél a lecsapódott pára a csöveken végigfolyik és a megvastagodott folyadék-

hártya rontja a hőátvitelt. A vízszintes elrendezésű kondenzátoroknál a csőelosztás többféle módon is célszerűen elrendezhető, ezáltal a csöveken keletkező csapadékréteg folytonossága és vastagsága a legkisebb mértékre szorítható. Fekvő hőcserélőket szoktak egymás fölé helyezni úgy, hogy a köpenyükre hegesztett nyergeken egymásra támaszkodnak. A csőköteges hőcserélők szerkezeti kialakításuk szerint lehetnek merev csőköteges, úszófejes, U-csöves (hajtűcsöves) és cső a csőben (kettőscsöves) típusúak.



12.15. ábra. Csőköteges hőcserélők TEMA-típusai

A különböző szerkezeti kialakításokra az amerikai csőköteges hőcserélőgyártók egyesületének szabványaiban (TEMA) egységes típusmegjelölést dolgoztak ki [60]. Ez a nemzetközi gyakorlatban jól ismert és alkalmazott, és a hazai gyakorlatban is elterjedt. A különböző kialakításokat és a hozzájuk tartozó betűjeleket a *12.15. ábra* szemlélteti. Az egyes hőcserélőtípusok három betűvel jellemezhetők.

A szerkezeti kialakításoktól szinte független, mégis a hőcserélő-tervezés egyik legfontosabb szempontja, hogy a két különböző tömegű és hőmérsékletű áram közül melyiket melyik térbe vezetjük. Általában a csőtérbe kell vezetni

- a vegyesfázisú közeget, hogy légzsák ne keletkezzék;
- a várhatóan nagyobb lerakódást okozó közeget, mert a csőtér könnyebben tisztítható;
- a korrózív közeget, hogy ne kelljen az egész hőcserélőt korrózióálló anyagból gyártani;
- a nagynyomású közeget, így a köpeny vékonyabb, olcsóbb lehet;
- azt a közeget, amelyet forralni akarunk.

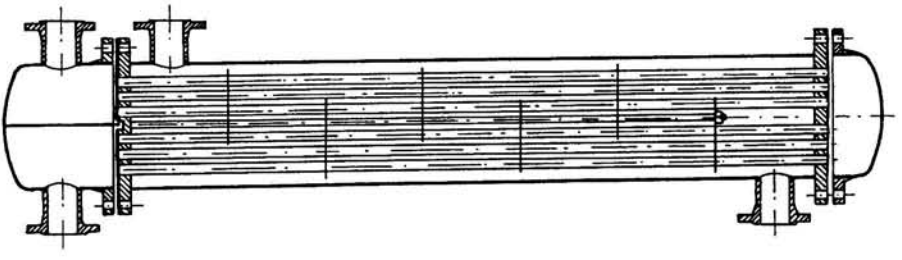
A köpenytérbe kell vezetni gőzfűtés esetén a kondenzálandó gőzt.

Ha a felsorolt körülmények alapján egyidejűleg több szempontot is figyelembe kell venni, akkor az üzembiztonság körülményei a döntők, az olcsóbb kivitel másodrendű kérdés.

Soha nem az olcsóbb, hanem mindig az üzembiztosan működő készülék a gazdaságosabb.

A *12.16. ábrán* fekvő elrendezésű, merev csőköteges, köpenytérben egy-, csőtérben kétjáratú kialakítás látható (TEMA-típus, BEM). Ez a legegyszerűbb kialakítás csak akkor használható, ha a cső és a köpeny falhőmérséklete közötti különbség kisebb, mint 50°C.

A csőköteg sok párhuzamos csőből áll, amelyeknek végei tömören illeszkednek a csőkötegfalba.



12.16. ábra. Merev csőköteges hőcserélő (kétjáratú, fekvő)

A csövek közötti teret külső köpenylemez zárja le. A köpeny két végét oldható kötéssel csatlakozó fedelek (kamrák) zárják le, ezek a be-(ki-)ömlő kamra, ill. a fordulókamra. A terelőlemezek a csőköteget támasztják meg és a köpenytéri áramlást szabályozzák.

A csőköteges hőcserélőknél a köpenytér átáramlási keresztmetszete mindig nagyobb, mint a csőtéré. A hőcserélőkben áramló közegek áramlását úgy kell megszabnunk, hogy sebességük a minél jobb hőátvitel céljából elegendő nagy legyen. A sebesség növelésének azonban határai vannak, mert növekvő sebességnél a hőcserélő ellenállása, ill. az áramló közeg nyomásesése rohamosan növekszik (általában a sebességgel négyzetes arányban), ami nagyobb szivattyúzási vagy fúvási energiát igényel. A konstrukciót úgy kell megválasztani, hogy az áramlási sebesség folyadékok esetében a csőtérben és a köpenytérben egyaránt 0,5 ... 2 m/s legyen.

Gázok esetében a tömegsebesség célszerű nagysága 6000 ... 80 000 kg/(m^2·h). Ha az anyagáramok sebessége nagyon különböző, akkor a járatok vagy a terelőlemezek számának növelésével összhangba hozhatók a két hőcserélőtérben az áramlási körülmények.

A hőcserélő technológiai méretezése rendszerint csak a kiindulási feltételek ismételt ellenőrző számításával oldható meg. A készülék szerkezeti kialakítása (csőszám, csőméret, csőosztás, terelőméret stb.) adott terhelési viszonyok esetén meghatározza a készülék k hőátviteli együtthatójának értékét, amelyet összehasonlítva a feltételezett kiindulási k értékkel, a számolást addig kell folytatni, amíg a két érték közötti különbség bizonyos határon belül nem lesz.

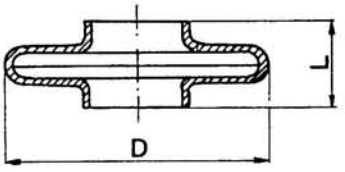
Általában a legkedvezőbb kis ellenállású hőcserélő az egyjáratú.

Egyjáratú a hőcserélő, ha a csövekben áramló közeg az egyik fejen lép be és a másikon távozik. Ugyanúgy a köpenytérben a köpeny egyik végén elhelyezett csonkon lép be a megfelelő közeg és a másik végén levő csonkon lép ki. Mivel azonban a csövek gyártástechnológiai okból korlátozott hosszúságúak, nagyobb hőcserélő-felület létrehozására kénytelenek a csőköteget több párhuzamos csoportra – járatra – osztani. Csőköteges hőcserélő két-, négy-, hat-, nyolc-, valamint többjáratúra is építhető. A járatok számát lehetőleg ne növeljük, mert az egyik járatból a másikba való átfordulás a fordulókamrákban a nyomásveszteséget jelentősen növeli.

Merev és lencsekompenzátoros hőcserélők

A hőcserélők kialakítási módja és építési rendszere a hőleadó és hőfelvevő közegek közötti hőmérséklet-különbségtől is függ.

A merev csőköteges hőcserélők nem képesek nagyobb hőtágulási különbséget elviselni, mert ha a két térben az áramló közegek hőmérséklet-



12.17. ábra. Lencsekompenzátor

különbsége nagy, a köpeny és a csőköteg hőtágulás-különbségéből keletkező hőfeszültség hatására a csövek a csőkötegfalból kilazulnak. Ugyanez a káros jelenség lép fel, ha a csőkötegfal és a csövek eltérő anyagminősége miatt nagy a hőtágulási együtthatók különbsége. A nemkívánatos hőfeszültségek kialakulásának elkerülésére olyan kialakítást kell alkalmazni, amely a hőtágulási különbségek áthidalására alkalmas.

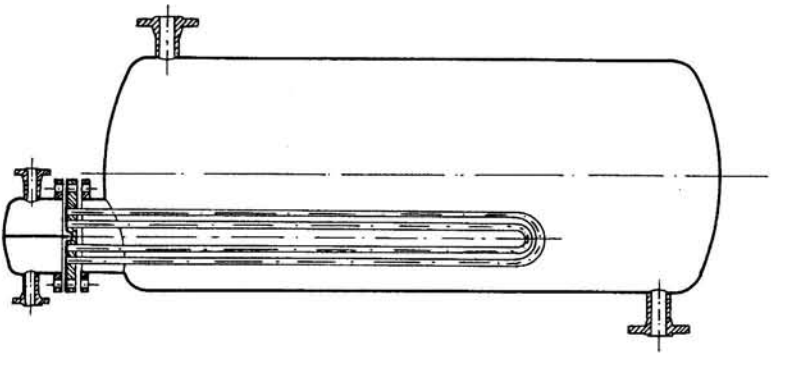
A *12.17. ábrán* a köpenybe építhető lencsekompenzátort vázoltunk.

U-csöves és úszófejes hőcserélők

A köpenytér és csőtér közötti nagy hőmérséklet-különbségnél, általában 10 bar feletti nyomásnál használják az U-csöves (hajtűcsöves) és az úszófejes szerkezeti kialakításokat. U-csöves (hajtűcsöves) hőcserélő látható a *12.18. ábrán* (TEMA-típus CGU).

Káros hőfeszültségek nem keletkezhetnek, mert az U alakban hajlított csövek hőtágulás esetén a köpenytérben szabadon mozoghatnak. Abban az esetben, ha az U-alakú ívet az általános gyakorlatnak megfelelően úgy készítik, hogy az ív külső sugaránál a csőfal elvékonyodik, akkor a hajlított szakaszon a legkisebb csőfalvastagság a hajlítás előtt

$$y_0 = y_1\left[1+\frac{d_k}{4R}\right],$$



12.18. ábra. U-csöves hőcserélő

ahol y_0 a kiinduló csőfalvastagság, mm,

y_1 az egyenes cső szükséges legkisebb falvastagsága, mm,

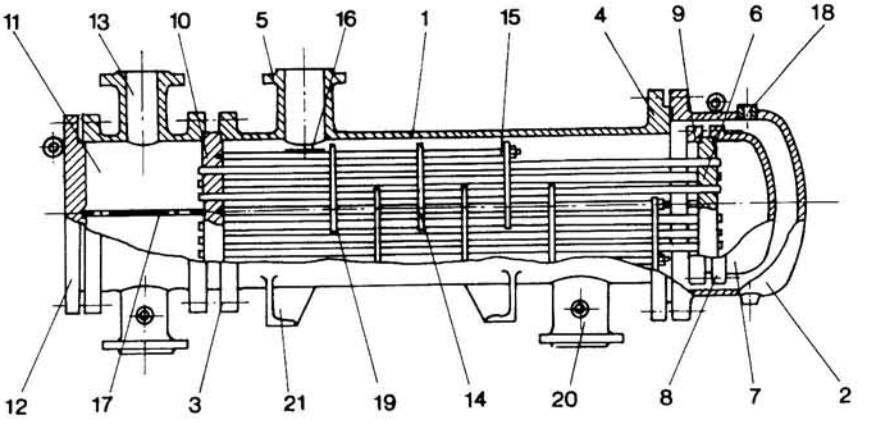
d_k a cső külső átmérője, mm,

R az ív átlagos sugara, mm.

A csövek mindkét vége egyazon csőkötegfalba van erősítve, így a hőcserélő könnyen szerelhető. A csőköteg tisztítása – különösen belül – a 180°-os kanyarok miatt nehézkes, ezért csak tiszta közegekre lehet használni. A hajtűcsöves hőcserélők általában a csőtérben kétjáratúak, a köpenyterük egyjáratú.

Középen hosszterelő alkalmazásával megvalósítható az ellenáramú hőcsere. Gyakran alkalmazzuk nyomástartó edénybe építve vagy gőzfűtésű forralóként. Tüzelőolaj- és egyéb nagyobb viszkozitású folyadéktárolókhoz alkalmazható.

Az úszófejes hőcserélőknél a fordulókamra olyan megoldású, hogy a csövek hőtágulása esetén a mozgó csőkötegfal és a fordulókamra együttesen szabadon elmozdulhat a külső álló fejen, így oldva meg a hőkompenzációt. Úszófejes hőcserélő látható a *12.19. ábrán* (TEMA-típus: A ES). A külső fej leszerelése után az úszófej fordulókamrája is leszerelhető, az egész hőcserélő szerkezet szétszedhető, így a csövek mind kívülről, mind belülről tisztíthatók.



12.19. ábra. Úszófejes hőcserélő

1 – köpeny, 2 – fenék, 3 – elosztófejoldali kamra, 4 – fenékoldali kamra, 5 – köpenyoldali csonk, 6 – úszófej-csőkötegfal, 7 – úszófej, 8 – az úszófej karimája, 9 – kétrészes gyűrű, 10 – merev csőkötegfal, 11 – elosztó-(vagy beömlő)kamra, 12 – elosztókamra fedele, 13 – elosztókamra csonkja (a csövekben áramló közeg részére), 14 – terelőlemez, 15 – terelőlemez-tartó rúd és távtartó hüvely, 16 – védőterelő lemez, 17 – elosztólemez, 18 – légtelenítő csonk, 19 – cső, 20 – köpenyoldali csonk, 21 – tartóláb

Ahhoz, hogy a hőcserélő megfelelő teljesítményét biztosítsuk, a hőátadó felületeket elfogadhatóan tiszta állapotban kell tartani. A hőcserélőket mind mechanikus, mind vegyi úton lehet tisztítani. Néhány, lehetséges tisztítási módszer:

- meleg víz cirkuláltatása néhány sófajta lerakódásának kimosására;
- meleg mosóolaj vagy könnyű párlat nagy sebességgel való átáramoltatása különböző laza lerakódások eltávolítására;
- nagynyomású vízsugaras tisztítás;
- lerakódás- vagy vízkő-eltávolítás vegyszerrel;
- csőgörények, forgó drótkefék és egyéb mechanikus eszközök alkalmazása kemény vízkő-, koksz- vagy egyéb lerakódások eltávolítására.

A tisztítással kapcsolatos elővigyázatossági intézkedések a következők:

- az egyes csöveket nem szabad úgy tisztítani, hogy gőzt fúvatunk keresztül rajtuk, mivel ez a cső túlhevülését és komoly hőfeszültséget okoz;
- mechanikus tisztításkor körültekintően kell eljárni, hogy elkerüljük a csövek sérülését [19,45].

Azon iparágakban, ahol az esetek többségében a hőcserélőkben részt vevő közegek lerakódás okozta hőellenállása meghaladja az évenkénti 0,0002 $m^2 \cdot K/W$ értéket, ott szinte kivétel nélkül úszófejes hőcserélőt alkalmaznak. Gyakorlati tapasztalatok szerint a hőcserélő készülékekben a közegek áramlása, eróziós, korróziós hatások miatt elsősorban a csőkötegek szennyeződnek, ill. használódnak el. Nem ritka, hogy két-három csőköteg elhasználódása után is a köpenyen lényeges változás még nem tapasztalható.

Az OLAJTERV által kifejlesztett úszófejes modulhőcserélőkkel a csőkötegtartalékok száma minimálisra csökkenthető úgy, hogy minden helyre az adott célnak legjobban megfelelő hőcserélőt alkalmazzuk.

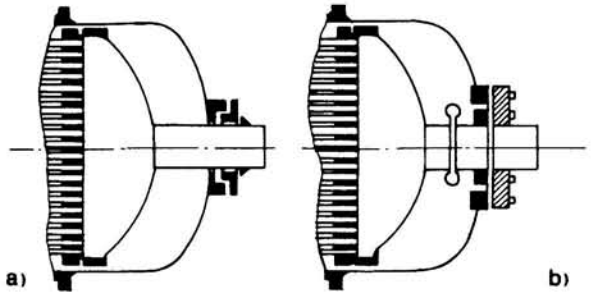
Többjáratú hőcserélők

A hőcserélők köpenytere egy-, ill. kétjáratú, a csőtér egy-, ill. többjáratú. A csőtérben a járatok számát elvileg oly mértékben növelhetik, ahány csősor van a köpenytérben, de nyolcnál nagyobb járatszámú hőcserélőt általában nem alkalmaznak.

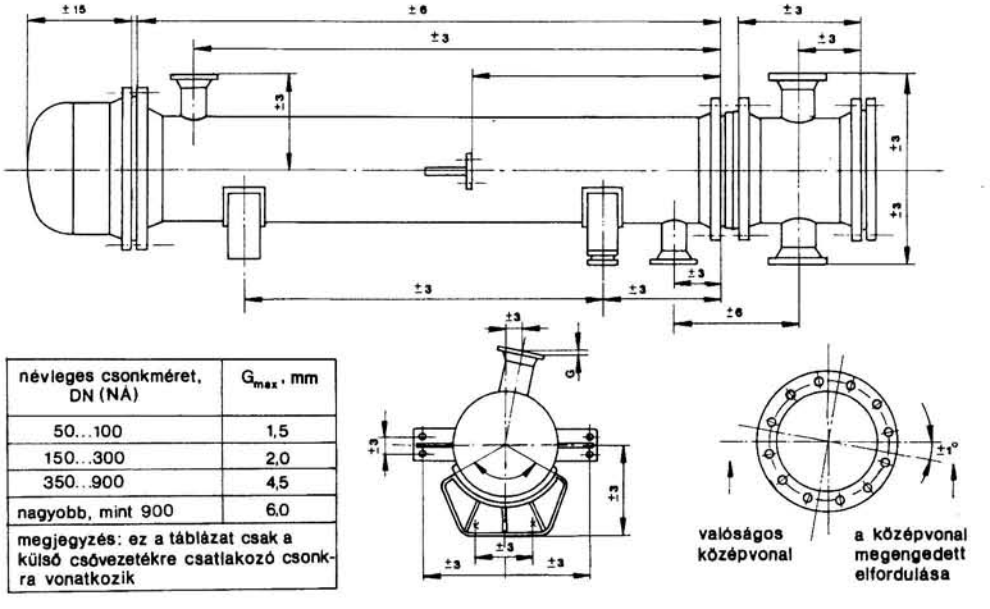
Az ellenáram megvalósítható úgy, hogy a köpenytér és a csőtér is egyjáratú. Ebben az esetben az úszófejből a közeg a *12.20. ábra* szerint tömszelencés vagy kompenzátoros megoldással vezethető el. A kompenzátor kiválasztásakor ügyelni kell arra, hogy a terhelés: külső nyomás, és általában egy

nyomásfokozattal nagyobb kompenzátort kell választani, mint ugyanakkora belső nyomás esetén.

A hőcserélőket úgy kell gyártani, hogy az összeszerelt hőcserélő külső méreteinek, valamint a csonkok és a támaszok elhelyezkedésének tűrései feleljenek meg a *12.21. ábrán* közölteknek. A tűrések nem adódhatnak össze.



12.20. ábra. Úszófejcsonk-kivezetés
a – tömszelencés, b – kompenzátoros



névleges csonkméret, DN (NA)	G_{max}, mm
50...100	1,5
150...300	2,0
350...900	4,5
nagyobb, mint 900	6,0
megjegyzés: ez a táblázat csak a külső csővezetékre csatlakozó csonkra vonatkozik	

12.21. ábra. Csőköteges hőcserélő (gyártási tűrésekkel)

A karimahomlokig menő összes méret a tömítőfelületig értendő. Az ábra szerinti G_{max} csak azokra a csonkokra vonatkozik, amelyekhez külső csővezeték kapcsolódik. A külső csővezetéknek úgy kell a készülékhez kapcsolódnia, hogy a készülékcsonkokra terhelés ne adódjon át.

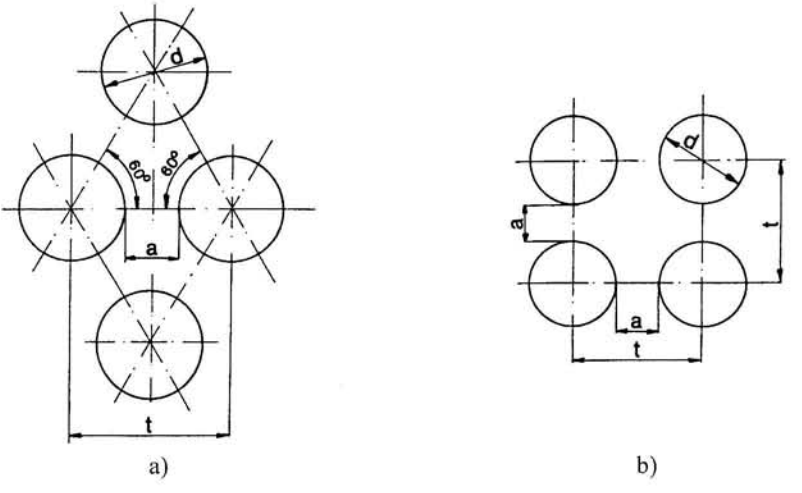
Csőköteges készülékek csőosztása

A csövek a csőkötegfalban egyenlő oldalú háromszög vagy négyzet csúcsain helyezkednek el a *12.7. táblázat* szerinti csőosztásnak megfelelően *(12.22. és 12.23. ábra).*

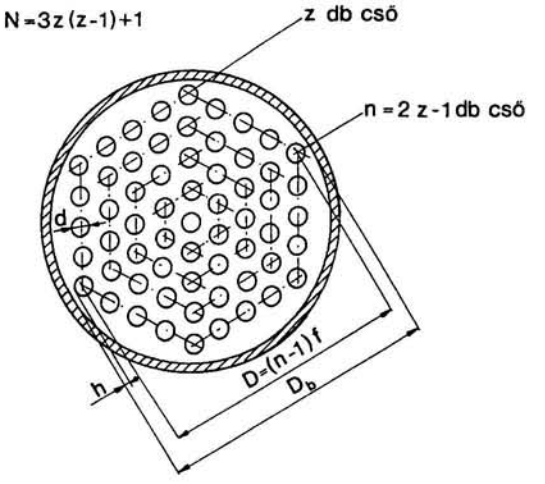
12.7. táblázat

Csőosztás

A cső külső átmérője, *d*	16	20	25	38	57
Csőosztás, *t*	21	26	32	48	70



12.22. ábra. Csőelrendezés
a – háromszögosztás, b – négyzetosztás



12.23. ábra. Csőkiosztás csőköteges hőcserélőben, csőszám

A DIN 28182 szerint a csőosztás a cső külső átmérőjén kívül a csőkötegfalba való rögzítés módjától is függ.

A csövek elrendezése olyan legyen, hogy minimumra csökkentse a csőköteg kikerülési lehetőségét.

Szükség esetén a terelőlemezeken kívül egyéb megfelelő szerkezeteket kell alkalmazni annak érdekében, hogy túl nagy mennyiségű folyadék ne haladjon a csőköteg körül vagy azon keresztül. Ezek a szerkezetek lehetnek zárószalagok, állítható összekötő rudak, üres csövek vagy ezek kombinációi.

A hőcserélő csövek a csőkötegfalban besajtolással, hegesztéssel vagy besajtolással és hegesztéssel rögzíthetők.

A hegesztett vagy besajtolt és hegesztett csőrögzítések nyomás- és hőmérséklet-korlátozás nélkül alkalmazhatók, míg besajtolt csőrögzítés akkor, ha a nyomás legfeljebb 80 bar és a csőkötegfal hőmérséklete legfeljebb 400°C.

A csőfuratok belső felületei sorjamentesek, simák legyenek a csövek bemaródásának elkerülése érdekében.

Minden besajtolt kötés csőfuratát legalább két horonnyal kell megmunkálni, amelyek mindegyike megközelítőleg 4 mm széles és 0,4 ... 0,8 mm mély legyen. Plattírozott vagy burkolt csőkötegfalaknál mindegyik horony az alapanyagban legyen.

A csövek sajtolási hosszúsága 50 mm vagy a csőkötegfal vastagságánál 5 mm-rel kisebb legyen, attól függően, hogy melyik érték a kisebb. A sajtolt rész semmilyen körülmények között nem nyúlhat túl a csőkötegfal köpenyoldali homloklapján.

A sajtoló eljárás olyan legyen, hogy a cső teljes sajtolt részén a tágítás egyenletes legyen a sajtolás nélküli részbe való hirtelen átmenet nélkül.

A csövek a csőkötegfal homlokfelületével egy síkban legyenek vagy legfeljebb a csőátmérő felével nyúljanak túl. Függőleges hőcserélőknél a leürítés lehetővé tétele végett a csöveket a felső csőkötegfallal egy síkba kell hozni. Sajtolással rögzített csövek esetén a cső keménysége mindig kisebb legyen, mint a csőkötegfal keménysége, ha ez másként nem érhető el, a csővégeket revementes lágyításnak kell alávetni.

A többjáratú hőcserélőknél alkalmazott sík- vagy domborúfenekek esetében a belmélység akkora legyen, hogy az egymást követő csőjáratok közötti áramlás legkisebb keresztmetszete egyenlő legyen az egyes járatok csövein keresztülhaladó folyadékáram legalább 1,3-szeresével. A sík- és domborúfenekek járatválaszfal-lemezeinek vastagsága nem lehet kevesebb, mint a *12.8. táblázatban* megadott értékek. A válaszfallemezek az érintkezési felületeknél a tömítés szélességére levékonyíthatók.

12.8. táblázat

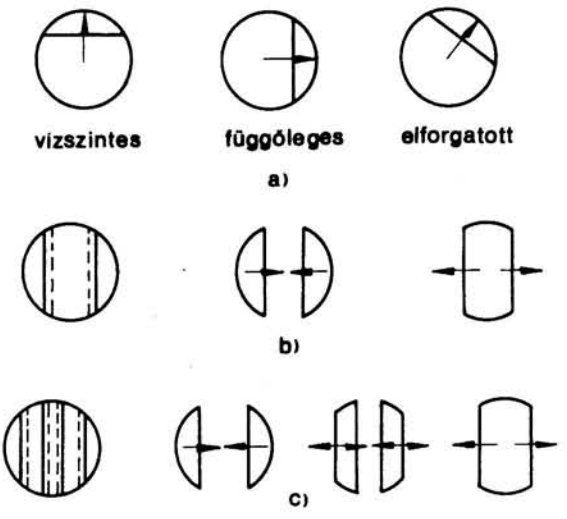
Járatválaszfal-vastagságok

A hőcserélő névleges átmérője, DN (NÁ)	A járatválaszfal legkisebb vastagsága	
	szénacél	ötvözött acél
600-ig	10	6
600-tól 1500-ig	12	10

A járatválaszfal-lemezekben DN(NÁ) 500-ig 1 db 6 mm átmérőjű, míg DN(NÁ) 600 és ennél nagyobb köpenyátmérők esetén 1 db 10 mm átmérőjű furatot kell alkalmazni leürítés céljából úgy, hogy a leürítőfurat nem kerülhet a beömlőcsonk vetületébe.

Áramlásterelők

Az általában alkalmazott keresztirányú terelőlemezek változatai a *12.24. ábrán* láthatók. Az ábra függőleges metszékű multi szegmens terelőlemezt szemléltet, de ezek a terelőlemezek lehetnek vízszintes és elforgatott metszékűek is.



12.24. ábra. Szegmens alakú terelőlemezek
a – egyes szegmens, b – kettős szegmens, c – hármas szegmens

Az áramlásterelők legkisebb osztástávolsága a hőcserélőköpeny belső átmérőjének 1/5-e, ill. 50 mm közül a nagyobb érték.

A legnagyobb osztástávolságot úgy kell megállapítani, hogy az alátámasztás nélküli csőhossz ne haladja meg a *12.9. táblázatban* közölt értékeket.

12.9. táblázat

Az alátámasztás nélküli csőhosszúságok

A cső külső átmérője d_k	Alátámasztás nélküli legnagyobb csőhosszúság	
	acél, nikkel-réz, nikkel, króm-nikkel-vas csőanyagnál	alumínium és ötvözetei, réz és ötvözetei, titán, cirkon csőanyagnál
20	1500	1300
25	1800	1600
30	2200	1900
38	2500	2200
57	3100	2800

A terelőlemezeket normál körülmények között a csőhossz mentén egyenletes kiosztással kell elhelyezni. Az U-csöves hőcserélőkben az ívekkel szomszédos tartó- vagy terelőlemezeket úgy kell elhelyezni, hogy a hajlítás átmérőjéből és a mindkét egyenes szárnak az alátámasztástól a hajlításig terjedő hosszából képzett összeg ne legyen nagyobb a *12.9. táblázat* értékeinél.

Abban az esetben, ha a rés nincs jelentős hatással a köpenyoldal hőátadási együtthatójára vagy az átlaghőmérséklet-különbségre, a hézag legnagyobb értéke a táblázati értékek kétszerese lehet.

A terelőkben a hőcserélő csövek részére szükséges furatok átmérője 900 mm terelőosztás-távolságig, vagy ha a hőcserélőcső külső átmérője nagyobb, mint 32 mm, akkor 0,8 mm-rel, ennél nagyobb osztástávolságnál, vagy ha a cső külső átmérője 32 mm vagy ennél kisebb, akkor 0,4 mm-rel lehetnek nagyobbak, mint a hőcserélőcső külső átmérője. A sorjamentes, sima furatok legnagyobb pozitív tűrése 0,25 mm.

A terelők távolságtartására, valamint a csőköteg köpenybe történő beszerelésének megkönnyítésére csúszóléceket, ill. távtartó rudakat kell alkalmazni. E csúszólécek, il. távtartó rudak csonkok vetületébe nem kerülhetnek. A csúszólécek és távtartó rudak egyik végét az álló csőkötegfalhoz kell rögzíteni.

A terelőket és csúszóléceket hegesztéssel kapcsolják össze. A csúszólécek, ill. távtartó rudak legkevesebb számát és legkisebb keresztmetszetét a *12.10. táblázat* tartalmazza.

12.10. táblázat

A csúszólécek, ill. távtartó rudak száma és keresztmetszete

DN (NÁ)	Mennyiség db	Összes keresztmetszet mm^2
...400	4	800
500...800	6	1200
1000...1400	8	1600

Minden hőcserélő köpenyterének és csőterének legmagasabb pontján – amennyiben egyéb csonk ott nincs – 1 – 1 db M24x2 menetméretű, dugóval lezárt légtelenítőcsonkot kell alkalmazni. Minden hőcserélő köpeny- és csőterének legalacsonyabb pontján – egyéb csonk híján – 1 – 1 db M24x2 menetméretű dugóval lezárt vagy 1 – 1 db DN(NÁ) 25 méretű vakkarimával lezárt csonkot kell alkalmazni leürítés céljából.

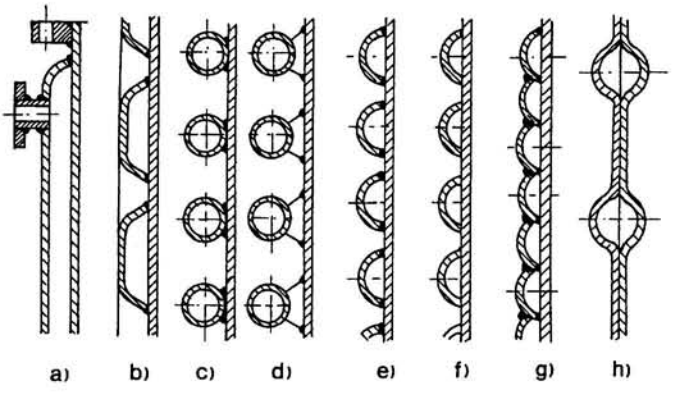
A csőköteges hőcserélők szerkezeti kialakításának, méretezésének, hőszigetelésének, típusváltozatainak bővebb megismerését illetően az irodalomra utalunk [1, 7, 13, 14, 19, 22, 26, 29, 56].

Duplikátorok, külső- és belsőcsöves hőcserélők

A vegyipari készülékeknél valamilyen fizikai vagy kémiai művelet – reakció, hígítás, oldás stb. – során az állandó hőmérséklet fenntartására, viszonylag kis mennyiségű anyagok egyszerű felmelegítésére vagy szakaszos

üzemvitelére gyakran használatosak a hőcseréhez beépített vagy ráépített hőcserélő elemek.

A ráépített hőcserélő elem egyik megoldása, amikor a készülékfal köré egy külső burkolólemezzel köpenyteret (duplikatúrát) létesítünk *(12.25. ábra)*. Az így keletkezett köpenytérbe a technológiai kívánalmaknak megfelelően fűtő- vagy hűtőközeg vezethető. A hőátadó felület az edény fő méretei által kötött, a hőátadás elég rossz (ugyanis főleg hűtésnél a duplikatúrában nehezen alakítható ki kellő turbulencia).



12.25. ábra. Köpeny- és csőkígyómegoldások
a – duplikátor, b – Samka-köpeny, c – teljes felhegesztett csőkígyó, d – alátéttel felhegesztett csőkígyó, e, f és g – fél csőkígyó, h – feltágított csőrendszer

A köpenyfűtéses készülékeket a technológiai folyamat – keverés, oldás, emulgeálás, abszorbeálás, polimerizálás, melegítés stb. – gyorsítására, a hőátvitel fokozására többnyire keverővel látják el.

A keverés turbulenciájának mértékére jellemző módosított Reynolds-számot a kevert folyadék sűrűsége, viszkozitása, a keverőlapát átmérője és fordulatszáma határozza meg.

A készülékek lábakon vagy patákon támaszthatók meg. A külső köpenyben levő nyomás miatt a belső köpenyt külső nyomásra kell méretezni.

Nagyobb nyomások esetén a falat merevíteni kell, amelyre példák a *12.25.b ábrán* láthatók. A kitámasztások osztása lehetőleg négyzetes legyen.

A teljes csőből készült csőkígyók a *12.2.c* és *d ábra* szerint erősíthetők fel. A fűtőközeg legnagyobb nyomását a csőben megengedhető nyomás határozza meg.

A csőkígyót a kívánt fűtőfelület és a fűtőközeg mennyisége szerint méretezik. Fűtőfelületnek csak a készülék falával érintkező felület számítható, beleértve a hegesztési varrat szélességét is. Az c) megoldásnál a hőátbocsátás

elég gyenge, mert a cső és az edény fala közötti részt levegő tölti ki, és ez – mint rossz hővezető – rontja a hőátvitelt. Ezért célszerű a cső és a köpeny közé megfelelő alátétet, pl. réz alátétgyűrűt helyezni. A réz jó hővezető, a melegen ráhajlított cső és a hegesztési varrat zsugorodása a csövet erősen befeszíti a viszonylag lágy réz alátétbe, és ezáltal a jó hővezetés révén a jó hőátbocsátás is biztosított *(12.25.d ábra)*.

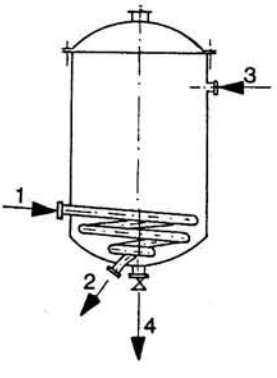
A készülék külső felületén fél csövekből és különböző idomacélokból fűtőcsatornákat képezhetnek *(12.25.e, f, g ábra)*.

A külső csőkígyóval ellátott készülékeket a hőveszteségek elkerülésére minden esetben hőszigetelni kell.

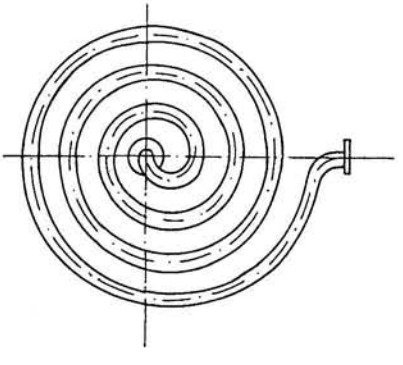
Beépített hőcserélő elemként leggyakoribb a belső csőkígyó. A csőkígyókon a hőátadás jobb, mint a köpenyfűtéses készülékeknél, ezenkívül a fűtő- (hűtő-) felület szabadabban választható.

A merülő csőkígyó egyszerű, könnyen gyártható, a legolcsóbb hőátadó felület. Ha a helyzet megkívánja, több csőkígyót kell párhuzamosan alkalmazni.

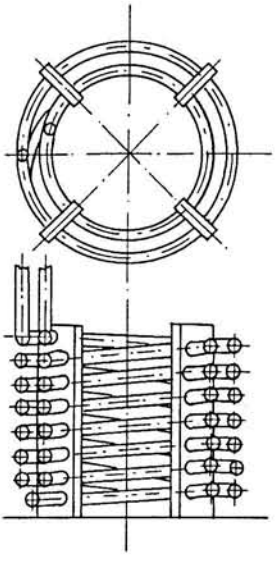
A csőkanyar okozta nagyobb turbulencia következtében ugyanolyan áramlási sebességnél a hőátadás a csőkígyóban jobb, mint azonos méretű egye-



12.26. ábra. Csőkígyó kúpos elrendezésben
1 – fűtőgőzcsonk, 2 – kondenzátorcsonk, 3 – edényfolyadék bevezetése, 4 – edényfolyadék ürítése



12.27. ábra. Csőkígyó (vízszintes) síkban



12.28. ábra. Kétmenetű hengeres elrendezésű csőkígyó

nes csőben. A turbulenciafokozó hatás fordítva arányos a spirál görbületi sugarával.

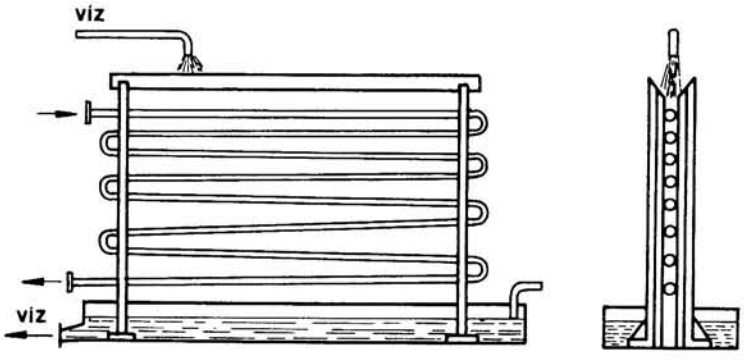
A csőkígyó hátránya, hogy a kígyót körülvevő folyadék nagy térben oszlik el, az áramlás igen lassú, így a hőátbocsátás elég kicsi. Az áramlási sebességet keverő alkalmazásával lehet növelni, de a hőátbocsátási tényező még így is a korszerű csőköteges készülékeknél szokásos hőátviteli érték alatt marad.

Hátrányuk még, hogy a cső belül nehezen tisztítható, a fűtőfelülethez viszonyítva aránylag nagy a helyszükségletük, mégis előszeretettel használják pl. hűtők, kisebb kondenzátorok esetében.

A csőkígyók általában háromféle alakban rendezhetők el *(12.26., 27.* és *28. ábra)*. A *12.27. ábra* szerinti csőkígyót direktfűtési rendszerekben is igen gyakran használják, amikor a csövet felül vagy alul megfelelő távolságban lyukakkal látják el.

Locsolt hőcserélők

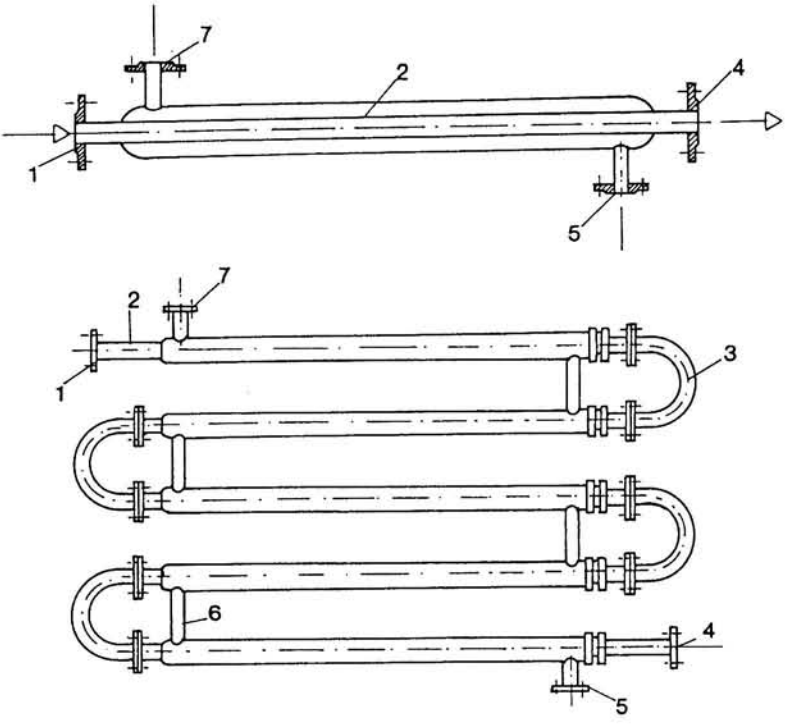
A *12.29. ábrán* locsolt (vagy permetezett) csőkígyós hőcserélő látható [61]. A végükön csőívekkel csatlakozó vízszintes csöveket megfelelő felső elosztószerkezettel felülről hideg vízzel locsolják. Főleg hűtőgép (hűtőberendezés) kondenzátora gyanánt használják.



12.29. ábra. Locsolt csőkígyós hőcserélő

Kettőscsöves hőcserélők

Gyakran használnak a vegyiparban kettőscsöves („cső a csőben") hőcserélőt, amely a csőköteges hőcserélők határesete, ugyanis a csőköteget egyetlen cső alkotja, ahogy ez a *12.30. ábrán* látható.



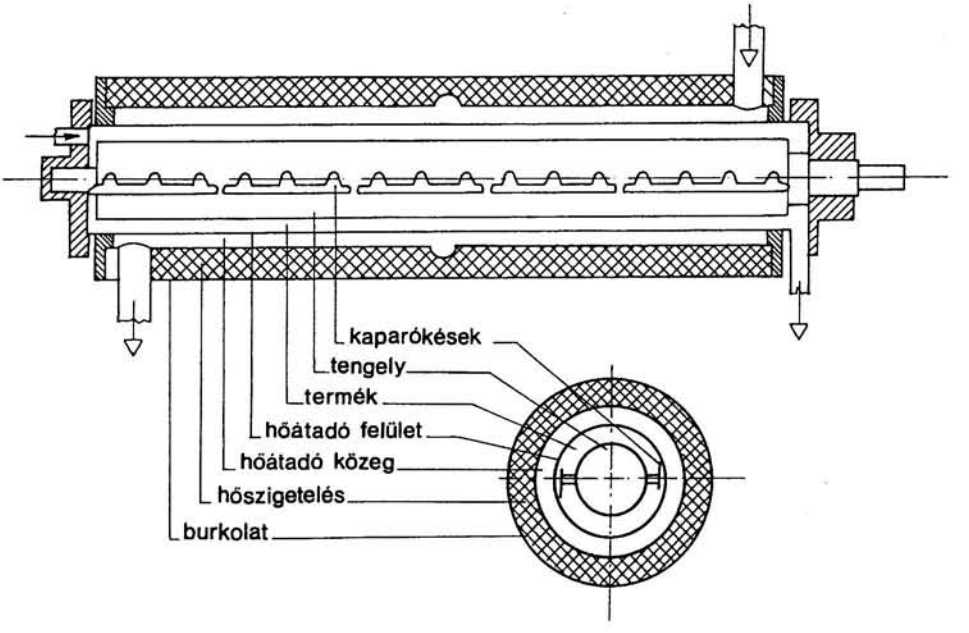
12.30. ábra. Kettőscsöves (cső a csőben) hőcserélő
1 – belépő csonk, 2 – egyenes csőszakasz, 3 – könyökcső, 4 – kilépő csonk, 5 – a külső gyűrűs térbe belépő közeg, 6 – összekötő cső, 7 – külső köpenytérben áramló közeg kilépése

Ezzel a hőcserélővel a tökéletes ellenáram elvét valósíthatjuk meg, így intenzív hőátadás érhető el. Használatuk csak így gazdaságos, ugyanis az adott felületre vonatkoztatott saját tömegük több, mint kétszerese az egyéb csőköteges hőcserélőkének.

A hőcserélő többnyire szétszerelhető, így mind a köpenytér, mind a csőtér tisztítható. Az alkalmazott csőbordák a hőátadást javítják.

Kapartfalú hőcserélő

Pasztaszerű, viszkózus anyagok melegítésére vagy hűtésére, ill. hőérzékeny anyagok feldolgozásánál kapartfalú hőcserélőket alalmaznak *(12.31 ábra)*. Az ilyen hőcserélők külső fűtő- vagy hűtőköpenyesek. Készülnek vízszintes és függőleges kivitelben.



12.31. ábra. Kapartfalú hőcserélő

A feldolgozandó anyag a kaparóléceket (kaparókéseket) is hordozó tengely és a cső közötti gyűrűs térben áramlik folytonosan. A forgó tengelyre szerelt kések a lerakodó vékony réteget állandóan eltávolítják. Ilyen készülékeket használnak pl. a konzerviparban (paradicsompüré) és kristályosítóként is (hűtőként is). Paraffinviasz- és margaringyártásban alkalmazzák.

A tengely fordulatszáma 300...2000 percenként. A hőátviteli tényező 850...3700 W/(m²K) G. MATZ szerint. A készülék hőátadó felülete: 0,1...6 m².

ÖRVÖS MÁRIA és FEHÉR KINGA a hőátadást részletesen vizsgálta [47]. Az általuk javasolt képlet megkülönbözteti az axiális és a rotációs Reynolds-számot

$$\mathbf{Re}_A = \frac{(D_1 - D_2)v\rho}{\eta}$$

$$\mathbf{Re}_R = \frac{D_1^2 n_R \rho}{\eta}.$$

Nusselt-szám:

$$\mathbf{Nu} = \frac{(D_1 - D_2)\alpha}{\lambda}$$

$$\mathbf{Nu} = 3{,}0\,\mathbf{Re}_A^{0{,}13}\,\mathbf{Re}_R^{0{,}16}\,\mathbf{Pr}^{0{,}33}\left(\frac{\eta}{\eta_{\text{fal}}}\right)^{0{,}18}.$$

A képlet érvényessége

$$\mathbf{Re}_A = 80...250 \text{ és } \mathbf{Re}_R = 1000...2500$$

továbbá

$$\mathbf{Nu} = 0{,}523\,\mathbf{Re}_A^{0{,}152}\,\mathbf{Re}_R^{0{,}4}\,\mathbf{Pr}^{0{,}33}\left(\frac{\eta}{\eta_{\text{fal}}}\right)^{0{,}18}.$$

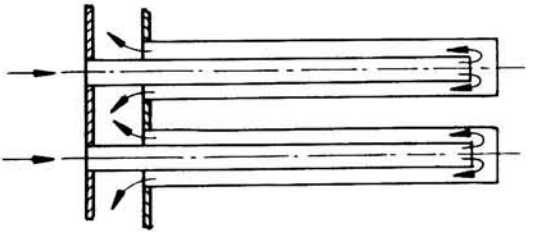
A képlet érvényessége

$$\mathbf{Re}_A = 2\cdot 10^3...10^4 \text{ és } \mathbf{Re}_R = 10^4...10^5.$$

A képletben D_1 a gyűrűkeresztmetszet külső, vagyis a kapartfalú cső (belső) átmérője és D_2 a tengely átmérője.

Field-csöves hőcserélők

A *12.32. ábra* a Field-féle benyúlócsöves hőcserélő elvi vázlata. Ennél a hőcserélőnél az egyik közeg a külső (nagyobb átmérőjű) csövek közötti köpenytérben áramlik, míg a másik közeg a nyilakkal jelzett utat futja be. Előbb a belső csőben szalad végig, és annak nyitott végén kilépve a külső és belső cső által képzett gyűrűs részben áramlik vissza.



12.32. ábra. Field-féle benyúlócsöves hőcserélő (részlet)

Bordáscsöves hőcserélők

A hőátvitelnél gyakran előforduló eset, hogy a két közeg közül az egyik hőátadási együtthatója (a másikhoz képest) rendkívül kis értékű. Például a cső belsejében áramló közeg α_b hőátadási együtthatója nagy, a külső oldali α_k hőátadási együttható kicsi. A csőben pl. gőz áramlik vagy víz, a külső oldalon levegő vagy más gáz. Ilyenkor célszerű a csövek külső felületét bordázattal megnövelni. A felületnövekedés akár 10 ... 20-szoros is lehet. Külső bordázatot általában akkor célszerű alkalmazni, ha

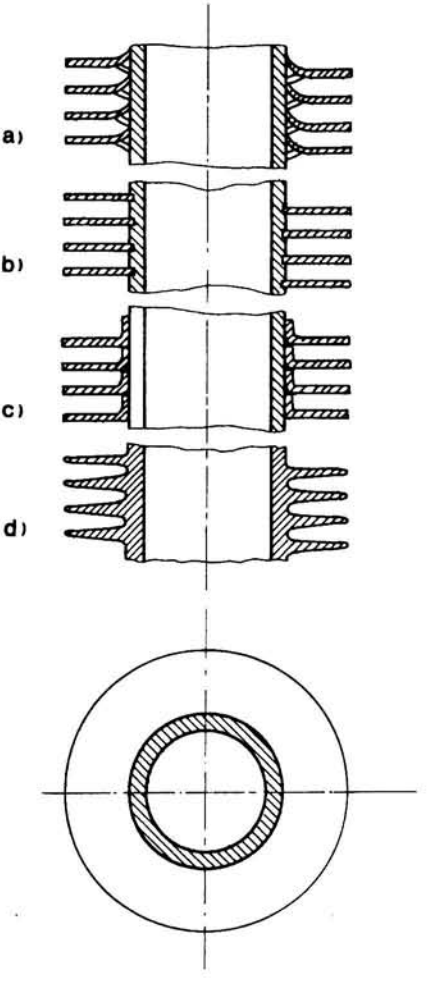
$$\frac{\frac{1}{\alpha_k} + R_k}{\frac{1}{\alpha_b} + R_b} \geq 2,$$

ahol R_k a külső oldali szennyeződés hőellenállása,

R_b a belső oldali szennyeződés hőellenállása.

A bordázás főbb típusai: egyrészt külső és (a csövön belüli) belső bordázás, másrészt hosszbordázás és harántbordázás.

A bordázat elkészítési módja is többféle lehet *(12.33. ábra)*.

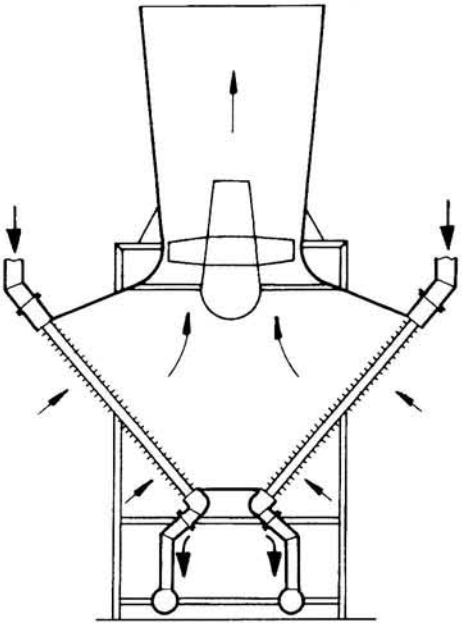


12.33. ábra. Bordázottcsöves hőcserélő elem
a – rátekercselt borda, b – horonyba tekercselt borda, c – csőre húzott borda, d – csőfalba hengerelt borda (Integron-cső)

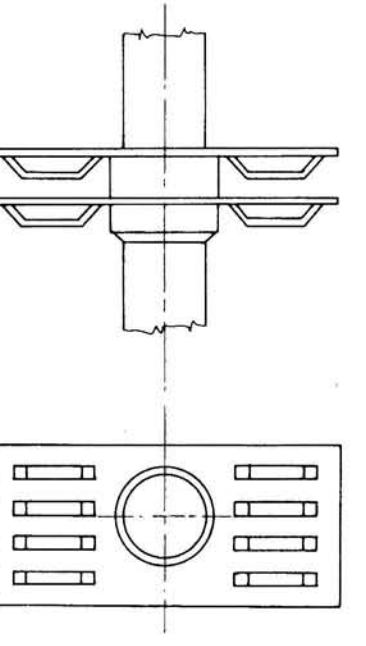
A *12.34. ábra* propelleres levegőhűtésű kondenzátor vázlata.

A magcsőátmérő 18 mm, a bordamagasság 10 mm, a méterenkénti bordáscső hőcserélő felülete 0,72 m²/m.

A hazai kutatás és fejlesztés kiemelkedő teljesítménye a *Heller–Forgó*-féle apróbordás hőcserélő *(12.35. ábra)*.



12.34. ábra. Levegőhűtésű bordáscsöves kondenzátor (propelleres)



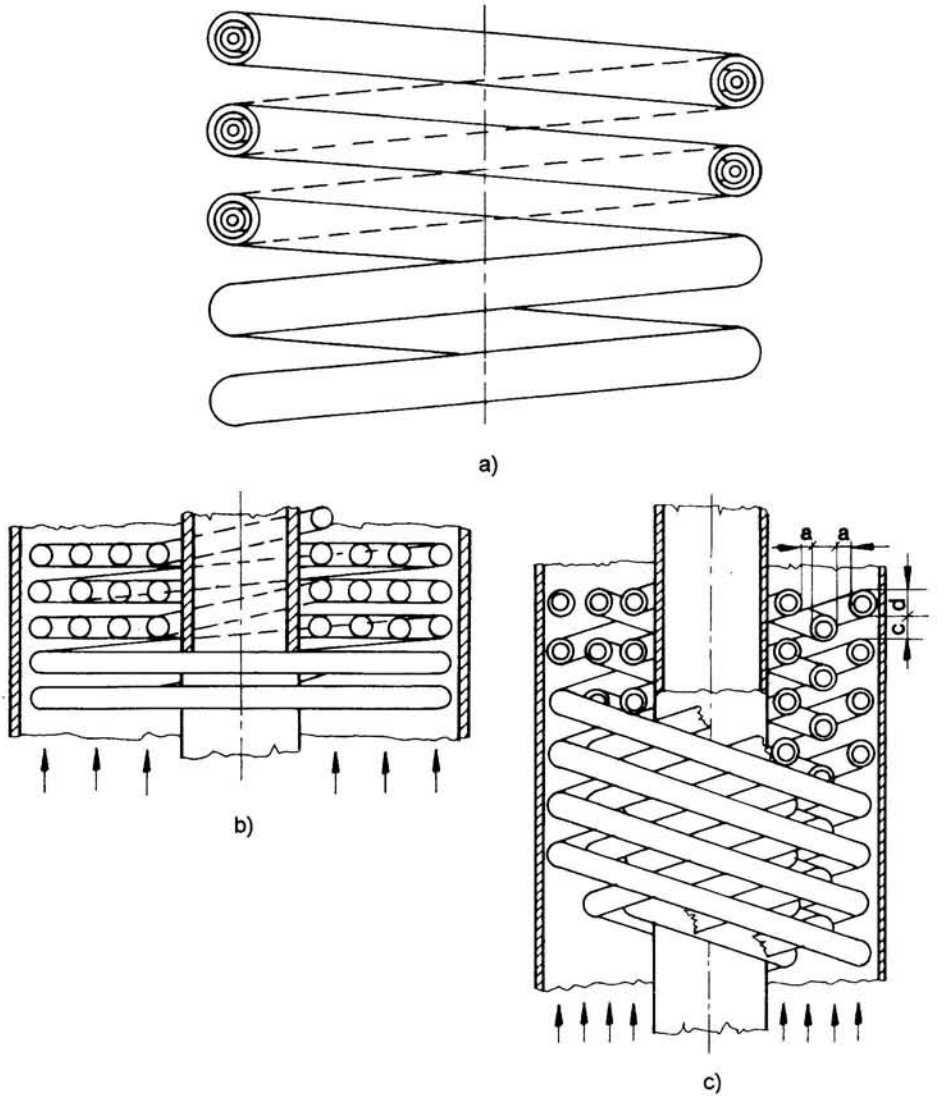
12.35. ábra. Heller–Forgó-féle apróbordás hőcserélő eleme

Hampson-hőcserélők

A mélyhőmérsékletű (gázcseppfolyósítási) technikában a csekély hőmérséklet-különbséggel dolgozó hőcserélőknél a minél kompaktabb készülék rendkívül fontos követelmény. LINDE ezt a levegőcseppfolyósítási technikában először kettőscsöves csőkígyóval oldotta meg. A belső csőben a nagynyomású levegőt hűtötte, a külső cső és a belső cső közötti gyűrűs térben ellenáramban vezette a kisnyomású hideg hűtőlevegőt *(12.36.a ábra)*. HAMPSON ezzel szemben egy belső központi csőre tekercselt csőkígyórendszert használt *(12.36.b ábra)*.

A mai korszerű hőcserélők a mélyhőmérsékletű technikában elvileg Hampson-hőcserélők. A nagyobb nyomású gáz a csőkígyórendszerben áramlik, a kisebb nyomású a köpenyben [21]. A csőkígyó többszörösen tekercselt és pászmákba rendezett *(12.36.c ábra)*. Az áramlás a keresztáramhoz közeli keresztellenáramnak felel meg. A csőátmérő 10 ... 25 mm.

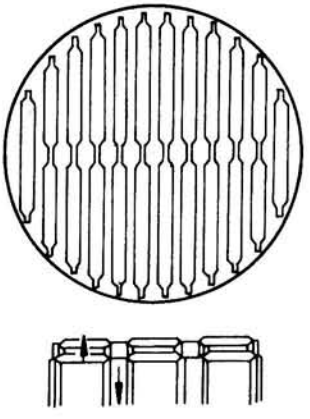
Például 19 mm átmérőjű, 175 db 87,5 m hosszú csőből 915 m^2 hőcserélő felületű készüléket készített a LINDE-cég egy Rectisol-berendezés metanol-hűtőjeként.



12.36. ábra. Linde–Hampson-hőcserélő
a – Linde-féle „cső- a csőben" csőspirál, b – Hampson-féle hőcserélő,
c – korszerű többszörösen tekercselt csőspirál

Ramén-hőcserélők

A Ramén-hőcserélő hőátadó felületét különlegesen kiképzett lemezekből (lamellákból) alakítják ki *(12.37. ábra)*. Ezeket a lemezeket páronként összehegesztik. Az így kialakuló lemezcsatornákat a csőköteghez hasonlóan kötegbe fogják össze és hengeres köpenyben helyezik el. A lamellaköteg és a köpeny különböző hőtágulását tömszelence alkalmazásával kompenzálják. A Ramén-hőcserélőket 1 ... 1000 m^2 hőátadó felülettel (max. 3,5 MPa üzemi nyomásig) gyártják. Térkihasználási együtthatójuk kb. 170 m^2/m^3.



12.37. ábra. Lamellás, Ramén-féle hőcserélő lemezcsatornái

Lemezes hőcserélők

A lemezes hőcserélők hőátadását elsők között BOEHM vizsgálta [9]. A **Nu**- és **Re**-számban szereplő jellemző mértani méret a lemezek közötti rés (s). BOEHM szerint:

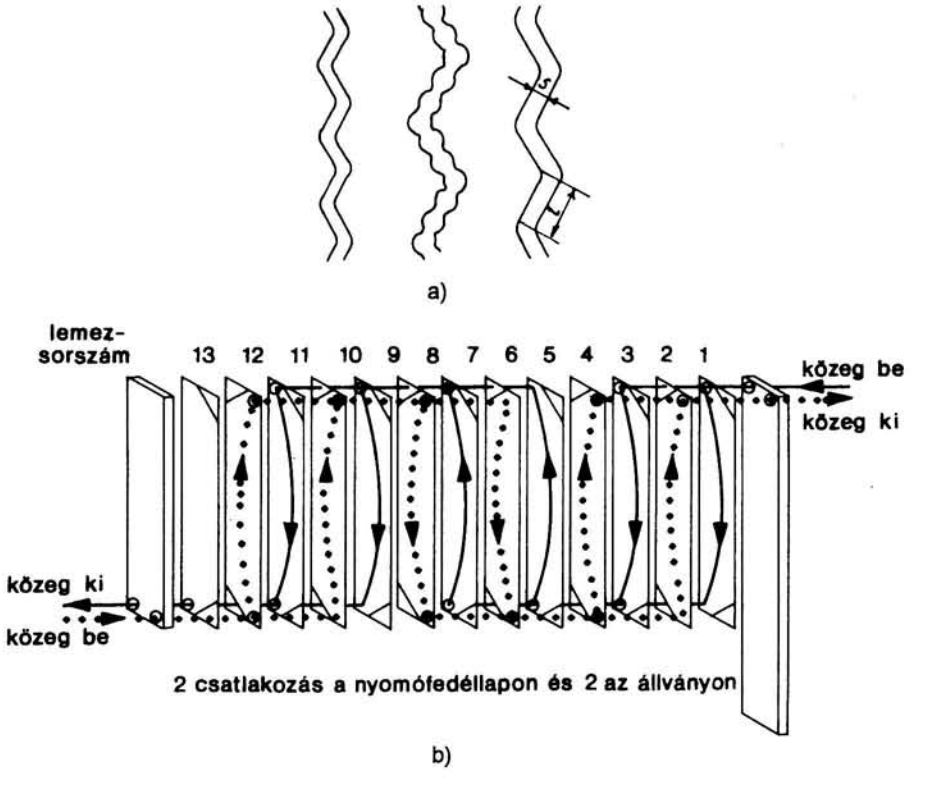
$$\mathbf{Nu} = 0{,}273 \cdot \mathbf{Re}^{0{,}65} \cdot \mathbf{Pr}^{m} \cdot \left(\frac{s}{l}\right)^{0{,}35} .$$

A **Pr**-szám kitevője 0,3 (esetleg 0,4).

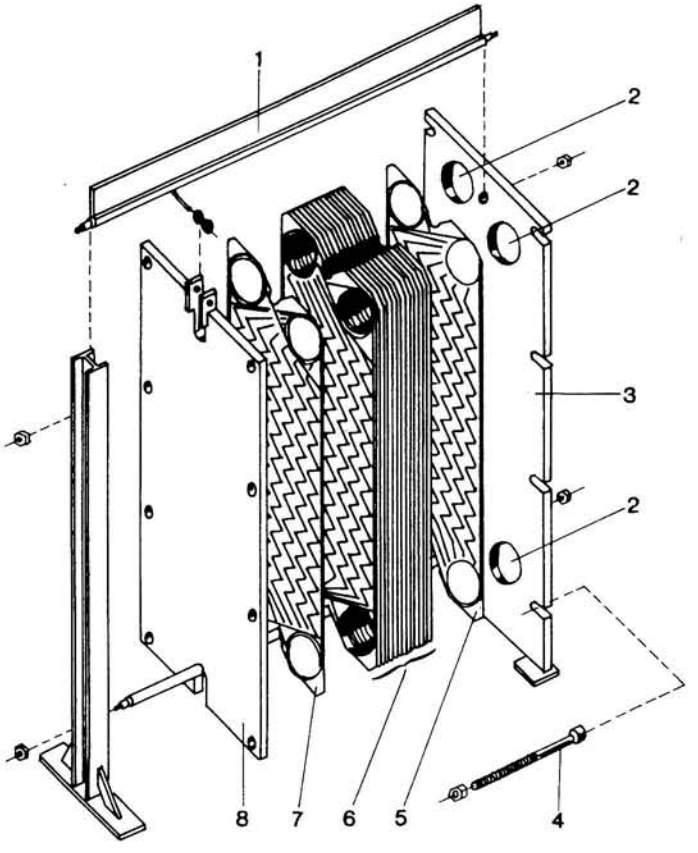
A hőcserélőt rendszerint téglalap alakú, azonosan hullámosított (redőzött) lemezek alkotják. Ezeket a lemezeket két tartón helyezik el. A két-két szomszédos lemez között kialakuló néhány (1,6 ... 6) mm vastag csatorná-

ban áramlanak a közegek. (Az első ilyen jellegű hőcserélő szabadalma 1878-ból származik.)

Általában ún. szabad áramlású lemezes hőcserélőket használnak. A lemezeket sajtolással hullámosítják. A hullámos felületre a *12.38.a ábra* szemléltet néhány példát [22]. A lemezek négy sarkán helyezik el az átömlőnyílásokat. ezekből alakulnak ki a csatornák, amelyeken át vezetik a közegeket lemezről lemezre. A folyadékutak a *12.38.b ábrán* jól követhetők. A hullámos hőátadó felületet legtöbbször több sávra osztják, hogy a folyadék lehetőleg egyenletesen, holttér képződése nélkül haladjon végig rajta. Az átömlőnyílásoknál és a lemezek azon részeinél, ahol a folyadék végighalad, tömítéseket helyeznek el. Az átömlőcsatornáknál úgy helyezik el a tömítéseket, hogy csak minden második kamrarész legyen összeköttetésben egymással. Ilyen módon akadályozzák meg a közegek keveredését.



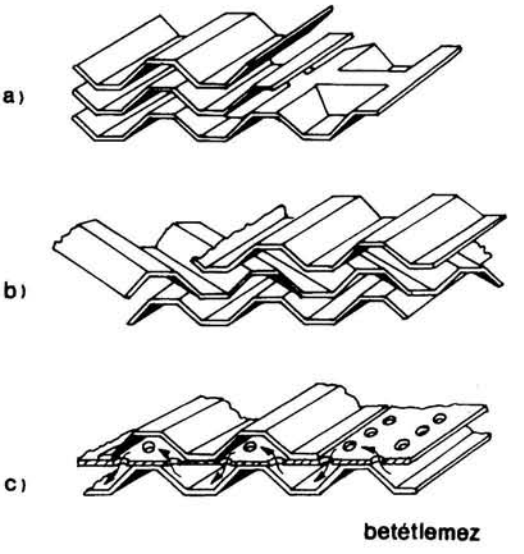
12.38. ábra. Lemezes hőcserélő
a – lemezkialakítások (csatornák), b – elvi működési vázlat



12.39. ábra. Lemezes hőcserélő szerkezeti felépítése (robbantott ábra)
1 – tartórúd, 2 – állvány átmenő nyílása, 3 – állványlap, 4 – feszítő csavar, 5 – hőcserélő lemez, 6 – lemezcsomag, 7 – hőcserélő lemez, 8 – nyomófedél

Egy lemezes hőcserélőt szétszerelt állapotban a *12.39. ábra* mutat.

A lemezek vastagsága általában 0,5 ... 1,2 mm. A hullámosított lemezek egymáshoz viszonyítva háromféle elrendezésben lehetnek. A *12.40. ábrán* láthatók a különféle megoldások.



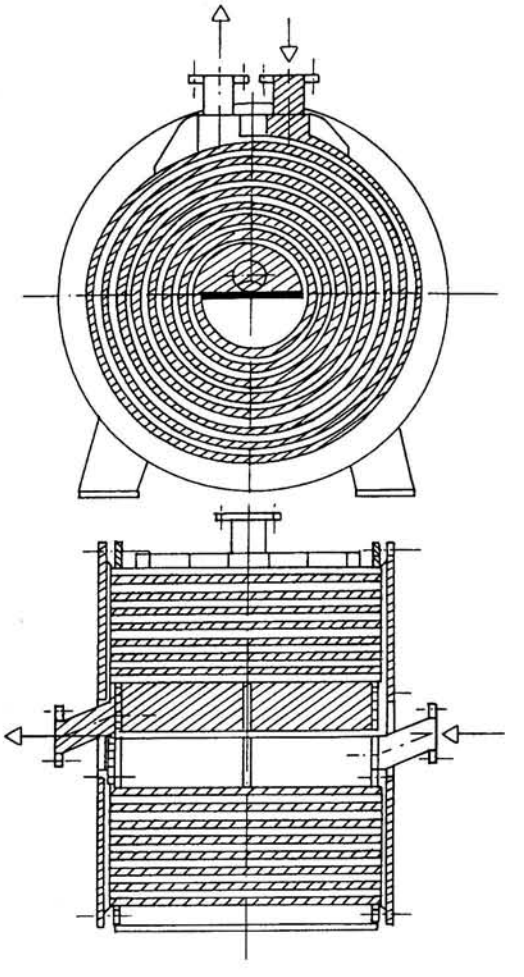
12.40. ábra. Lemezes hőcserélők csatorna típusai
a – egyszerű elrendezés, b – a lemezek ferde redőzete harántirányú, c – párhuzamos lemezek között perforált betétlemezes kivitel

Spirállemezes hőcserélők

A spirállemezes hőcserélőben a hőátadó felületet csigavonalakban meghajlított fémlemezek alkotják *(12.41. ábra)*. Az így kialakított téglalap keresztmetszetű csatornákat kétoldalt fedéllel zárják le. Az egyik, pl. a melegebb közeg belép az egyik fedél csonkján a készülék közepébe. A spirálcsatornán (az ábrán üresen hagyott, tehát fehér részen) a kerület felé halad, majd a kerületen levő csonkon át távozik. A másik, pl. a hidegebb közeg viszont a kerületi csonkon lép be, és ugyancsak spirálpályán halad, de az előbbivel ellentétesen befelé. Majd középen, a másik fedélen levő csonkon át távozik. A csatornák szélessége 5 ... 20 mm. A hőátadó felületeket alkotó lemezek szélessége 0,1 ... 1,5 m, így az áramlási keresztmetszet kicsi, a közeg sebessége viszonylag nagy.

A spirállemezes hőcserélők az egyszerű áramlási csatornakialakítás folytán iszapos folyadékok vagy iszapok hűtésére, ill. fűtésére jól használhatók. Ilyenkor a spirálban 0,6 m/s-nál kisebb sebességgel dolgoznak. Ugyanolyan körülmények között kisebb mérvű lerakódás várható, mint a csőköteges hőcserélőkben. A turbulens áramlás kezdete a **Re**-szám kisebb értékénél van, mint a csőkötegnél. Jellemző geometriai méretként mindig az egyenértékű csőátmérőt helyettesítjük be. Ez az érték a kétszeres csatornaszélességgel egyenlő. A hőát-

adási együttható bizonyos fokig függ a csatorna hossz/szélesség arányától. A legnagyobb üzemi nyomás általában 10 bar. A szerkezet kényes részei a csatornák végein levő tömítések. A nem kielégítő tömítés esetén átszivárgások és keveredések lépnek fel. A hőcserélő egyébként jól tisztítható.



12.41. ábra. Spirállemezes hőcserélő

Impregnált grafit hőcserélők

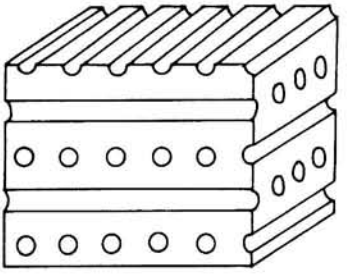
A *12.42. ábrán* a grafit hőcserélő szerkezeti felépítésének elve látható. A grafittömbben váltakozva haránt irányú furatsorok helyezkednek el.

Az impregnált grafitból készült hőcserélőket főképpen klórhoz és klórozott anyagokhoz használják.

A grafitot műgyantával impregnálják. Az impregnáló anyag kitölti a pórusokat, növeli a szilárdságot és a hővezetőképességet. A legnagyobb megengedett falhőmérséklet 165°C. Az impregnált grafit hővezetőképessége 100 ... 150 W/(m · K).

Grafit hőcserélők lehetnek csöves készülékek, sík- vagy profilos lemezek, ill. egy tömbből kimunkált (megfelelő furatokkal ellátott) készülékek.

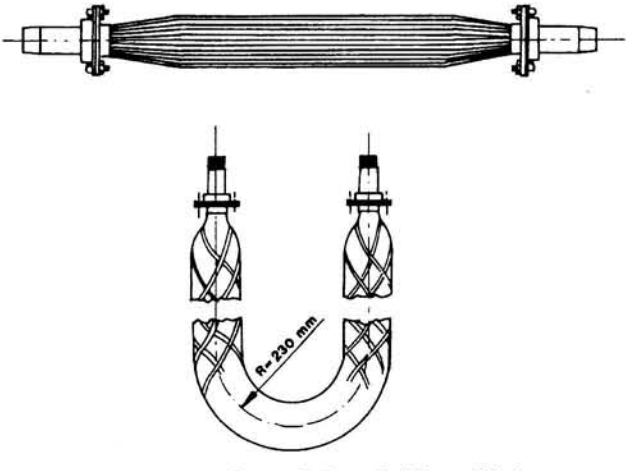
Az elérhető hőátviteli együttható k = 800 ... 2200 W/(m² · K).



12.42. ábra. Grafit hőcserélő elem (a tömbben haránt irányú furatsorok)

Műanyag (teflontömlős) hőcserélők

Különleges korróziós hatások esetén célszerűen használhatók a fluorozott műanyag (teflon) hajlékony csöves (tömlős) hőcserélők. A cső belső átmérője 10 mm, falvastagsága 1 mm. A tefloncsövet spirál alakban feltekercselve (több sorban) 2 ... 8 m² hőcserélő felület alakítható ki.



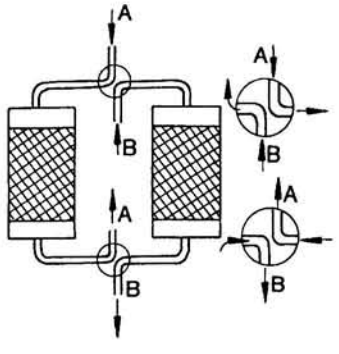
12.43. ábra. Teflon csőpászmás hőcserélő elem

A duPont cég 0,25 mm falvastagságú, 2,5 mm átmérőjű vékony hajlékony teflon FEP-csövekből (tömlőkből) többpászmás bemerülő hőcserélő elemeket készít. Például 160 csőszálból (három pászmával) a méterenkénti felület 1,2 m^2. A csővégeket összefogó gyűrűbe rendezik. A *12.43. ábrán* feltüntetett részletek szerint a csővégcsatlakozás hossza 91 ... 102 mm lehet. U alakban bemerülő csőpászmák esetén az U-elrendezés ajánlott legkisebb (vízszintes irányú) szártávolsága 460 mm. A teflon hővezetőképessége 0,14 ... 0,19 W/(m · K).

Regenerátorok

A regenerátorok váltóüzemű hőcserélők [4,21,22,29,56]. Főleg a nagyon nagy és a mély hőmérsékleteken használatosak. Elvi felépítésük a *12.44. ábrán* látható.

A regenerátor rendszerint két kamrából (testből) áll. A regenerátorkamra belül hőhalmozó rácstéglákkal vagy hideghalmozó töltettel van ellátva. Az ábrán a bal oldali kamrába „meleg" *A* gáz lép be és ott a kamratöltet hatására lehűl, miközben átadja hőtartalma egy részét a töltetnek. Ugyanezen *t* időszakasz alatt a jobb oldali kamrába „hideg" *B* gázt vezetnek, amely az előző szakaszban felmelegedett töltet révén felmelegszik. Ha a kamrák alatt és felett elhelyezkedő tolattyúkat, ill. szelepeket átváltják, akkor az újabb *t* időszakaszban a bal oldali kamrán *B* gáz, a jobb oldalon pedig *A* gáz áramlik át (az ábra jobb oldalán kinagyítva). A regenerátorok tehát *váltóüzemű* hőcserélők.



12.44. ábra. Regenerátorkamrák és kapcsolásuk

Főleg nagy átáramló gázmennyiségeknél előnyösek. A levegő és gáz cseppfolyósításához alkalmazott regenerátorok (Fränkl-regenerátor) töltete olyan elemekből áll, amelyeket két bordázott alumíniumszalag feltekercselésével kapnak. A két szalag bordázata egymást keresztezi.

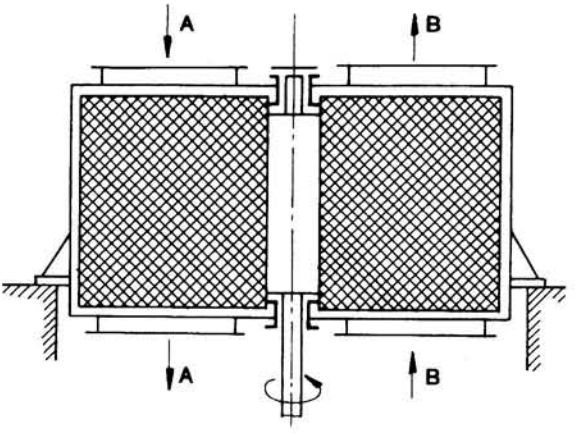
A levegő- és gázcseppfolyósítási technikában manapság kvarcitkő zúzalékot is használnak, a Philips-kriogenerátorban pedig finom huzalszitaszövetet. A regenerátorok kompaktságának jelzőszáma a (nagy) fajlagos hőcserélő felület. Például a Fränkl-regenerátoroknál 1000 m^2/m^3. Jellemzőjük még a kis nyomásveszteség.

12.11. táblázat

Regenerátorok és töltetek adatai

Hőmérséklet és alkalmazás	Töltet (anyag)	Vastagság mm	Kompaktság (fajlagos hőcserélő felület) m^2/m^3	Hézagosság (üres térfogat) %	Hőátviteli együttható $W/(m^2 \cdot K)$	Váltóidő s
Nagy hőmérséklet, 1200°C-ig						
(kohómű, acélmű, üveghuta)	tűzálló rácstégla	30...200	15...30	40...50	10...12	3600
Közepes hőmérséklet (gőzkazán)	hullámos acéllemez (Ljungström)	0,6...1,2	500...600	70	40...45	15...60
Mély hőmérséklet,	alumíniumszalag	1	1000...2500	65...70	75...100	180...240
-170°C-ig (levegő-	kvarcitkő	20	200...350	40...50	50...70	500...600
és gázcseppfolyósító)	huzalszitaszövet	0,04	10000-ig	70-ig	250-ig	4

A nagy hőmérsékletű regenerátorokat kohó- és acélművekben, valamint üveghutákban alkalmazzák (léghevítők és regeneratív kemencék). A közepes hőmérséklet-tartományban (gőzkazánok füstgázainál) használt Ljungström-regenerátor töltete lassan forgó dobban helyezkedik el. A töltet hullámos lemezek halmaza, a dob szegmensekre van osztva *(12.45. ábra).*

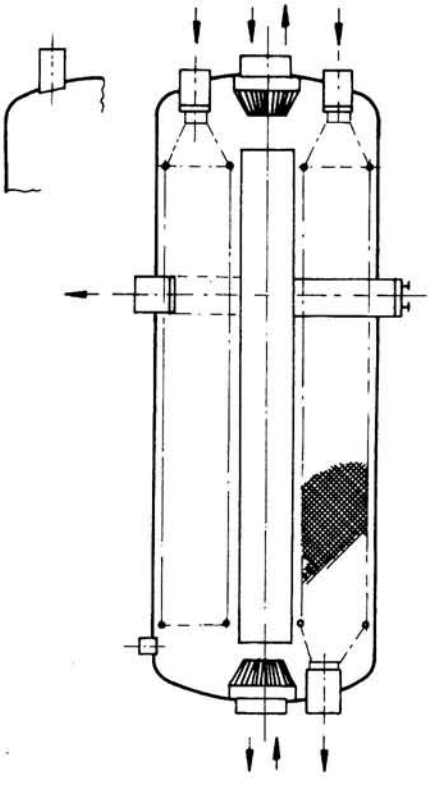


12.45. ábra. Ljungström-regenerátor elvi vázlata

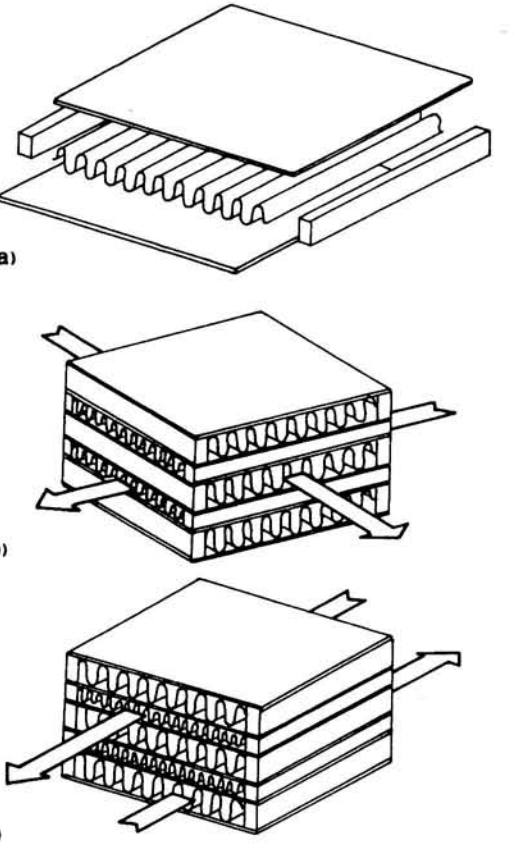
A regenerátorok és töltetek néhány jellemző adatát a *12.11. táblázat* tartalmazza. A mélyhőmérsékletű regenerátorokról fontos megemlíteni, hogy töltetük a lehűtendő levegőben levő kis mennyiségű H_2O és CO_2 kifagyasztására (deszublimációjára) képes. Ez a H_2O és CO_2 a levegőszétválasztóból származó nitrogéngázáramba szublimál, így a töltet „tisztul".

A regenerátoroknak ezt az anyagszétválasztó képességét ezen túlmenően (pl. kohótorokgáz szétválasztásához) is ki lehet használni.

A kvarcitkőzúzalék-töltet esetén a regenerátorba még hőcserélő csőkígyó-(csőnyaláb-)rendszert is be lehet építeni. E csőrendszer külön felületi hőcserélőként működik, vagyis az egész berendezés regenerátor és felületi hőcserélő kombinációja *(12.46. ábra)*



12.46. ábra. Belsőcsöves töltetes regenerátor



12.47. ábra. Revex (reversing exchenger) kompakt hőcserélő
a – felépítés, b – keresztáram, c – ellenáram

Revexek

A revex vagy pontosabban *reversing exchanger* a levegő- és gázcsepp-folyósítási technikában bevezetett rendkívül kompakt (lemezes) hőcserélő.

A *12.47. ábra* a revex elemi felépítését szemlélteti.

Az *a) ábrán* látható az alsó és felső síklemez, a belső hullámlemezek és a két oldalzáró léc. A *b) ábra* a keresztáramú, a *c)* pedig az ellenáramú elrendezést szemlélteti. Többnyire alumíniumból készül.

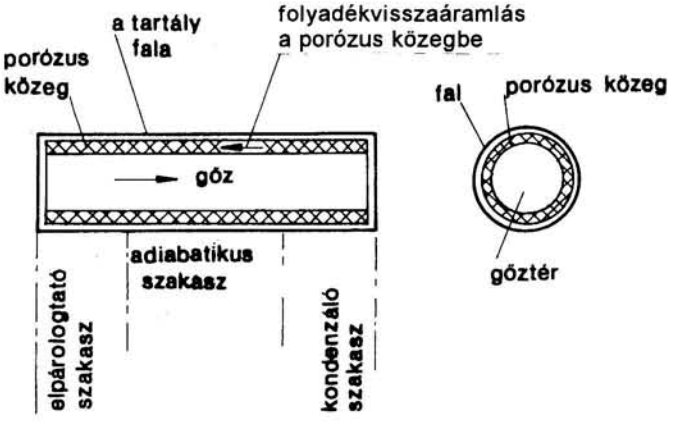
A hullámlemezek 0,2 mm, a válaszlemezek 0,8 ... 1,2 mm vastagok. Az összeépített és előmelegített hőcserélőt sófürdőbe merítik, ahol a plattírozás

„megolvad" és az egész szerkezet egyetlen egységgé „forr" össze, vagyis létrejön az egyes részelemek forraszkötése. A sómaradékot eltávolítják. A revexek működésmódja különleges. A főjáratok (vagy váltójáratok) felváltva hol a levegőt hűtik, hol pedig a szétválasztóból származó hideg kifúvató nitrogént vezetik át. A regenerátorok váltóüzemű hőcserélők, a revexek váltójáratú hőcserélők. Ugyanis amíg a (mélyhőmérsékletű) regenerátorokban a levegő és a kifúvató nitrogén *periodikusan ismétlődve* fut át hol az egyik, hol a másik regenerátortesten, addig a revex főjárataiban *egymás mellett egyidejűleg* halad át a levegő és a kifúvatógáz.

Hőcső, hőcsöves szerkezetek

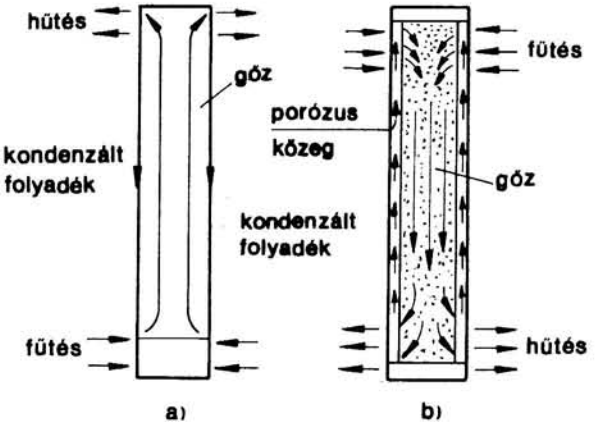
A hőcső egyszerű, jó hővezetőképességű készülék, mindkét végén zárt csődarab belső munkaközeggel és a folyadékáramlást biztosító porózus töltettel *(12.48. ábra).*

A hőcső sok vonatkozásban hasonlóan működik, mint az ún. termoszifonház, amelynek működése és alkalmazása már jóval korábban ismert volt. A termoszifon és a hőcső elvi vázlata látható a *12.49. ábrán.* A termoszifon is egy mindkét végén zárt csődarab, amelybe kis mennyiségű folyadékot (többnyire vizet) helyeztek, és a cső lezárása előtt a levegőt kiszivattyúzták. A cső alsó részét melegítve a munkafolyadék elpárolog, a gőz a cső hideg végébe áramlik, ahol kondenzálódik és fázisváltozási hőjét átadja. A kondenzálódott folyadék a gravitáció következtében visszacsorog a cső aljára. (Ezeket a csöveket gravitációs hőcsőnek nevezik.) E módszerrel jelentős hőmennyiség szállít-



12.48. ábra. Hőcső elvi vázlata

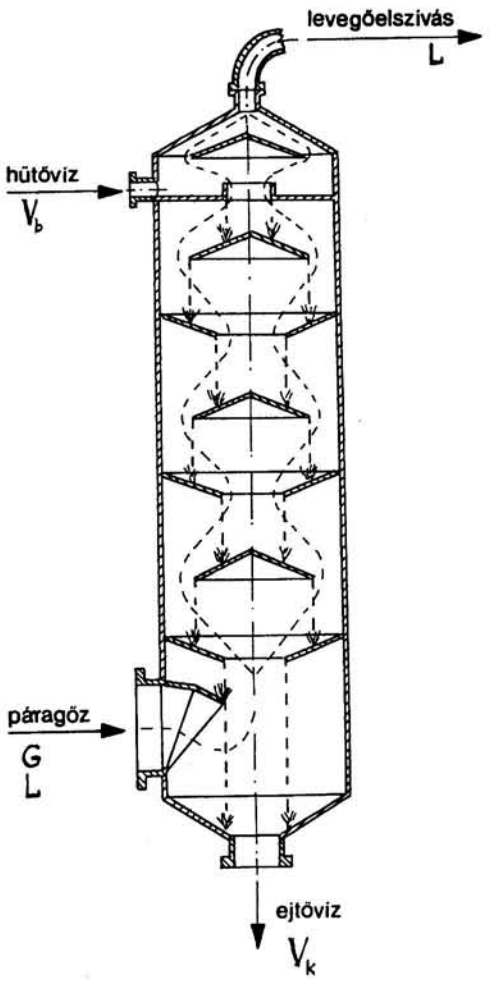
ható a két csővég közötti igen kis hőmérséklet-különbség mellett, emiatt a készülék tényleges hővezetőképessége igen nagy. A termoszifon hátránya éppen az, hogy csak az ábrán rajzolt elrendezésben működik a gravitációs erőtérben történő folyadékvisszacsorgás miatt. Éppen ezt a hátrányt küszöbölik ki a hőcsövek, amelyeknél a cső belső felületére (vagy a hossz mentén koncentráltan) egy kapillárporózus töltetet helyeznek el, és így a kapilláris erők juttatják vissza a kondenzálódott munkafolyadékot az elpárologtató szakaszba. Ily módon az elpárologtató helyzete nem korlátozott és bármilyen helyzetben használható. A kondenzátum folyadékvisszaáramlását centrifugális térerővel segítik elő az ún. rotációs hőcsövek esetén.



12.49. ábra. Termoszifon és hőcső elve
a – termoszifon, b – hőcső

A hőcső hőenergiát szállító képessége igen nagy, pl. lítiumtöltetű hőcső 1500°C-on $1 \cdot 10^8$ ... $2 \cdot 10^8$ W/m^2 szállítására alkalmas. A tartályanyag és a munkafolyadék alkalmas megválasztásával 4 ... 2300 K hőmérséklet-tartományban lehet hőcsöveket készíteni.

Napjainkban igen széleskörűen alkalmazzák pl. elektronikus rendszerek hűtéséhez, présöntéshez, fröccsöntéshez, hővisszanyeréshez és más energiatakarékossági megoldásokhoz, főzéshez, telepek hűtéséhez, hőmérséklet-szabályzáshoz, fluidágyakból hőelvonáshoz stb. A hőcsövek elmélete és alkalmazási körének ismertetése a [15] irodalomban részletesen megtalálható.



12.50. ábra. Tálcás keverőkondenzátor

Keverőkondenzátorok

A vegyiparban a felületi és a keverőkondenzátorok egyaránt használatosak.

A nagy térfogatú, kisnyomású gőzöket keverőkondenzátorokban cseppfolyósítják (lecsapatás, kondenzálás) a készülékbe beadott hűtővízzel. A cseppfolyósítás jelentős térfogatcsökkenéssel jár, így a kondenzátorban kisebb lesz a nyomás, vákuum keletkezik.

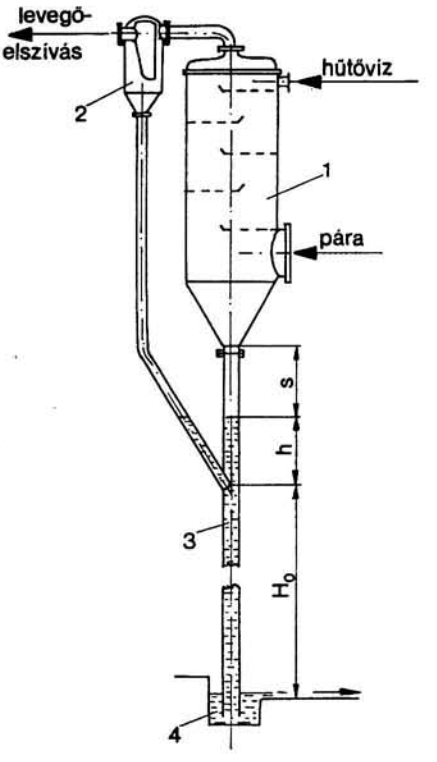
A barometrikus (vagy „száraz") kondenzátor a *keverőkondenzátorok* (a gőz közvetlenül érintkezik a hűtővízzel) egyik fajtája, amelyben a víz és a kondenzátum együtt folyik el a készülék alján, a nem kondenzálódó gázokat pedig száraz vákuumszivattyúval távolítják el *(12.50. ábra)*.

A hűtővíz és a gőzök intenzívebb érintkezésének elérésére a hűtővizet bepermetezik vagy befecskendezik a gőzbe. A barometrikus kondenzátorok általában ellenáramú, tányéros (leggyakrabban szegmens-, gyűrűs vagy szitatányérok) szerkezetek, a kondenzátumot megfelelően méretezett ejtőcső vezeti el *(12.51. ábra)*.

A kondenzációs berendezés méretezéséhez feltétlenül ismerni kell a hűtővíz és az elszívandó gáz mennyiségét.

A hűtővízfogyasztás a kondenzátor hőmérlegéből adódik:

$$Gi + Lc_L\vartheta_{Lb} + V_b c_v \vartheta_{vb} = V_k c_v \vartheta_{vk} + Lc_L\vartheta_{Lk}.$$



12.51. ábra. Barometrikus keverőkondenzátor
1 – tálcás kondenzátor, 2 – cseppfogó, 3 – ejtőcső (H_0 = 10 m, h = 0,5 m, s = 0,5 m), 4 – fenékmedence

Az ejtővíz mennyiségét ($V_k = V_b + G$) behelyettesítve, valamint a bepárlóknál általában megtehető egyszerűsítés, az L levegő mennyiségének elhanyagolása után a szükséges hűtővíz mennyisége

$$V_b = \frac{G\left(i - c_v \vartheta_{vb}\right)}{c_v\left(\vartheta_{vk} - \vartheta_{vb}\right)}.$$

A kondenzációs berendezés számításakor általában ismert a páragőz G mennyisége és i hőtartalma, valamint a hűtővíz hőmérséklete. Az ejtővíz hő-

mérsékletét jó kondenzációnál a tapasztalat szerint $\vartheta_{vk} = \vartheta_G - 10$°C-ra vehetjük fel. (Itt ϑ_G páragőz hőmérséklete.)

Az elszívandó gáz mennyiségének meghatározására, a bepárlóállomások számára a következő tapasztalati képletet javasoljuk:

$$\frac{L'}{G} = C_L \frac{T_{Lk}}{p_{Lk}} \text{ m}^3 \text{ levegő/kg páragőz,}$$

ahol C_L = $9{,}18 \cdot 10^{-5}$ *Znamenszkij* szerint,
$6{,}67 \cdot 10^{-5}$ *Nesvadba* szerint;
T_{Lk} az elszívandó levegő abszolút hőmérséklete, K,
p_{Lk} az elszívandó levegő parciális nyomása, bar.

Továbbá

L' m³/h,

illetve

L	kg/h	levegő (nem kondenzálódó gáz);
G	kg/h	lecsapandó páragőz;
i	kJ/kg	a páragőz entalpiája;
c_L	kJ/(kg·K)	a levegő fajhője;
V_h	kg/h	hűtővíz;
V_k	kg/h	ejtővíz;
ϑ_L	°C	a levegő hőmérséklete;
ϑ_v	°C	a víz hőmérséklete;

A b index belépő, a k index kilépő áramot jelez.

13. Bepárlás

13.1. Bevezetés

A bepárlás a legrégebben alkalmazott műveletek közé tartozik. Termikus töményítő (koncentrációnövelő) művelet, amelynek kiinduló elegye folyadékoldat (lé).

A bepárlás elsőrangú szerepet játszik a szervetlen sók és lúgok technológiájában, az élelmiszeripar több ágazatában (cukorlé, paradicsomlé), az enyvgyártásban stb. A vegyiparban és az élelmiszeriparban sok esetben találkozunk olyan oldatokkal, melyekből az oldott anyagot (cukrot, különböző sókat) az oldószer elpárologtatása útján nyerjük ki. Az oldószer többnyire víz, de a gyógyszeripar más oldószereket is használ.

Egyszerű esetekben az oldószer a környezeti hatások következtében (napsugárzás) lassan elpárolog. Ilyen tipikus eset a sós vizek (tengervíz, sóstó) ún. sókertekbe való terelése. A sókertek csekély folyadékmagasságú lapos medencék. Ezekből a víz a napsugárzás és a természetes légmozgás hatására a környező légtérbe párolog (diffundál). A visszamaradó sóban egyre töményebb oldat végül sókristályokká formálódik. E régi módszernél hatásosabb a nyitott serpenyő használata. Eleinte alátüzeléssel majd gőzköpeny alkalmazásával oldották meg az oldat besűrítését. Még korszerűbb a zárt bepárlókészülékek használata. A fűtőközeg általában vízgőz. Az, hogy a zárt bepárlóból távozó páragőzöket nem engedik ki a szabadba , hanem egy második bepárlótest indirekt fűtésére használják, majd az itt keletkező páragőzöket egy harmadik test fűtésére, korszakalkotó találmány. Ez a a *többszörös elgőzölögtetés* elve (az ún. Rillieux-elv, 1840).

A folyadékelegyek forralásos-kondenzációs szétválasztása komponensekre a *lepárlás* vagy *desztilláció* műveletének is alapelve. Mi a különbség *bepárlás* és *lepárlás* között? Eredendő különbség maga a kiinduló elegy. Ugyanis, ha az elegy komponensei közel azonos hőmérsékleti tartományban forrnak, akkor *lepárlásról* beszélünk. Ilyenkor a komponensek illékonysága egymáshoz közeli. Például vegyük a víz ~ etanol elegyet. A víz légköri (normál) forráspontja 100°C, az etanolé 78,3°C: azonos nagyságrendben mozognak. A víz ~ konyhasó oldatban a víz forráspontja 100°C és fagyáspontja, vagyis a vízjég

olvadáspontja 0°C. A konyhasónak viszont az olvadáspontja 800°C. Ez azt jelenti, hogy a sóoldatban a só egyáltalán nem illékony. A sós víz forralásakor a gőztérbe csak H_2O-molekulák jutnak. Ez tehát *bepárlás*. A bepárlásnál csak az oldószer illékony, az oldott anyag nem.

Az elgőzölögtetés célja a híg oldatból minél töményebb oldat előállítása, adott esetben kristálypépig való főzés, vagy kolloid oldat géllé dermesztése (zselatin-, csontenyvbepárlás) [54,62].

A bepárlás célja oldatok oldottanyag-koncentrációjának növelése, vagyis oldattöményítés, elgőzölögtetés útján a kívánt koncentráció, de legfeljebb a forralás hőmérsékletének megfelelő telítettségi határ eléréséig. A bepárlást elgőzölögtető készülékben hajtják végre, amely rendszerint vízgőzfűtésű. Így a bepárlókészülékek zöme gőzfűtésű elgőzölögtető. Az oldat bepárlásakor a gőztérbe csak az oldószer molekulái jutnak, az oldott anyag nem illékony. A bepárlás folyamán keletkező gőzt – megkülönböztetésül a fűtésre használt gőztől – páragőznek vagy egyszerűen párának hívják. Az oldószer és az oldat forráspontja ugyanazon nyomás mellett is eltérő. Az oldat forráspontja magasabb: ezt a jelenséget forráspont-emelkedésnek nevezzük.

A folyadékok gőztenziója és forráspontja között egyértelmű összefüggés áll fenn. Eszerint, ha a folyadékot nagyobb nyomású térből kisebb nyomású térbe vezetjük, elérhetjük az alacsonyabb gőztenziónak megfelelő forráspontot, vagyis a folyadék forrásnak indul. Az így keletkező páragőzt sarjúgőznek (is) nevezik, a jelenséget pedig nyomáscsökkenés révén bekövetkező önelpárolgásnak vagy utánpárolgásnak.

A keletkező sarjúgőz a kisebb nyomásnak megfelelő telített gőz. A folyadék hőmérséklete ugyanezen nyomásnak megfelelő telítési hőmérséklet. A sarjúgőz fejlődéséhez szükséges hőmennyiség egyenlő a folyadék lehűlésével szabaddá váló hővel. Ha a bevezetett folyadék mennyisége L, fajhője c és a lehűlés mértéke $\Delta\vartheta$ (hőmérséklet-különbség), akkor a keletkező sarjúgőz mennyisége

$$G_S = \frac{Lc\Delta\vartheta}{r},$$

ahol r a kisebb nyomású és alacsonyabb hőmérsékletű gőz párolgáshője.

Az önelpárolgás jelenségét a bepárlástechnikában többféle formában hasznosítják pl. a kondenzvizek kigőzölgésénél, az expanziós bepárlóknál, az egyenáramú többfokozatú rendszerekben.

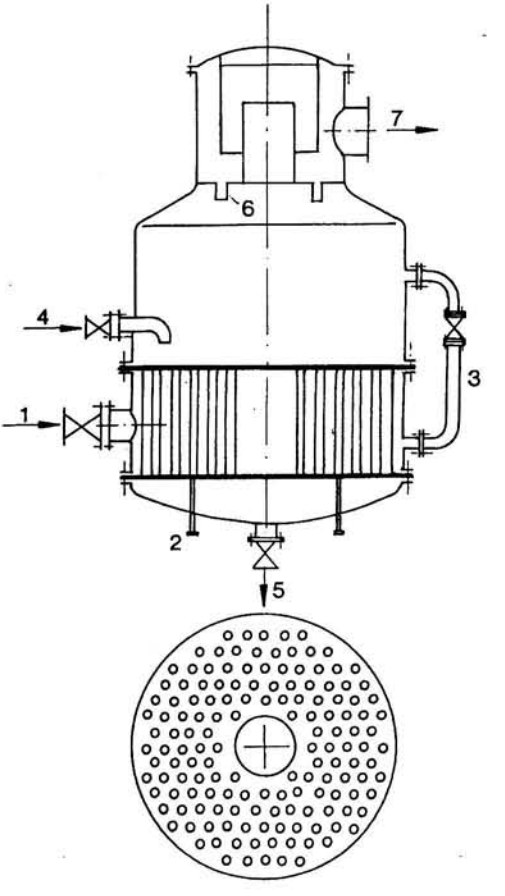
Az önelpárolgás a gőzsugárszivattyús hűtésnek is alapelve.

13.2. Robert-bepárló

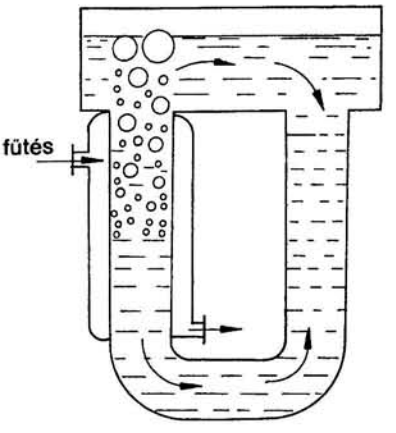
A már ismertetett duplikátorkészülékek bepárlóként is használhatók.

A legismertebb és nagymértékben elterjedt Robert-bepárlót ROBERT morvaországi (Seelovitz) cukorgyáros találta fel. Hengeres testű, alul felül edényfenékkel ellátott zárt készülék. Alsó harmadában függőleges csöves csőköteges fűtőkamrájának csöveiben forr a bepárlandó lé, a csövek közötti teret fűtőgőzzel melegítik. A készülék tetején gőzdóm található cseppfogó szerkezettel. A fűtőtér megfelelő helyén légtelenítő csonkot helyeznek el. A fűtőgőz bevezetésére és helyes szétosztására többféle megoldás ismeretes. A csapadék- vagy kondenzvizet alsó csőkötegfalához legközelebb kell alul elvezetni. A bepárlandó lé bevezetése és a bepárolt lé elvezetése is többféle lehet. A mai Robert-bepárló az eredetitől a központi nagyobb átmérőjű ejtőcsőben tér el – a régiben ez hiányzott. A központi ejtőcsövet először KASZALOVSZKI alkalmazott *(13.1. ábra)*. A függőleges csőköteg mind a mai napig általánosan használt szerkezeti elem.

A Robert-bepárló fűtőkamrájába (1) csonkon át vezetjük be a fűtőgőzt. Ez a csövek közötti térben a párolgáshőt leadva kondenzálódik. A csapadékvíz a (2) levezető csövön át távozik. A jó hőátadás biztosítására a fűtőkamrából a nem kondenzálódó gázokat, így elsősorban a levegőt el kell távolítani, erre való a (3) légtelenítő vezeték. A levegőt a fűtőkamra alsó részéből vezetik el, ügyelve a csapadékvíz rétegmagasságára. A légtelenítés az ábra szerinti megoldásnál a levegőnek a páratérbe való átvezetéséből áll. A híg lé a (4) csonkon érkezik a bepárlóba, a töményített oldat az (5) cson-



13.1. ábra. Robert-bepárló
1 – fűtőgőz bevezetése, 2 – csapadékvíz kivezetése, 3 – légtelenítés, 4 – híg lé (töltés), 5 – besűrített lé (ürítés), 6 – visszafolyó cső, 7 – páracsonk



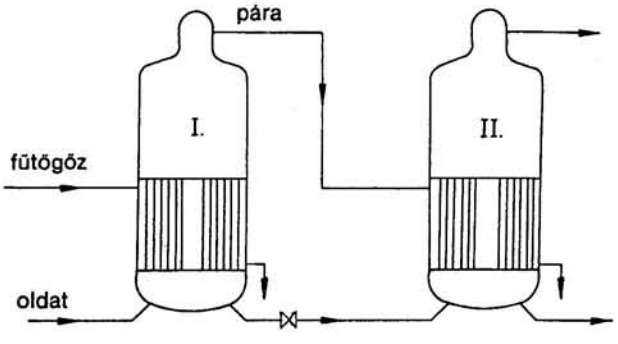
13.2. ábra. Folyadékkeringés vázlata

kon át távozhat. A bepárló tetején a „gőzdómban" a párák által elragadott folyadékcseppeket leválasztjuk és az összegyűlt folyadékot a (6) visszafolyón keresztül visszavezetjük. A fejlődött gőzpárák a (7) páracsonkon át távoznak.

A *13.1. ábra* alsó, metszeti részéből jól látszanak a kis átmérőjű forrcsövek és a középponti, nagyobb átmérőjű ejtőcső. A forrcsövekben a felszálló gőzpárák erősen felfelé mozgatják az oldatot, míg a középponti ejtőcsőben a folyadék lefelé áramlik, így meghatározott cirkuláció (keringés) jön létre a bepárlóban. A cirkulációt jól szemlélteti elvileg a *13.2. ábra.*

13.3. Többfokozatú bepárlás

A többfokozatú bepárlás lényegét a *13.3. ábra* szemlélteti. Az I. bepárlót „friss" fűtőgőzzel fűtjük. Az oldat az I. bepárlótestben bizonyos mértékig töményedik, miközben a belőle fejlődött vízgőz – amelyet általában páragőznek vagy egyszerűen párának neveznek – eltávozik a gőzdómból. Ezt a páragőzt azonban gazdaságtalan a szabadba kiengedni, sokkal célszerűbb – párolgáshőjét kihasználva – hasznosítani egy újabb bepárlókészülékben.



13.3. ábra. Kéttestes bepárló

A párát a II. bepárlótestbe vezetjük (mint fűtőgőzt). Ezért elméletileg 1 kg friss gőzzel közel 1 kg víz elpárologtatható. Az így nyert pára ismét közel 1 kg vizet képes elgőzölögtetni, tehát 1 kg friss gőzzel kétfokozatú bepárlóberendezésben csaknem 2 kg vizet gőzölögtethetünk el – elméletileg.

A páragőz nyomása kisebb a friss fűtőgőznél, így az egymást követő bepárlótestekben egyre kisebb a páratéri nyomás. A többfokozatú bepárlók utolsó fokozatai vákuumban (légkörinél kisebb nyomáson) működnek.

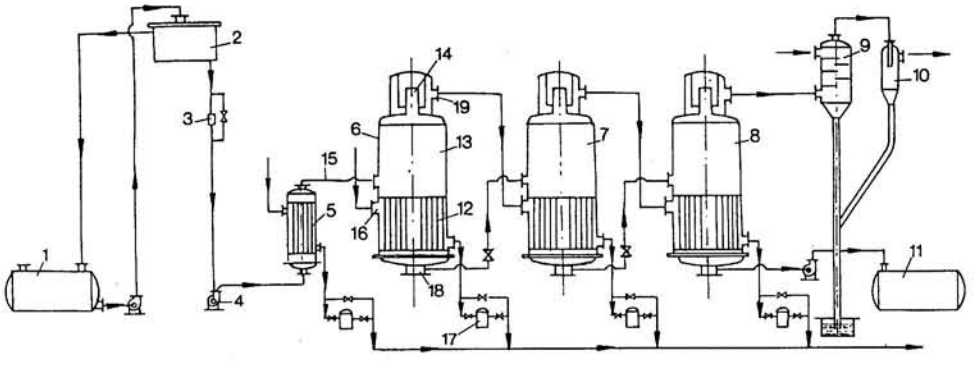
Az utolsó fokozatban nyert páragőzt felületi vagy keverőkondenzátorba vezetik. A többszörös elpárologtatás itt is előnyös: a kondenzátorba viszonylag kevesebb pára jut, így a kondenzátor hűtővízfogyasztása is kisebb.

Az előbb tett megállapításaink csak elméleti közelítések. A hősugárzási veszteségek, a páragőzvezetékek kondenzációs veszteségei stb. miatt 1 kg víz elgőzölögtetéséhez gyakorlatilag

– egytestes bepárlónál	1,1	kg,
– kéttestes bepárlónál	0,57	kg,
– háromtestes bepárlónál	0,4	kg,
– négytestes bepárlónál	0,3	kg,
– öttestes bepárlónál	0,27	kg friss fűtőgőz szükséges.

Öttestes bepárlótelepet már igen ritkán alkalmaznak, és 6-7 testes telep úgyszólván nincs is.

A *13.4. ábra* szokásos, háromtestes bepárlótelep kapcsolási vázlata.



13.4. ábra. Háromtestes bepárlótelep

1 – híg lé tartálya, 2 – adagolótartály, 3 – áramlásmérő, 4 – szivattyú, 5 – léelőmelegítő, 6, 7 és 8 – bepárlótestek, 9 – barometrikus keverőkondenzátor, 10 – cseppfogó, 11 – gyűjtőtartály, 12 – forrcsöves fűtőkamra, 13 – páratér, 14 – gőzdóm, 15 – a híg lé bevezetése, 16 – friss fűtőgőz, 17 – kondenzedény, 18 – lécsonk, 19 – páracsonk

A híg lé az (1) tartályból kerül a (2) adagolótartályba, ahonnan (3) áramlásmérőn keresztül a (4) szivattyú az (5) léelőmelegítőbe nyomja. A bepárlótelep fő részei a (6), (7) és (8) bepárlótestek. A III. bepárlófokozatból, azaz a (8) testből elvezetett párát a (9) barometrikus keverőkondenzátorban csapatjuk le. A barometrikus kondenzátor (10) cseppfogójából szívjuk el vákuumszivattyú segítségével a nem kondenzálódó gázokat (levegőt). A besűrített oldatot a (11) gyűjtőtartályba nyomatjuk. A bepárlótest főbb részei a (6) első fokozati készüléken vannak megjelölve: (12) forrcsöves fűtőkamra, (13) páratér, (14) gőzdóm, (15) híg lé bevezetése, (16) friss fűtőgőz bevezetése. A fűtőkamrákban lecsapódott gőzt (17) kondenzedényeken keresztül kondenzátumvezetékbe visszük. A besűrített oldatot a bepárlótest alján elhelyezett (18) csonkon át vezetjük a következő bepárlótestbe, míg a (19) páracsonk a gőzdómon helyezkedik el.

A *13.4. ábra* egyenáramú bepárlótelep, vagyis mind a gőz- és páravezetés, mind a lévezetés iránya egyezik. Ritkábban alkalmaznak ellenáramú, ill. vegyesáramú bepárlótelepet.

13.4. A bepárlást befolyásoló tényezők

Koncentráció, sűrűség

A bepárlás lefolytatására nézve az oldat fizikai és kémiai sajátságai meghatározó jellegűek.

Az oldatot elsősorban jellemző tényező a *koncentráció* vagy töménység. A töménység és a sűrűség többnyire arányos egymással, így gyakori, hogy az iparban minden más tulajdonságot az oldat sűrűségére vonatkoztatva adnak meg. Koncentráción a bepárlástechnikában a

$$b = \frac{S}{L} \tag{13.1}$$

viszonyszámot értjük.

Itt S = az oldott (száraz) anyag tömege [kg],
L = az oldat tömege [kg],
b tört százszorosa tömegszázalékban adja meg a koncentrációt.

A bepárlás folyamán az oldott anyag tömege (a „szárazanyag") nyilván változatlan, hiszen csak az oldószer (a víz) gőzölög el. A kezdeti állapot (híg

oldat) k betűvel, a koncentrált (végső) állapotú oldatot v betűvel jelölve, az időközben elgőzölögtetett pára mennyisége:

$$W = L_k - L_v, \tag{13.2}$$

itt W = a termelt páramennyiség.
Mivel a szárazanyag-tartalom állandó (ugyanaz a bepárlás előtt és után)

$$S = b_k L_k = b_v L_v, \tag{13.3}$$

innen

$$L_v = \frac{b_k L_k}{b_v}, \tag{13.4}$$

így tehát

$$W = L_k - \frac{b_k L_k}{b_v} = L_k\left(1 - \frac{b_k}{b_v}\right). \tag{13.5}$$

Utóbbi képlet zárójeles kifejezése azt mutatja, hogy 1 kg kezdeti oldatból hány kg víz távozott:

$$w = 1 - \frac{b_k}{b_v} = \frac{b_v - b_k}{b_v} \quad \text{kg víz/kg oldat.} \tag{13.6}$$

13.1. példa

1000 kg kezdeti híglémennyiség koncentrációja $b_k = 10\%$. Mennyi vizet kell elpárologtatni, hogy a bepárlás végén a koncentráció $b_v = 50\%$ legyen?
1 kg-os kezdeti oldatból

$$w = \frac{b_v - b_k}{b_v} = \frac{50 - 10}{50} = 0{,}8 \text{ kg víz/kg oldat}$$

gőzölögtetendő el, így az adott mennyiségből:

$$W = L_k w = 1000 \cdot 0{,}8 = 800 \text{ kg}$$

vizet kell elpárologtatni.
A koncentráció és az oldat ρ sűrűsége igen jó közelítéssel arányos. A sűrűséget kg/m^3, illetve kg/l mértékegységben adják meg.

A sűrűség mérésére alul söréttel ellátott, úszós, fokbeosztású sűrűségmérőket használnak, az ún. areométereket. Ezek az *Archimedes*-féle felhajtóerő elvén alapulnak. Régente ezeket az areométereket önkényes sűrűségskálával látták el. Ezek a „fokbeosztások" néhány iparágban még ma is használatosak, így pl. a *Balling*-fok (Bg°), a *Brix*-fok (Bx°) és a *Baumé*-fok (olvasd: bómé; Bé°). Átszámításuk:

Baumé-fok (15°C hőmérsékleten):

$$\rho = \frac{144{,}3}{144{,}3 - \text{Bé}^\circ}. \tag{16.7}$$

Balling-fok (17,5°C hőmérsékleten):

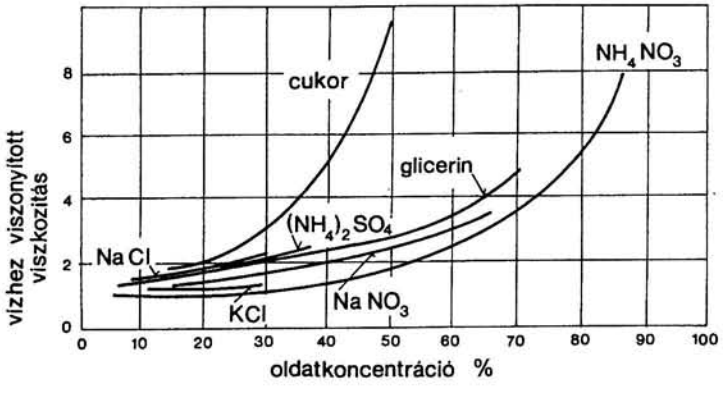
$$\rho = \frac{200}{200 - \text{Bg}^\circ}. \tag{13.8}$$

Brix-fok (15,6°C hőmérsékleten):

$$\rho = \frac{400}{400 - \text{Bx}^\circ}. \tag{13.9}$$

Viszkozitás

A bepárlást igen nagy mértékben befolyásolja az oldat viszkozitása (belső súrlódása). A viszkózus, nyúlós oldatok hajlamosak arra, hogy a bepárlókészülék csöveire lerakódjanak, a rásülő kéreg egyre vastagabb lesz és sokszor eldugítja a kisebb átmérőjű csöveket.



13.5. ábra. Oldatok vízhez viszonyított viszkozitása

Viszkózus, nyúlós anyagoknál a belső folyadékcirkuláció lelassul és a bepárló teljesítménye is lecsökken.

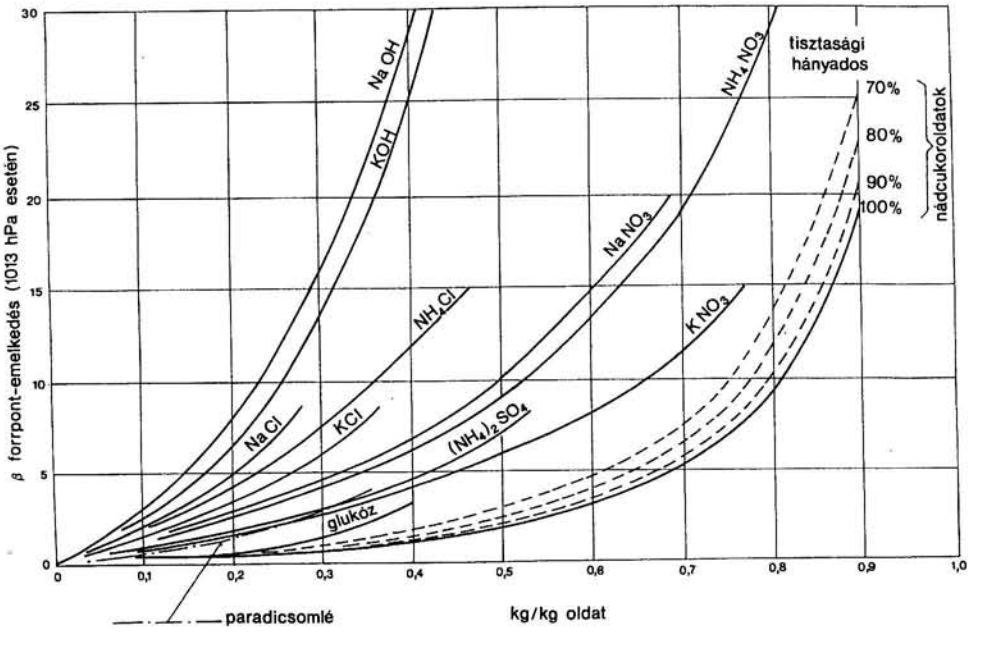
A *13.5. ábrán* néhány vizes oldat vízhez viszonyított viszkozitását tüntettük fel az oldatkoncentráció függvényében. Jól látható, hogy a viszkozitás a koncentráció növelésével egyre meredekebben emelkedik.

Forráspont-emelkedés

A bepárlásnál fellépő egyik legsajátosabb jelenség a forráspont-emelkedés. Amíg a tiszta víz atmoszférikus (azaz 1013 hPa) nyomáson 100°C-on forr, addig a vizes oldatok forráspontja ennél mindig nagyobb, pl. a 21%-os konyhasóoldat 105°C-on forr, a forráspont-emelkedés tehát $\beta = 5$°C.

A forráspont-emelkedés értéke a koncentráció függvénye: minél nagyobb a koncentráció, annál nagyobb a forráspont-emelkedés.

A viszonyokat a *13.6. ábra* szemlélteti.



13.6. ábra. Oldatok forráspont-emelkedése

A forráspont-emelkedés fiziko-kémiai jelenség, és növeli a bepárlás nehézségeit. A β forráspont-emelkedés miatt nagyobb hőmérsékletű, tehát nagyobb nyomású gőzt kell a fűtőkamrába bevezetni. A forró oldat hőmérséklete:

$$\vartheta_0 = \vartheta + \beta, \tag{13.10}$$

ahol β = a forráspont-emelkedés, [°C],
ϑ = a keletkező páragőz hőmérséklete, [°C].

Például 21%-os konyhasóoldat esetén: $\beta = 5$°C; $\vartheta = 100$°C és $\vartheta_0 = 105$°C.

Nyilvánvalóan a fűtőgőz hőmérséklete nagyobb kell hogy legyen, mint az oldat forráspontja, tehát legalább 110°C (de inkább 120°C).

Ez a forráspont-emelkedés az oldat fizikai-kémiai sajátosságaitól függő anyagi tulajdonság. A folyadéktéri hőmérséklet azonban a folyadékoszlop nyomásától is függ, ugyanis a forrcsövekben a folyadékra nemcsak a páratéri nyomás, hanem a folyadékoszlop súlyából származó nyomás is hat: minél hosszabbak a forrcsövek, annál nagyobb nyomás hat az alsóbb folyadékrétegekre, tehát a forráspontot itt a folyadék hidrosztatikai nyomása is növeli.

Eszerint, ha a folyadékfelszínen a folyadék forráspontja ϑ_0, akkor a felszíntől lefelé haladva a forrási zóna aljáig – a nagyobb nyomás miatt – a forráspont is nő ϑ_0 helyett ϑ_f értékre. A keletkező pára elvileg ϑ °C hőmérséklete is csökken a páravezetékben, amíg – többtestes bepárlónál – a következő test fűtőkamrájába belép. Ezt a csökkentést a vezeték súrlódási ellenállása okozza, tehát hidraulikus veszteség. Ez a veszteség kb. 0,5...1,5°C a gyakorlatban.

Ha pl. a hidrosztatikai forráspont-emelkedés 1°C és a hidraulikus veszteség 0,5°C, akkor az előbbi konyhasóoldat esetén az oldat forráspontja a forrási zóna alján $\vartheta_f = 106$°C, a felszínen $\vartheta_0 = 105$°C, a páratéri hőmérséklet $\vartheta = 100$°C, de a következő test fűtőterébe vezetve ez a páragőz már csak 99,5°C hőmérsékletű.

13.5. A bepárló teljesítménye

Már az imént láttuk, hogy a besűrítéshez meghatározott mennyiségű oldószert, többnyire vizet kell elpárologtatnunk. Ehhez az elpárologtatáshoz forrásban lévő oldat esetén

$$Q = Wr \quad [\text{J/s}] \tag{13.11}$$

hőmennyiség kell (megközelítőleg).
A képletben W = az elpárologtatandó víz és r = víz párolgáshője.

Természetesen, ha nincs forrásban az oldat, akkor még nagyobb hőmennyiség kell a bepárláshoz, hiszen az előmelegítésre még

$$Q_e = -Lc(\vartheta_{be} - \vartheta_f) \tag{13.12}$$

hőmennyiség szükséges.

L = a betáplált teljes lémennyiség
c = az oldat fajhője,
ϑ_{be} = a betáplált oldat hőmérséklete,
ϑ_f = a forró oldat hőmérséklete.

Tételezzük fel az egyszerűbb esetet, azt, hogy az oldat már előmelegítve lép be a bepárlóba. Mivel bármilyen hőátvitel esetén – így a bepárlásnál is – a fő egyenlet:

$$Q = kA\Delta\vartheta \quad [\text{J/s}], \tag{13.13}$$

ahol k = a hőátviteli tényező [W/(m^2 · fok)],
A = a bepárló fűtőfelülete [m^2],
$\Delta\vartheta$ = a rendelkezésre álló hőfokkülönbség [°C].

A hőmérséklet-különbséget

$$\Delta\vartheta = \vartheta_g - \vartheta_f \tag{13.14}$$

különbség szabja meg, ahol

ϑ_g = a fűtőgőz hőmérséklete [°C],
ϑ_f = a forró folyadék hőmérséklete [°C].

Már láttuk, hogy ϑ_f értékénél a β forráspont-emelkedést és a hidrosztatikai forráspont-emelkedést feltétlenül számításba kell venni. Ez a két tényező ϑ_f értékét növeli, és így a rendelkezésre álló $\Delta\vartheta$ hőfokkülönbség csökken.

A k hőátviteli tényező minél nagyobb értékét kell biztosítani ahhoz, hogy a bepárló A fűtőfelülete ne legyen túl nagy. Ha nagy a fűtőfelület, nagyobb készülék szükséges, ami pedig nagyobb beruházási költséget jelent. Többtestes bepárlótelepnél arra törekszenek, hogy minden test egyforma fűtőfelületű legyen. Ha minden test más-más fűtőfelületű lenne, ez indokolatlanul megnövelné a gyártási nehézségeket, a költségeket, megnehezítené az alkatrészek cserélhetőségét.

Nem elég azonban arra törekedni, hogy a bepárlótestek azonos fűtőfelületűek legyenek. Még az is kell, hogy a fűtőfelületek összege, vagyis az összes fűtőfelület minimális legyen; ugyanazon bepárlóteljesítményt a lehető legkisebb összes fűtőfelület alkalmazásával érjük el a többfokozatú bepárlásnál.

Ha pl. háromtestes bepárlótelepet tervezünk és a fűtőfelületek egyenlőségét előírjuk:

$$A_1 = A_2 = A_3 = A, \tag{13.15}$$

akkor a főegyenletből következik, hogy

$$A = \frac{Q}{k\Delta\vartheta} \tag{13.16}$$

és

$$\Delta\vartheta_1 : \Delta\vartheta_2 : \Delta\vartheta_3 = \frac{Q_1}{k_1} : \frac{Q_2}{k_2} : \frac{Q_3}{k_4}. \tag{13.17}$$

Ez azt jelenti, hogy az egyes bepárlótestekben a fűtőgőz és a forró folyadék közti hőfokkülönbségek arányosak Q/k törttel.

13.6. A bepárló anyag- és hőmérlege

L_0 bevezetett lé egy része elgőzölög és W_1 páragőz formájában távozik, a töményebb lé L_1 lesz.

Jelöljük a friss gőzt, amelyet a fűtőkamrába vezetünk, G jellel. Ugyanez a mennyiség lecsapatva távozik mint kondenzvíz. Az anyagmérleg tehát léoldalon *egytestes* bepárlóban:

$$L_0 = W_1 + L_1, \tag{13.18}$$

és innen

$$L_1 = L_0 - W_1.$$

A hőmérleg (a hőveszteség nélkül):

$$G \cdot i_g + L_0 \cdot i_{L0} = G \cdot i_k + W_1 i_{p1} + (L_0 - W_1) i_{L1}, \tag{13.19}$$

ahol i_g = a fűtőgőz hőtartalma,

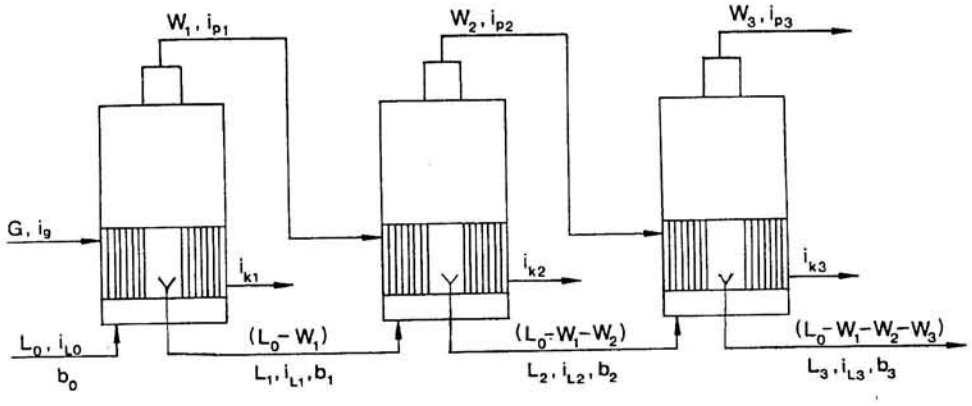
i_k = a kondenzvíz hőtartalma,

i_{L0} = a bepárlandó lé hőtartalma,

i_{p1} = a páragőz hőtartalma,

i_{L1} = a távozó lé hőtartalma.

Tekintsük át egy háromtestes bepárlótelep vázlatát *(13.7. ábra)*, és ennek kapcsán írjuk fel egy háromtestes bepárlótelep egyes fokozataira a hőmérleget (hőveszteségek nélkül)!



13.7. ábra. Háromtestes bepárlótelep jelölései a mérlegszámításhoz

I. test:

$$G \cdot i_g + L_0 i_{L0} = G \cdot i_{k1} + W_1 i_{p1} + (L_0 - W_1) i_{L1}. \tag{13.20}$$

II. test:

$$W_1 \cdot i_{p1} + (L_0 - W_1) i_{L1} = W_1 \cdot i_{k2} + W_2 i_{p2} + (L_0 - W_1 - W_2) i_{L2}. \tag{13.21}$$

III. test:

$$W_2 \cdot i_{p2} + (L_0 - W_1 - W_2) i_{L2} = W_2 \cdot i_{k3} + W_3 \cdot i_{p3} + (L_0 - W_1 - W_2 - W_3) i_{L3}. \tag{13.22}$$

Az anyagmérleg:

$$W_1 + W_2 + W_3 = L_0 \left(1 - \frac{b_0}{b_3}\right). \tag{13.23}$$

13.7. A bepárlókészülékek *k* hőátviteli tényezője

A *k* hőátviteli tényező értéke a következő képlet szerint számítható:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_g} + \frac{s}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_f}}, \tag{13.24}$$

ahol α_g = a kondenzálódó gőz hőátadási tényezője,

α_f = a forró oldat hőátadási tényezője,

s = az elválasztó csőfal vastagsága,

λ = a csőfal anyagának hővezetési tényezője.

A hőátviteli tényező számításánál figyelembe kell venni, hogy a csőfal nem mindig tiszta, azon lerakódások, kérgesedés, (kazánkő) keletkezik, ami erősen lerontja a *k* értékét.

A képletben tehát (adott esetben mindkét oldalon)

$$\frac{s_k}{\lambda_k}$$

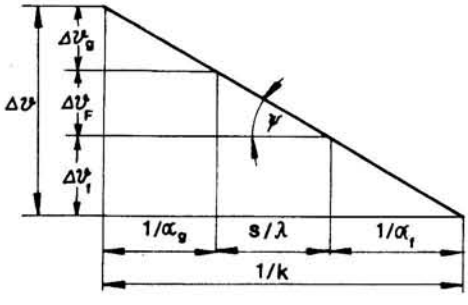
tagot is figyelembe kell venni.

Itt s_k = a lerakódott kéreg vastagsága,
λ_k = a lerakódott kéreg hővezetési tényezője.

A *k* tényező közelítő számítása

Mivel mind a kondenzáló gőz mind a forrásban levő folyadék hőmérséklete a bepárlóban állandó, így $\Delta\vartheta$ hőfokkülönbség is állandó értékű.

A három résztagból összetevődő $\Delta\vartheta$ hőmérséklet-különbséget rajzoljuk fel a hőellenállások függvényében. Az így kapott *13.8. ábrán* a ferde egyenes hajlásszögének tangense a felületi q hőterhelést adja meg:



13.8. ábra. A hőmérséklet-különbség és a hőellenállások

$$\operatorname{tg}\psi = \alpha_g \Delta\vartheta_g = \frac{\lambda}{s}\Delta\vartheta_{fal} = \alpha_f \Delta\vartheta_f = k\Delta\vartheta = q\,.$$

A gőzkondenzációs *Nusselt*-képletben és a buborékos forrási hőátadás képletében szerepel a $\Delta\vartheta_g$ ill. $\Delta\vartheta_f$:

$$\alpha_g = C_g \Delta\vartheta_g^u$$

és

$$\alpha_f = C_f \Delta\vartheta_f^{\,v},$$

ahol $u = -1/4$ és $v = 2$.

A C állandók a közeg tulajdonságaitól és a geometriai méretektől és elrendezéstől függenek. Rendezés után az egyes hőmérsékletesésekre adódik:

$$\Delta\vartheta_g = \left(\frac{k\Delta\vartheta}{C_g}\right)^{\frac{1}{u+1}}$$

$$\Delta\vartheta_{\text{fal}} = \frac{s}{\lambda} k\Delta\vartheta$$

és

$$\Delta\vartheta_f = \left(\frac{k\Delta\vartheta}{C_f}\right)^{\frac{1}{v+1}}$$

A

$$\Delta\vartheta = \Delta\vartheta_g + \Delta\vartheta_{\text{fal}} + \Delta\vartheta_f$$

egyenletbe behelyettesítve:

$$\Delta\vartheta = \left(\frac{\Delta\vartheta}{C_g}\right)^{\frac{1}{u+1}} \cdot k^{\frac{1}{u+1}} + \frac{s}{\lambda}\Delta\vartheta \cdot k + \left(\frac{\Delta\vartheta}{C_f}\right)^{\frac{1}{v+1}} \cdot k^{\frac{1}{v+1}},$$

vagyis k és $\Delta\vartheta$ közötti összefüggésre jutottunk.

A $k = 10^3 X^3$, ill. $X = 0{,}1k^{1/3}$ transzformációt célszerűen bevezetve, az $u = -1/4$ és $v = 2$ hatványkitevőket beírva

$$\Delta\vartheta = AX^4 + BX^3 + DX$$

alakú egyenletre jutunk, ahol A a gőzre B a falra, D a forró oldatra vonatkozó és a paraméterek megfelelő összevonásából képzett *állandók*, X pedig transzformált hőátviteli tényező.

$\Delta\vartheta = E$ jelölést bevezetve

$$AX^4 + BX^3 + DX - E = 0$$

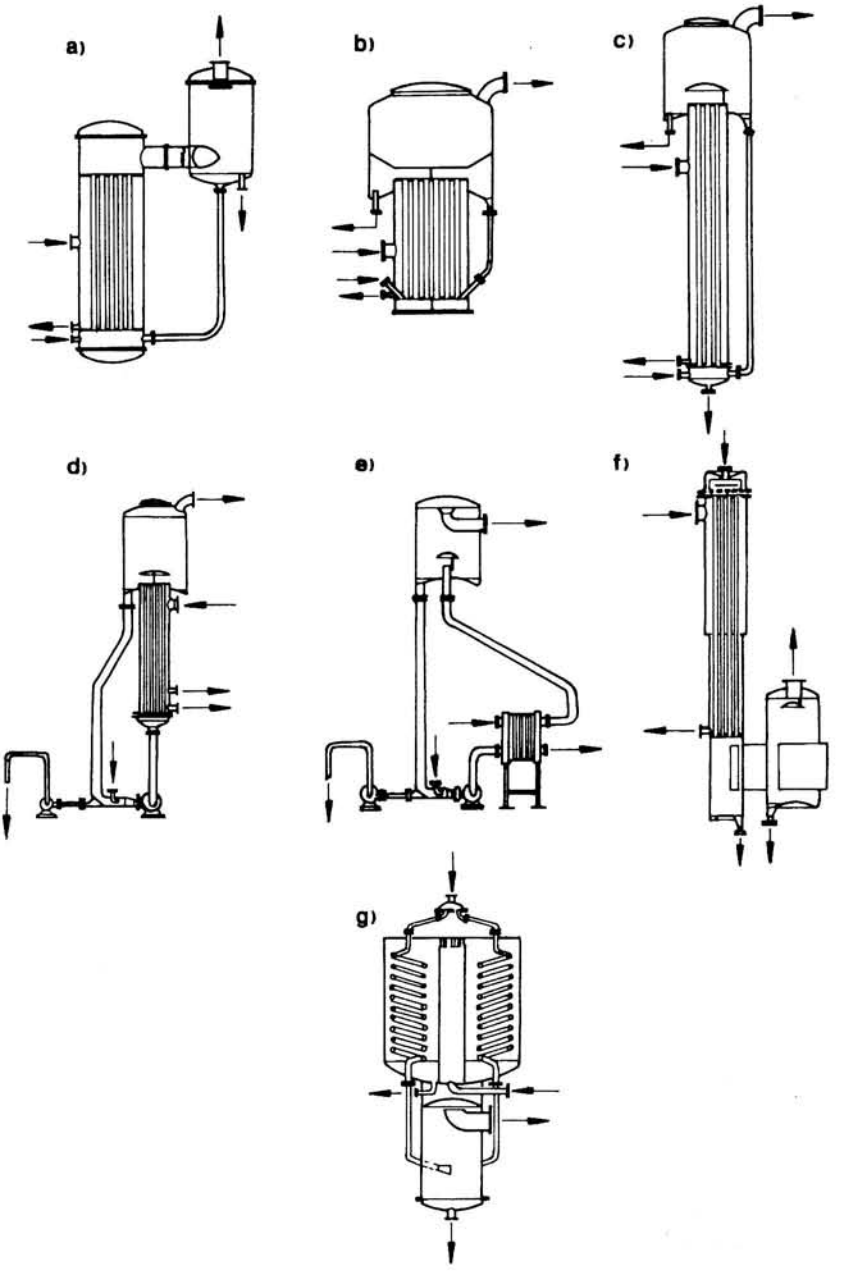
negyedfokú hiányos egyenletre jutunk. Itt ugyanis a négyzetes tag zérus. A gőzkondenzációs és forralási α képletekből A és D kiszámítható, továbbá B a falra vonatkoztatva szintén adódik. A pozitív valós gyök az egyenletből kiszámítható. A gyök $X = 0{,}5$ és $X = 1{,}5$ értéksávban mozog, az első közelítést célszerű $X = 1$ értékkel kezdeni. Iterációval (pl. *Horner–Newton*-módszerrel) a keresett gyök meghatározható. Íly módon k hőátbocsátási tényező: $k = 1000X^3$, eszerint $k = 150$ és 3300 W/(m^{2}fok) közti sávban van [16].

13.8. Bepárlókészülék-típusok

A természetes keringésű egyszerű és osztott léterű bepárlókat a *13.9. ábra a* és *b* része mutatja. A *13.9.a ábra* külön fűtőkamrás, külön párakamrás megoldás. A cirkulációs áram a párakamra aljáról vezeti vissza a folyadékot a fűtőkamra alatti létérbe. A lébevezetés hasonlóképp alul történik. A léelvezetési csonkot a párakamra alsó oldalán helyezik el. Páraelvezetés a párakamra tetején történik. A párák a felfröcskölő forró lével együtt tangenciális átvezető csonkon át érkeznek a párakamrába oldalt. A *13.9.b ábra* az osztott léterű bepárlót mutatja. A párakamra a fűtőkamra fölött helyezkedik el, benne a forrcsövek fölött vízszintes terelőlap. Az Ince-fenekes párakamra egyik oldalán a léelvezető csonk, másik oldalán lévisszavezető cirkulációs cső van. A betáplálás és lévisszatáplálás az alsó létérbe vezet. A létér alul és felül, vagyis az alsó csőkötegfal alatt a fenéklapig és a felső csőkötegfal fölött a vízszintes terelőlapig ketté van osztva.

Az egyszerű keringésű bepárló a hőérzékeny folyadékok (mint pl. enyv és zselatin) bepárlására a legrégebben alkalmazott készülék.

A készülék kisebb és közepes bepárlóteljesítményüknél (mintegy 3...4 t/h értékig) egy-, két- és háromtestes telepnél jól használható. Üzeme egyszerű és beruházási költsége viszonylag kicsi.



13.9. ábra. GEA–Wiegand-féle bepárlótípusok
a – természetes keringésű külső fűtőkamrás bepárló, b – osztott léterű bepárló, c – kúszóáramú bepárló, d – kényszercirkulációs bepárló, e – lemezes fűtőkamrás bepárló, f – esőáramú bepárló, g – csőkígyós bepárló

A bepárlókészülék *(13.9.b. ábra)* egytestes bepárlóként vagy többfokozatú telep utolsó testeként alkalmazható célszerűen. (Ez utóbbi esetben elérhető akár 50%-os csontenyv-koncentráció.)

A kúszóáramú (feltalálójáról *Kestner*-bepárlónak is nevezett) bepárló hosszú forrcsöves és akár 10...15 t/h teljesítményre képes. A forrásban levő lé a csövekben kúszóáramot képez *(13.9.c. ábra)*.

Viszkózus leveknél a természetes cirkuláció nem elég. A *13.9.d. ábra* különleges keringetőszivattyúval ellátott mesterséges vagy kényszercirkulációs bepárló.

A csőköteges fűtőkamrához a frissen betáplált lét és a visszaáramló lét alul elhelyezett örvényszivattyú viszi fel. A vázolt *Wiegand–GEA*-készülék alsó hosszabbított csővezetékéhez kitápláló szivattyú csatlakozik a besűrített lé kivezetése céljából. Célszerűen kapcsolható többtestes telep utolsó fokozataként. A fűtőkamra fűtésére csőköteges bepárlónál páragőz (vagy frissgőz) szolgálhat.

A mesterséges keringésű bepárló közel hasonló változatát a *13.9.e. ábrán* vázoltuk. Itt a csőköteges kamra helyett különálló lemezes hőcserélőt alkalmazunk. Utóbbi megoldás használható melegvizes (melegfolyadékos) fűtésnél.

Ilyen bepárlókkal pl. elérhető 3 Pa · s (= 3000 mPa · s) viszkozitású jó minőségű zselatin.

Az esőáramú bepárló csöveiben lefelé irányul a folyadék és páragőz együttes árama. A felső lébevezető és léelosztó elem különleges szerkesztési feladatot jelent a konstruktőr számára *(13.9.f. ábra)*. A lé és pára téglalap keresztmetszetű csatornán jut át a különálló elválasztó kamrába, ahol a párák felfelé a lé lefelé távozik.

E bepárlófajtával különösen rövid tartózkodási idő garantálható, ezért kíméletes bepárlást tesz lehetővé.

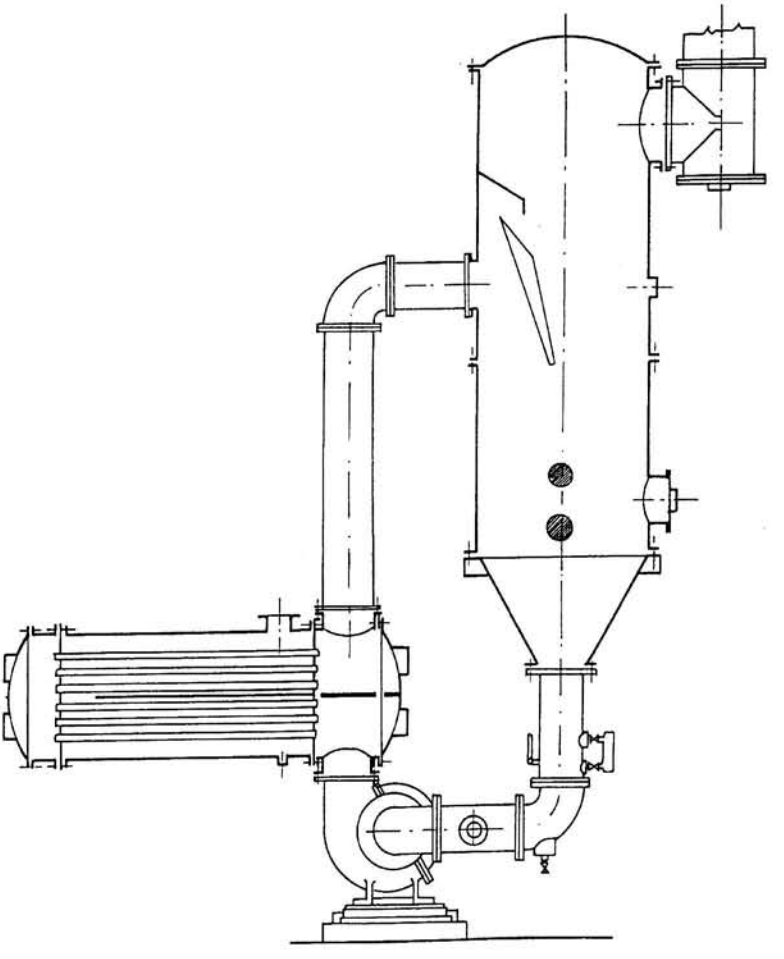
A *13.9.d.* és *f. ábráján* vázolt kényszercirkulációs külső szivattyús bepárlóihoz hasonló, de vízszintes fűtőkamrás készüléket mutat a *13.10. ábra.*

A korszerű ipari üzemekben gyakran szükségesek nagy mennyiségű vizet elpárologtató, nagy fűtőfelületű bepárlóberendezések.

Itt és sok más egyéb helyen (mint pl. erősen viszkózus, tömény, hőérzékeny oldatoknál) mesterséges, ún. kényszercirkulációs bepárlókat használnak.

A cirkulációs sebesség ezekben a készülékekben mintegy 2 m/s értékű, pontosabban 1,5 és 3,5 m/s értékek között mozog. Az 1 m/s-nál kisebb sebességek használata célszerűtlen: itt a kényszercirkulációs bepárlás alig különbözik a természetes cirkulációstól. Viszont nagyobb, tehát 4 m/s értéket meghaladó cirkulációs sebességeknél a hőátszármazás már nem javul tovább. A külső szivattyús, kényszercirkulációs készülékek közül említjük a *Buflovak-féle* bepárlót *(13.10. ábra)*. Ennek elkülönített fűtőtere kétjáratú, vízszintes csőköteges. A csöveken centrifugálszivattyú hajtja át az oldatot. Az oldat csak a fűtő-

tér felső részéhez csatlakozó függőleges csőben forr fel, mielőtt közvetlenül a páratérbe jutna. Itt a folyadék-pára elegy különlegesen kiképzett terelő csepp-fogóba ütközik, a folyadékcseppek lehullanak és visszajutnak a szivattyú szívóvezetékébe.

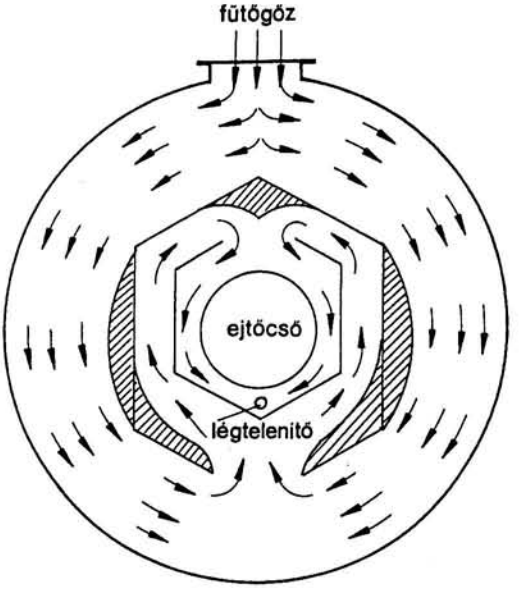


13.10. ábra. Vízszintes fűtőkamrás bepárló

13.9. Fűtőgőzvezetési és légtelenítési megoldások

A bepárlókonstrukcióknak egyik lényeges pontja a fűtőtér kialakítása és a fűtőgőzvezetés, valamint a légtelenítés megoldása. A fűtőtérben levő levegő és nem kondenzálódó gázok káros hatása ismeretes: rontják a hőközlést és a csövek maródását okozhatják. A nem kondenzálódó gázok a fűtőgőz lecsapódásakor a csapadékvíz fölött vékony hártyát alkotnak. Ha a gőzáram elég sebes, ezt a hártyát lesodorja, ezért a jó gázeltávolítás egyik legfontosabb követelménye a nagy gőzsebesség, valamint a gőzbevezető- és légtelenítőnyílások olyan elhelyezése, hogy a sebes gőzáram az összes forralócsövet egyformán érje [62].

Jó légtelenítést mutat a *Webre*-féle terelőlemezes megoldás *(13.11. ábra)*. Itt a fűtőtérbe benyúló, perforált függőleges csövön a fűtőtérből egyenletesen távolítható el a levegő és a nem kondenzálódó gázok. A terelőlemezek úgy szabják meg a gőz útját, hogy az áramlási keresztmetszet mindig kisebbé válik. A gázokat a központi ejtőcső mellett, középtájon vezetik el. A légtelenítőcső ne legyen nagy átmérőjű, csak annyi gőzt vigyen el, amennyi a gázzal együtt mindenképpen távozik. A légtelenítőcső bármely, a fűtőtér nyomásánál kisebb térbe vezethet. (Túlnyomással dolgozó fűtőtérnél pl. a szabadba.) A távozó levegő-gáz-gőz keverék mennyiségét fojtószeleppel szabályozhatjuk. Adott esetben



13.11. ábra. Fűtőgőzvezetés és légtelenítés vázlata (keresztmetszet)

a légtelenítőcső visszacsatolható a készülék páraterébe, a páratéri nyomás kisebb lévén a fűtőtérinél *(13.11. ábra)*.

A *13.11. ábrán* látható megoldás szerint a légtelenítőnyílást a fűtőtér feneke fölött nem nagy magasságban alkalmazzák. Ez annyiból helyes, hogy a levegő térfogatsúlya a vízgőznél nagyobb lévén, a keverék kevesebb gőzt tartalmaz itt, mint magasabban. Természetesen olyan mélyen nem szabad a légtelenítőnyílást elhelyezni, hogy kondenzvíz csoroghasson bele.

A levegő mellett más nem kondenzáló gázok is jelen lehetnek, pl. a cukoripari bepárlóknál NH_3.

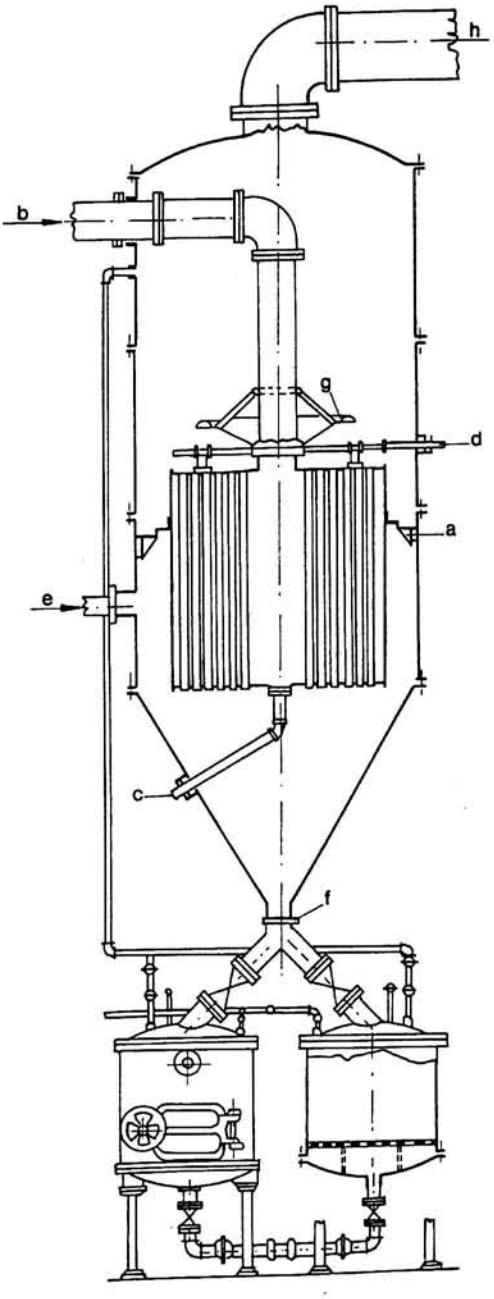
13.10. Külső ejtőgyűrűs kristályosító bepárló

A külső fal melletti, körgyűrű keresztmetszetű (röviden külső ejtőgyűrűs) ejtőtér kiképzése olyan fűtőtestet kíván, amelyet tartókarokra állíthatunk. (Esetleg függesztve belógathatunk.) Ilyen, külső ejtőgyűrűs (*Swenson*) bepárlókészülék látható a *13.12. ábrán*.

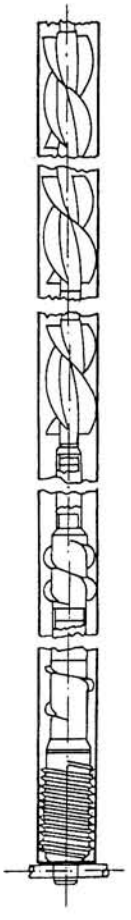
A fűtőtest tartókarokon nyugszik (a). A gőzbevezetés felülről, középen történik (b). A csapadékvizet alul középről vezetik el (c). A fűtőtest légtelenítővezetéke a felső csőfalhoz csatlakozik (d). A folyadékot a körgyűrű keresztmetszetű ejtőtér egyik középmagas pontján vezetjük be (e) és töményítve a készülék alján vezetjük el (f). A páratérben a gőzcsőre van építve a habfogó (g), a párák felül távoznak (h).

A készülék alkalmas kristályosodó oldatok bepárlására: a kúpos fenekes alsó részén a kristályok lecsúszhatnak. Az alsó kiürítőnyílás alatt két zárt ságyűjtő (sószűrő) szolgál a kristálymassza befogadására. Ezekbe felváltva ürítik a kristálymasszát, így a bepárlóval folyamatosan dolgozhatunk, és nem kell a vákuumot megszüntetni. A sófogók szűrőkádként vannak kiképezve. Ha az egyik megtelt, a bepárló alsó ürítőnyílását zárjuk, illetve a másik sófogót kapcsoljuk vele össze. A szűrőrostélyon át az oldat lecsorog, ezt megfelelő helyre vezetjük, a kristályokat pedig a szűrő fölött levő ajtón át kilapátoljuk.

A szerkezet előnyei: az önálló fűtőtest egyszerűbben szerelhető ki és kiszerelve könnyebben tisztítható, javítható, mint a szokásos *Robert*-készüléknél alkalmazott fűtőtest.



13.12. ábra. Külső ejtőgyűrűs bepárló
a – tartókar, b – gőzbevezetés, c – kondenzátum, d – légtelenítés, e – lébevezetés, f – léelvétel, g – habfogó, h – páraelvezetés



13.13. ábra. Zsigmond-bepárló betétes csöve

13.11. Zsigmond-féle bepárló

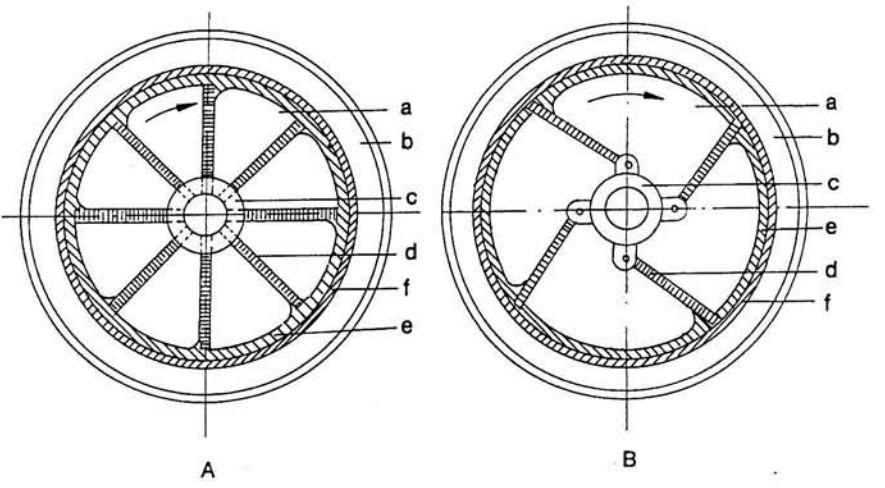
A magyar cukor- és konzervgyárakban alkalmazott *Zsigmond*-féle bepárlóban a forrcsövekben a kisebb folyadéktartalmat úgy hozzák létre, hogy a csövek belsejében térkitöltő betéteket helyeznek el. A betét megfelelő kialakításával elérhető a cső egész hossza mentén a közel állandó vastagságú folyadékréteg (-film). A *13.13. ábra* ZSIGMOND által javasolt betét kialakítását mutatja, amelyet egyaránt lehet használni emelkedő- és esőáramú készülékben. A betét alsó részén a csőkeresztmetszetet majdnem kitöltő, csavarmenetszerűen kiképzett elem van. Felfelé haladva a betét egyre csökkenő keresztmetszettel tölti ki a csövet. A csavarvonal alakú betétnek perdítő hatása van. A folyadék effektív sebessége nagyobb, mint a szokásos, természetes keringésű készülékekben. Megfelelő kialakítás és üzemeltetés esetén lényegesen javul a hőátadás és rövidebb lesz a tartózkodási idő. Legfontosabb alkalmazási területe a cukorgyártás [22].

Az átlagos hőátviteli tényezőre 3500...4500 W/(m^2 · K) értékeket mértek a bepárlóállomás I. fokozatában. Ez a gyakorlatban 20% fűtőfelület-megtakarítást jelent. A tartózkodási idő átlagosan két perc, szemben a *Robert*-bepárlónál mért 12,5 perccel.

13.12. Gyorsbepárlók

A gyorsbepárlók legkülönbözőbb típusai legújabban fejlődtek ki hőérzékeny szerves oldatok (tej, gyógyszerek stb.) bepárlására. Ezek bizonyos része a kényszeráramlású bepárlók között tárgyalható, ez esetben ui. a folyadékáramlás oly módon adott, hogy bár lefelé csorgó folyadékhártyáról van szó, a hártya vastagságát mesterségesen szabjuk meg egy gyorsan forgó, többlapátos keverőszerkezettel. A folyadékfilm rendkívül vékony, esetleg tized mm nagyságrendű.

Két rokontípust ismertetünk: a *Luwa* cég bepárlóját és az ún. *Sambay*-féle bepárlót. Összehasonlításul a két bepárló keresztmetszetét egy ábrán közöljük *(13.14. ábra)*.



13.14. ábra. Filmbepárló keresztmetszeti vázlatok
A – Luwa-készülék, B – Sambay-készülék,
a – gőztér, b – fűtőköpeny, c – forgástengely, d – lapát, e – folyadékhártya, f – készülékfal

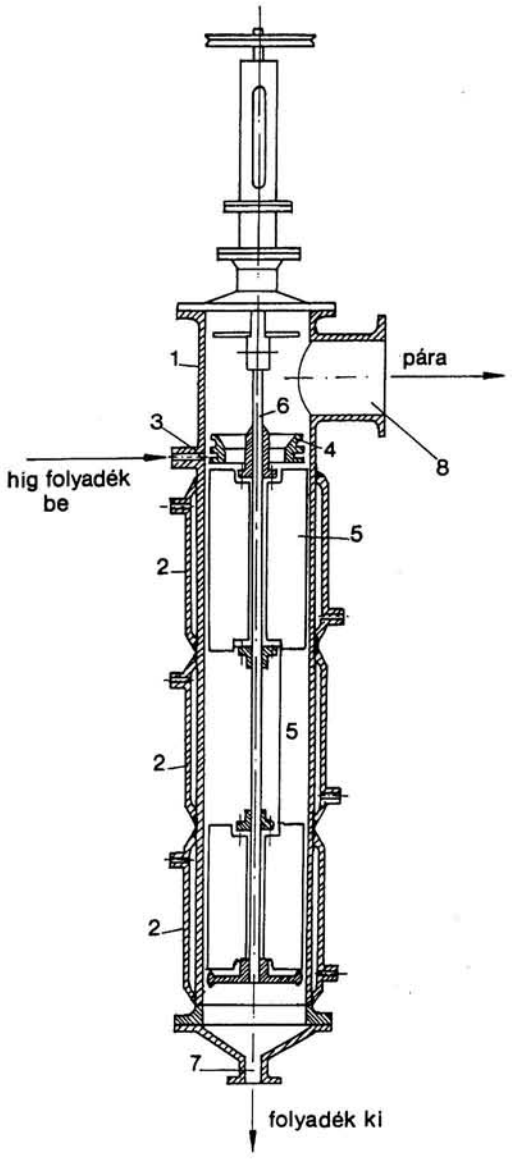
A bal oldali A kép a *Luwa*-készülék, a jobb oldali B kép a *Sambay*-féle készülék keresztmetszete.

A *Luwa*-készülék lapátjai *merevek,* ezért a folyadékszint vastagsága megszabottan állandó a faltól való állandó távolsága révén. A *Sambay*-féle bepárló lapátjai (lengőlapátok) csuklósan megerősítettek lévén, a folyadékhártyán mintegy végigcsúsznak.

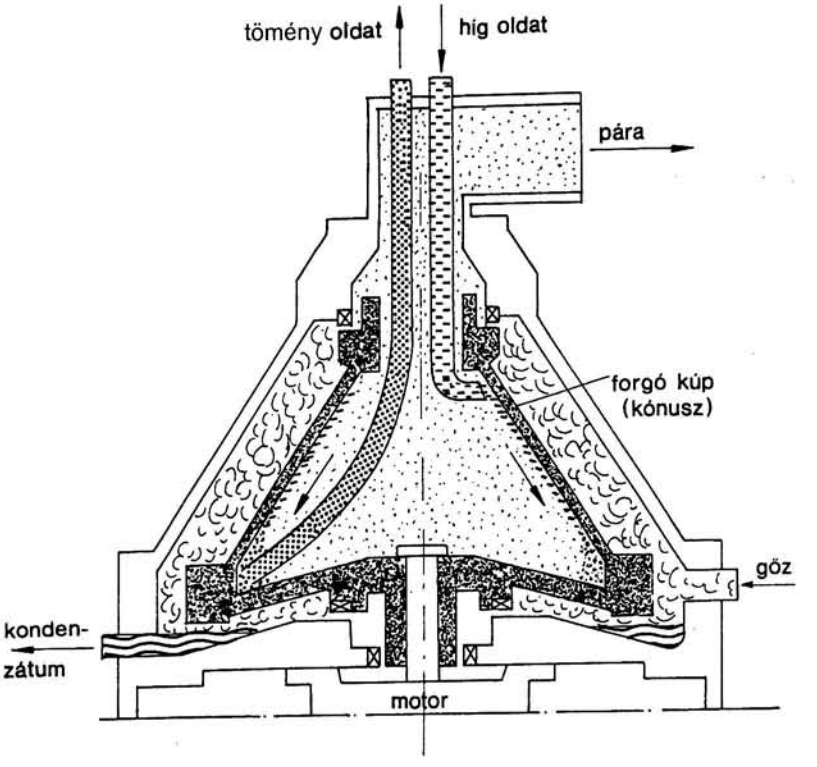
A *Sambay*-féle bepárló hosszmetszete a *13.15. ábrán* látható. A függőleges készülék (1) teste hengeres. Több rövid (2) fűtőköpennyel van ellátva a hossz mentén. A híg oldat a (3) csonkon lép be és a (4) elosztó cseppfogó tálcára kerül. A gyorsan forgó tengelyre erősített lapátokat a centrifugális erő a fal felé tolja, és így a fal mentén igen vékony (néhány tized mm vastagságú) folyadékréteg csorog lefelé gomolygó áramlásban. Az (5) lapátok a (6) tengelyhez kapcsolódnak. A tömény folyadék a (7) kilépőcsonkon, a párák felül, oldalt (8) távoznak.

Centri–Therm-bepárló

A különösen hőérzékeny anyagok (gyógyszerek, vitamintartalmú oldatok) bepárlásához vékony rétegű, gyors átfutási idejű bepárlók több változatát fejlesztették ki az utóbbi években. A *Centri–Therm*-bepárlók több változata közül a *13.16. ábra* egy egyszerűbbet mutat be.



13.15. ábra. Sambay-bepárló
1 – bepárlótest, 2 – fűtőköpeny, 3 – a folyadék belépése, 4 – elosztó, 5 – lapát, 6 – tengely, 7 – kilépőcsonk, 8 – páracsonk

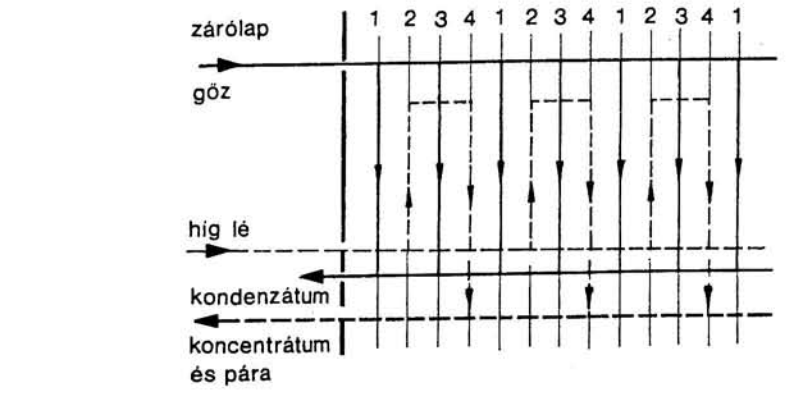


13.16. ábra. Centri–Therm-bepárló

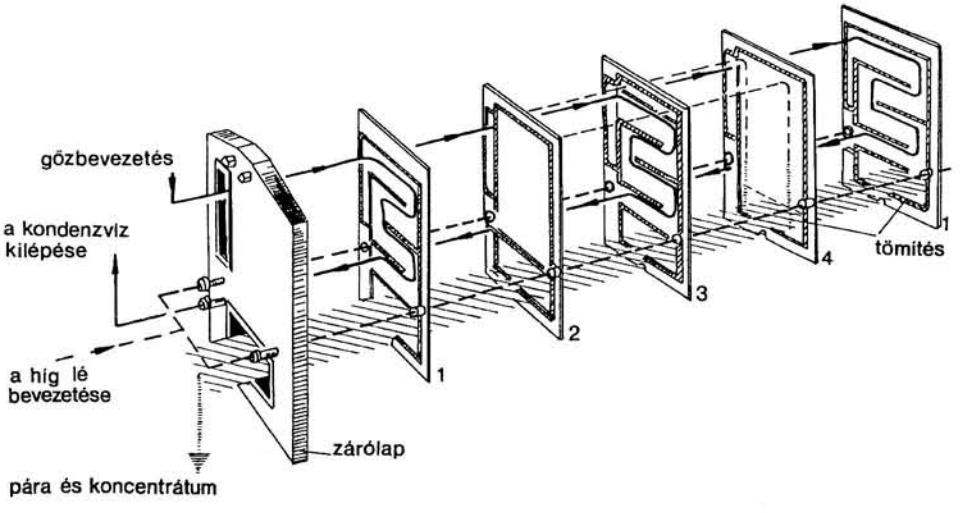
A bepárlásnál itt a centrifugálás elvét is alkalmazzák. Az alsó konzolos tengely motorhajtású tányért és kónuszt (kúpot) tart, illetve forgat. A bepárlandó híg oldatot a kónusz felső szájrészébe bevezetett álló etetőcsövön táplálják be; az oldat a forgó kónusz belső palástján szétterül és ott mintegy 0,1 mm vékony filmet (folyadékhártyát) képez. A lecsorgó folyadékhártya tartózkodási ideje a kónuszban 1 másodpercnél rövidebb! A forgó kónuszt körülvevő házba oldalt fűtőgőzt vezetnek be, amely lecsapódva alul mint kondenzvíz kivezethető. A koncentrált oldatot a forgó kónusz szájrészén átvezetett álló hámozócsövön vezetik el. A bepárláskor képződő gőzök a forgó kónusz szájrészéhez illeszkedő, álló párakivezető csonkon át távoznak.

A *Centri–Therm*-bepárló alkalmazási területe: inzulin, antibiotikumok, dextrán, enzimes, proteines és vitaminos oldatok bepárlása.

A távozó oldat legfeljebb 85% szárazanyag-tartalmú. Bepárolhatók erősen viszkózus oldatok is (egészen 20 Pa s viszkozitásig). A bepárlók teljesítménye 50...2500 kg/h vízelpárologtatás.



a)



b)

13.17. ábra. Lemezes bepárló egyszerű sémája
a – vázlat, b – szétszerelt állapot
1 – gőzlemez, 2 – lébevezető lemez, 3 – gőzlemez, 4 – léleengedő lemez

13.13. Lemezes bepárló

A berendezés működését és felépítését a *13.17.* és *13.18. ábra* szemlélteti. Utalunk továbbá a *13.9.e. ábrán* vázolt lemezes fűtőszekrényes bepárlóra is.

A *13.17.a. ábrán* a lemezek összekapcsolási sorrendjét láthatjuk. A zárólapot követően négy, különböző funkciójú lemez következik (és ez a négy lemez követi egymást a műszaki feltételeknek megfelelően).

A fűtőgőz-bevezetés: felül, oldalt, a kondenzátum kivezetése: alul, oldalt. A besűrítendő oldatot kétoldalt vezetik be a lemezsorozat elején, és a koncentrált lé a párákkal együtt távozik, tehát a párákat el kell választani a koncentrátumtól. Erre a célra való a hengeres dob (lásd a *13.18. ábrát*).

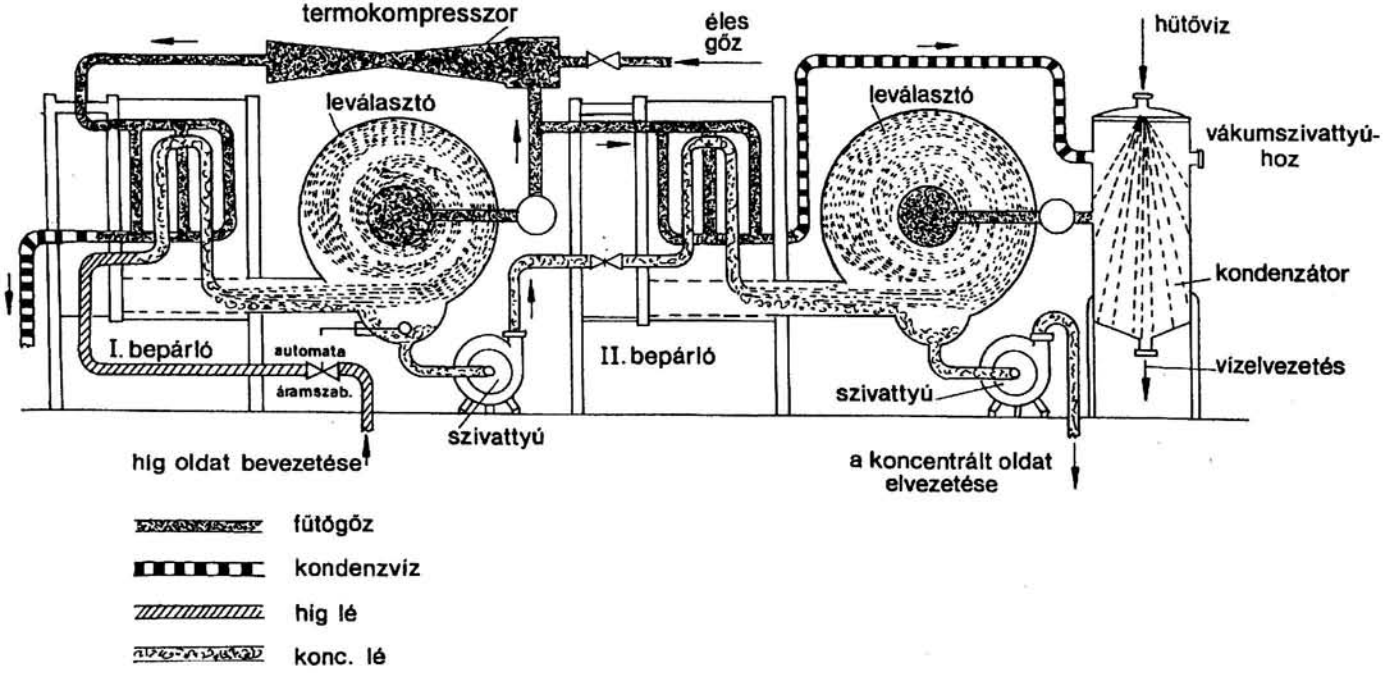
A *13.17.b. ábrán* szétszedett állapotban láthatók a lemezek, amelyek két lapján a gőz és a lé elválasztását és külön-külön vezetését tömítő gumiszalagok biztosítják. A gőzlemezeken a vízszintes, kidomborított lécek a távolságtartást szolgálják.

A *13.18. ábra* a lemezes bepárló és a páraelválasztó kapcsolási rajza. A lemezes bepárló az egyszeres átfutású, vékony rétegű bepárlás elvét alkalmazza. A lemezek könnyen összerakhatók, szétszedhetők és tisztíthatók. Különösen célszerű higénikusan kezelendő folyadékok besűrítésénél. A lemezek számát (bizonyos korlátok között) növelni lehet. A bepárló lehet egy, két vagy három fokozatú, működhet párakompresszorral vagy anélkül. A berendezések 300 és 20000 kg/h vízelpárolgási teljesítményhatárok között állíthatók össze.

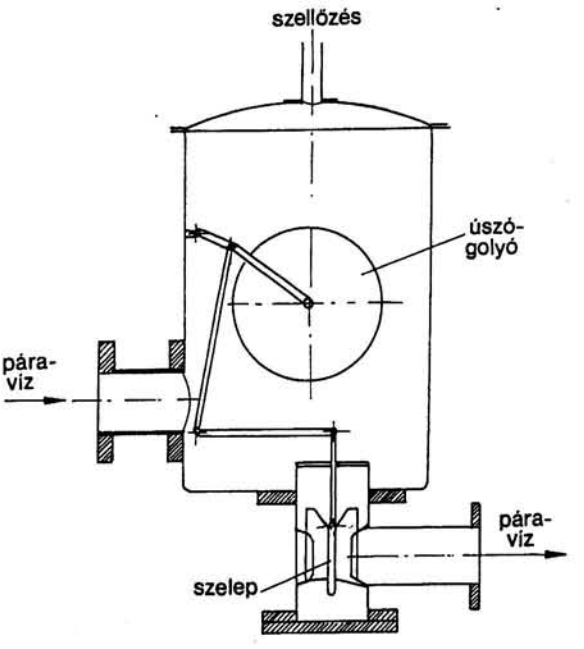
13.14. Páravíz eltávolítása

A bepárló jó üzemelésének egyik előfeltétele, hogy a páravizet gyorsan elvezessük a fűtőkamrából, de úgy, hogy közben gőz ne szökjék el. Erre a célra *kondenzedényt* (nevezik ezt úszószekrénynek vagy páravíz-elvezető automatának is) vagy *Niessner-készüléket* használunk [65].

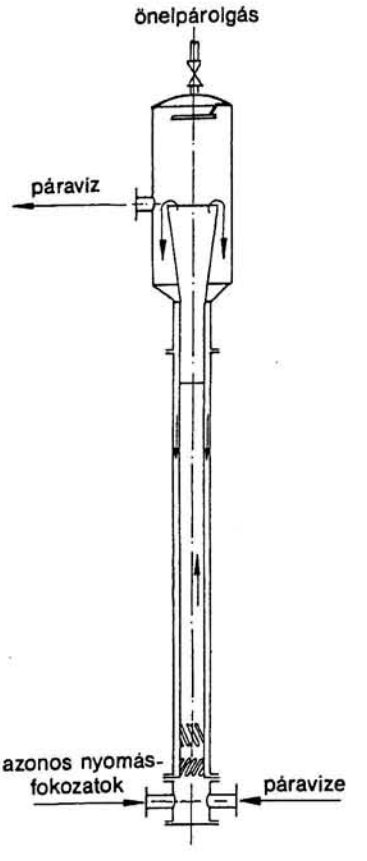
A kondenzedény *(13.19. ábra)* lényeges eleme az úszógolyó által vezérelt szelep. Ha a fűtőkamrából páravíz áramlik az edénybe, az úszó felemelkedik, nyitja a szelepet és lefolyik a víz. Ha viszont az edényben süllyed a vízszint, az úszó leszáll és zárja a szelepet. Így a fűtőkamrából nem szökhet el a gőz. Ha a szelep esetleg fennakad, kívülről meg lehet mozgatni. Tilos azonban a kondenzedényt teljesen felemelt úszószerkezettel üzemeltetni. Ez nagy gőzveszteséget okoz, mert a gőz munkavégzés nélkül szökik át a magasabb nyomású térből az alacsonyabb nyomású térbe, és ezáltal csökkenti az illető fokozat teljesítményét. Ezt a jelenséget rövidzárlatnak nevezzük. Fontossága miatt hangsúlyozzuk, hogy a *rövidzárlat mindig kerülendő!*



13.18. ábra. Lemezes bepárlótelep



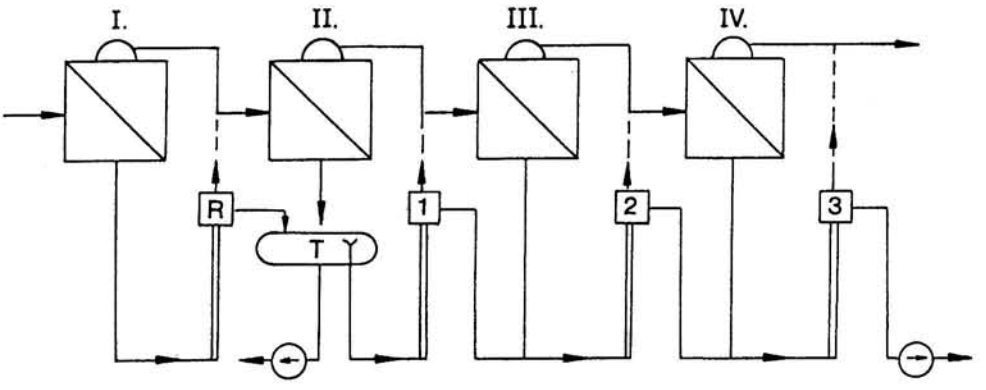
13.19. ábra. Kondenzedény



13.20. ábra. Niessner-készülék

A kondenzedényes levezető rendszernél az a jó megoldás, amikor az azonos nyomású fűtőkamrák páravizeit előbb egy közös gyűjtőedénybe vezetjük, majd ebből engedjük a kondenzedényre. A *Niessner*-féle páravíz-elvezető *(13.20. ábra)* két egymásba helyezett csőből áll. A páravizet a belső cső alsó részébe vezetjük, a víz felfelé áramlik, majd a felső tölcsérből átbukik a külső cső széles fejébe. Itt a nyomás kisebb, ezért a víz egy része elpárolog (önelpárolgás) és lehűl az alacsonyabb nyomásnak megfelelő hőmérsékletre. A keletkezett párát a páravíz származási helyénél eggyel alacsonyabb nyomásfokozatba vezetjük, pl. az I. fokozat fűtőkamrájából származó páravíz esetén a II. fokozat fűtőkamrájába.

A néhány C°-kal lehűlt víz egy része kilép a Niessner-elvezetőből, másik része a külső csövön lefelé áramolva visszakering és az alul levő nyílásokon újra a belső csőbe jut. Mivel a Niessner-elvezető két nyomásfokozattal áll kap-



13.21. ábra. Páravízséma cukorgyári bepárlótelepen
I, II, III és IV – bepárlótestek, R – retúr-Niessner, 1, 2 és 3 – Niessner-készülékek, T – tápkazán

csolatban, a benne levő vízoszlopnak olyan magasnak kell lenni, amely biztos vízzárat létesít és megakadályozza a rövidzárlatot, vagyis azt, hogy a Niessner átfújjon. A készülék magassága az előfordulható legnagyobb nyomáskülönbségtől függően 6...8 m.

A *13.21. ábra* a bepárlórendszer egyszerűsített páravízsémáját mutatja. A bepárló 4 fokozatú, mindegyik után külön Niessner-elvezetővel. A fáradt gőz páravize az első testből az R-Niessneren (retur-Niessner) át a tápkazánba folyik. Ugyanide kerül a második testből az I. páravíz. A felesleges tápvíz az 1. Niessnerbe jut. Innen a víz a 2. és a 3. Niessneren keresztül továbbfolyik a páravízszivattyúra, amely a felhasználási helyre nyomja. Az ábrából látható, hogy minden Niessner önelpárolgása eggyel alacsonyabb fokozatba van kötve. Ezzel a rendszerrel a páravizek hőtartalma hasznosítható azáltal, hogy a vizek fokozatosan alacsonyabb nyomású térbe kerülnek.

Előnye, hogy mozgó alkatrésze nincs és semmi felügyeletet nem igényel.

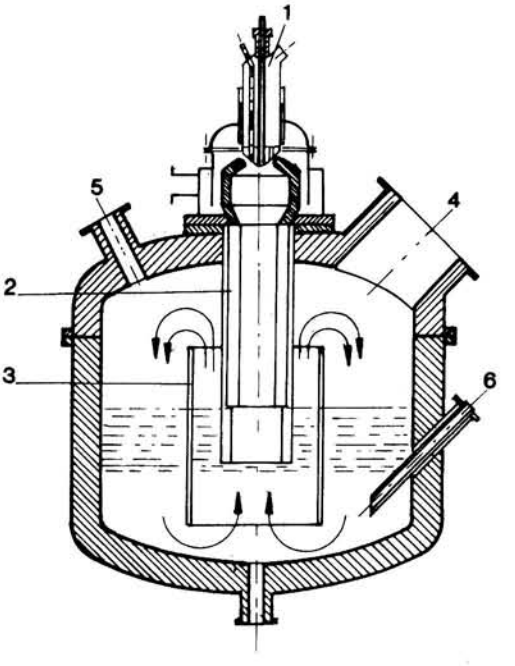
13.15. A bepárlás különleges esetei (Különleges bepárlók)

A bepárlás különleges esetei, azaz a különleges bepárlók közül a merülőégős bepárlást, az expanziós bepárlást (tengervíz-, ill. sósvíz sótalanítást) és a kompressziós bepárlást ismertetjük röviden.

Merülőégős bepárlás

Erősen korrózív anyagok (foszforsav, kénsav) bepárlására a füstgázok és a folyadék közvetlen érintkeztetésével működő merülőégős bepárlók (is) alkalmazhatók. A merülőégőt a folyadékba benyúló vezetőcső veszi körül. A páragőzök a lehűlt füstgázokkal együtt távoznak. A fűtőanyag olaj vagy gáz.

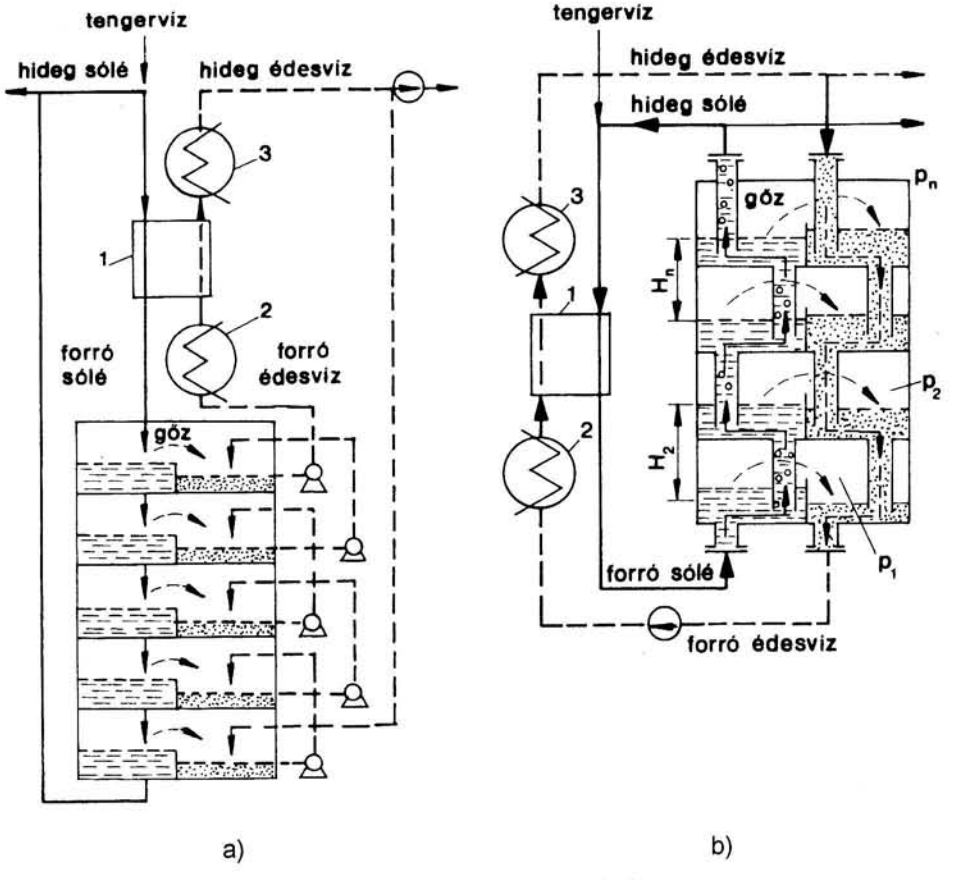
A *13.22. ábra* olyan merülőégős bepárló, amely sótartalmú 24%-os kénsavat 65...68%-osra képes besűríteni. Az égetőkamrából kilépő mintegy 1600°C-os füstgáz a merülőcsövön jut a bepárlandó folyadékba. A merülőcsövet vezetőcső veszi körül. Ez lehetővé teszi a folyadék irányított mozgatását (keverését). A folyadék hőmérséklete 145...148°C, a távozó füstgázé 150°C. A páragőz a lehűlt füstgázzal együtt távozik.



13.22. ábra. Merülőégős bepárló
1 – égő, 2 – merülőcső, 3 – vezetőcső, 4 – füstgáz és páragőzcsonk, 5 – sav bevezetése, 6 – savtúlfolyás

Expanziós bepárlás

Az expanziós bepárlás lényegileg abban áll, hogy a bepárlandó oldatot előmelegítéskor olyan nagy nyomásra hozzuk, hogy a folyamatban fellépő legmagasabb hőmérsékleten még ne érje el a forráspontját. A kellő hőmérsékletre hevített oldatot kisebb nyomású térbe vezetjük: fojtjuk. Itt az önelpárolgás következtében gőz fejlődik és az oldat a térrészben uralkodó nyomásnak megfelelő hőmérsékletet vesz fel. Alkalmazása sólevek bepárlása, tengervíz bepárlása, édesvíz nyerése (ivóvíz előállítása) tengervízből. A bepárlás mindig többfokozatú. A sokféle megoldás közül a keverő kondenzációval működő szivattyús és szivattyú nélküli expanziós bepárlót mutatjuk be *(13.23. ábra)*.



13.23. ábra. Expanziós bepárló
a – keverő kondenzációval és szivattyúkkal, b – keverő kondenzációval szivattyúk nélkül, 1 – hőcserélő, 2 – édesvíz melegítése, 3 – édesvíz hűtése

A működés lényege: a fokozatok páragőzeit az ellenáramban folyó hidegebb édesvízáram kondenzálja.

A felmelegített forró tengervizet (sólét) a legfelső fokozatba vezetik, ahol a legnagyobb a nyomás és legmagasabb a hőmérséklet. A keletkezett páragőz a tér másik (szomszéd) részében levő hidegebb édesvízzel érintkezve kondenzálódik. A maradék sólé fojtóberendezéseken keresztül fokozatról fokozatra folyik lefelé, eközben az egyes fokozatok nyomása fentről lefelé csökken. Ellenáramban kb. azonos nagyságú édesvízáram halad, fokozatról fokozatra szivattyúk emelik felfelé [22].

A *13.23.b.* ábrarész szerinti kapcsolásban nincs szükség emelőszivattyúkra. A forró sólét a legalsó fokozatba vezetik, a gőznyomások alulról felfelé csökkennek és a sóléáramot nem kell fojtani. Az ábrán vázolt berendezéshez sólé ~ édesvíz hőcserélő (1), édesvíz melegítő (2) és édesvíz hűtő (3) hőcserélő szorosan csatlakozik.

Párakompresszoros bepárlás

Többfokozatú bepárló rendszer helyett esetleg érdemes egyfokozatú hőszivattyús (párakompresszoros) bepárlót alkalmazni. A páragőz egyszerű túlhevítésével és a fűtőkamrába visszavezetésével nem oldható meg a bepárlás.

A páragőzök nyomásfokozása elengedhetetlen. Erre két út kínálkozik:

a) turbókompresszor alkalmazása, azaz mechanikus nyomásfokozás,

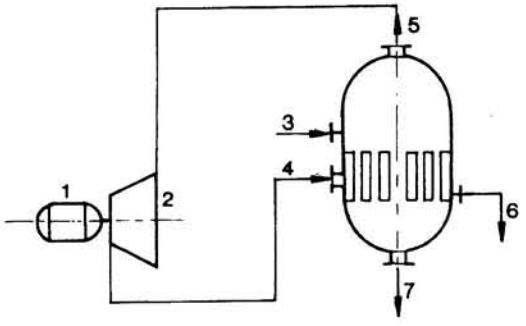
b) gőzsugárkompresszor alkalmazása, ha rendelkezésre áll megfelelő nyomású hajtógőz.

Az első eset rentabilitásának eldöntéséhez a villamos áram ára, a hűtővíz ára és a gőz ára a mértékadó összehasonlító paraméter.

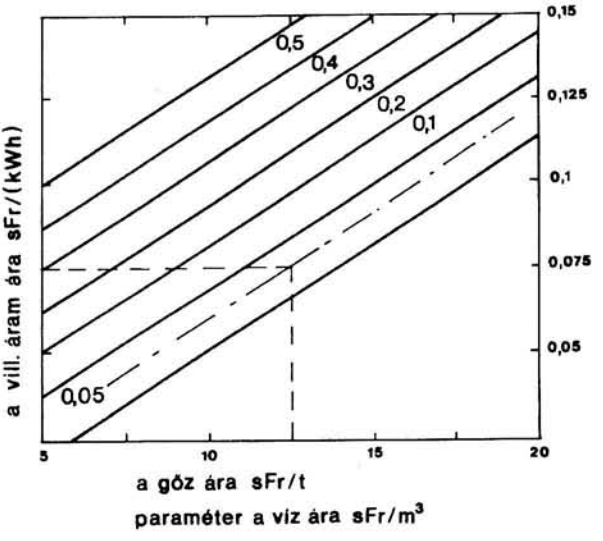
A második esetben a gőz és a hűtővíz ára mértékadó.

Mindkét esetben meghatározó a gazdaságosság szempontjából az áthidalandó hőmérsékletesés. Ennek résztagjai a hőátviteli hőmérséklet-különbség, a gőzrendszer nyomásvesztesége és az elgőzölögtetendő folyadék forráspont-emelkedése.

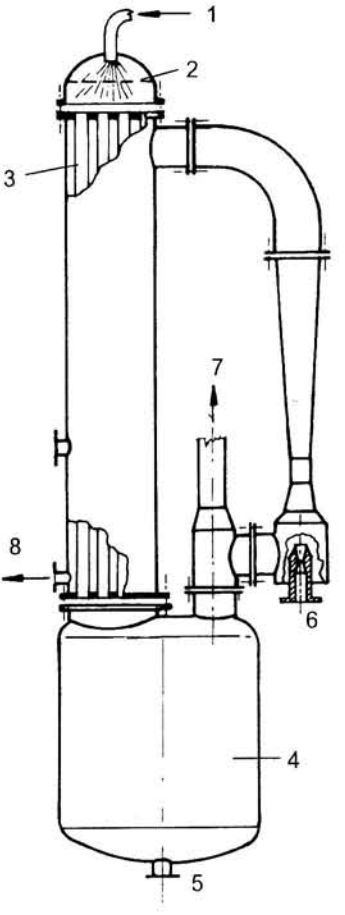
KONDOROSSY és WALTER részletesen elemezték egy évi 500000 t sóbepárló üzem gazdaságossági határvonalait abból a szempontból, hogy többfokozatú telepet vagy villamos motorral hajtott gőzkompresszoros (turbókompresszoros) hőszivattyús bepárlót érdemesebb-e alkalmazni. Ezt mutatja a *13.24. ábra.* A diagram magyarázata (az árak svájci frankban értendők):



1 motor
2 turbokompresszor
3 híg lé
4 fűtőgőz
5 páragőz
6 kondenzvíz
7 besűrített lé



13.24. ábra. Turbókompresszoros bepárló és sóbepárló gazdaságossági határvonalai



13.25. ábra. Gőzsugárkompresszoros bepárló 1 – lébelépés, 2 – elosztó, 3 – forrcsövek, 4 – létér és páraelválasztó tér, 5 – besűrített lé kilépése, 6 – gőzsugárkompresszor, 7 – páraelvezetés, 8 – kondenzátum

Legyen

a) villamos áram ára 0,075 sFr/kWh
a hűtővíz ára 0,05 sFr/m^3
a gőz ára (limit) 12,5 sFr/t
ugyanis, ha a gőz ára > 12,5 sFr/t a termokompresszió kedvezőbb
ha a gőz ára < 12,5 sFr/t az ötfokozatú telep kedvezőbb,
avagy

b) a villamos áram ára 0,075 sFr/kWh
a gőz ára 12,5 sFr/t
a hűtővíz ára (limit) 0,05 sFr/m^3
ugyanis, ha a hűtővíz ára > 0,05 sFr/m^3, a termokompresszió kedvezőbb,
ha a hűtővíz ára < 0,05 sFr/m^3, az ötfokozatú telep kedvezőbb [64].

Sok esetben – így hazánkban is – egyszerűbb és olcsóbb megoldás a gőzsugárkompresszoros hőszivattyús *(13.25. ábra)* bepárló, ha kiépített kellően nagy nyomású gőz a hálózatból hozzáférhető. Ebben az esetben gőzfelesleg keletkezik, amelyet extragőzként más fogyasztóhoz vezethetünk, de indításhoz frissgőz betáplálása is szükséges. A részleteket illetőleg utalunk a szakirodalomra [10, 39, 41, 62, 64], továbbá könyvünk 15. fejezetében a gőzsugárkompresszorok alfejezetére is.

14. Kristályosítás

14.1. Kristályállapot

A közismert szervetlen anyagok nagy része és igen sok szerves anyag szilárd kristályos halmazállapotú, légköri nyomáson és közönséges (szoba) hőmérsékleten. Kristályon olyan szilárd testet értünk, amelynek elemi építőanyagai (ionjai, atomjai, molekulái) bizonyos rendezettséget, ún. térrácsalakzatot mutatnak. A teljesen rendezetlen és rendszertelen felépítésű szilárd anyagok a kristályokkal ellentétben amorf anyagok. A kristályosítás feladata, hogy a nem kristályos anyagot (olvadékot, oldatot) kristályos állapotba vigye át.

Olvadék és oldat

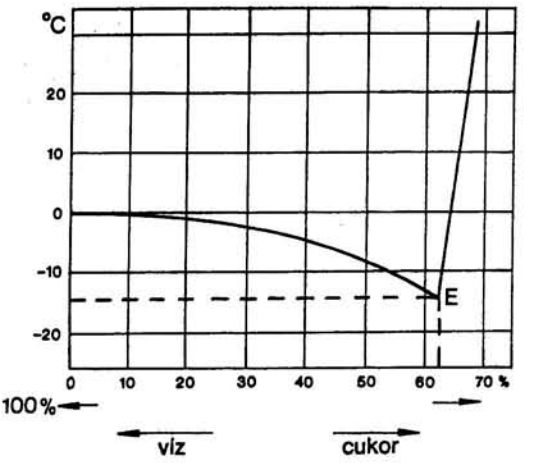
Kristályosítani lehet folyadékfázisból és gázfázisból (deszublimáció) kiindulva. A folyadékfázisból kiinduló kristályosítás lehet oldatkristályosítás és olvadékkristályosítás. Egykomponensű rendszer esetében a folyadék voltaképpen „olvadék" és így pl. a víz jégkristályokká fagyasztása is olvadékkristályosítás. Ipari-műszaki nyelvhasználat szerint az olvadékkristályosításon általában nagyobb hőmérsékletű folyadékból történő kristályosítást értünk. Kis mennyiségű cukor vízben oldva az oldat. Ha viszont 80 – 90% cukor van az elegyben, cukorpépről beszélnek, ami „olvadékszerű". Oldatból való kristályosodás, vizes oldat esetén, kb. 10...80°C hőfoktartományban történik.

14.2. Egy- és kétalkotós rendszerek

Egykomponensű egyszerű rendszerben a kristályosodás a cseppfolyós állapotból a fagyásgörbe átlépésekor, gáznemű halmazállapotból pedig a szublimációs görbe átlépésekor indul meg. A viszonyokat, ill. a jelenségeket a *11.1 ábra* világítja meg. A fagyásgörbétől, ill. szublimációs görbétől balra a $\lg p \sim T$ (nyomás ~ hőmérséklet) diagramban helyezkedik el a szilárd kristályos fázis. Ha a rendszerben többféle kristálymódosulat is előfordulhat, akkor az egyik módosulatból a másikba való átmenet az átkristályosodás.

Az ún. műjéggyártás tehát a cseppfolyós víz jéggé fagyasztása, az egyik legjelentősebb egykomponensű rendszerbeli kristályosítási feladat. Ezzel most itt nem foglalkozunk, utalunk a szakirodalomra [35] *.

A kétkomponensű és többkomponensű rendszerek közül a kristályosítási feladatok sorában kiemelkedő helyet foglal el a vizes oldatból történő kristályosítás. Elég itt, ha a cukor vagy a konyhasó kristályosítására gondolunk. Nem kevésbé fontosak a tengervíz-feldolgozás egyes vonatkozásai sem. Itt egyrészt sókat (pl. NaCl), másrészt tiszta vizet (édesvíz) lehet kristályosítással a tengervízből kinyerni. Vizsgáljuk meg egy kétkomponensű rendszer oldhatóságát és a kristályosítást *(14.1. ábra)*. Példaképpen vegyük a víz~cukor rendszert. A diagram abszcisszája a cukorszázalék az oldatban, tehát a kezdőpont 0% cukor, azaz 100% víz. Az ordináta a hőmérséklet. A diagram két jellegzetes görbét tartalmaz: az egyik jégvonal (E-pontig), a másik a cukorvonal (az E-ponttól jobbra felfelé). E vonalak: az ún. oldhatósági görbék. E vonalak felett a cukoroldat cseppfolyós állapotú.



14.1. ábra. A cukor ~ víz rendszer a hőmérséklet ~ összetétel diagramban, E – eutektikus pont

Induljunk ki pl. +15°C hőmérsékletű 35%-os cukoroldatból és kezdjük meg ezt lehűteni. Ez a hűtés egy függőleges, lefelé tartó vonalat jelent. A függőleges 4,1°C hőmérsékletnél találkozik a jégvonallal. Ez azt jelenti, hogy az oldatból innen kezdve tiszta H_2O jégkristályok kezdenek kiválni.

Hűtsük tovább a rendszert pl. -8 °C-ig. Egyre több jégkristály válik ki, de ugyanakkor az oldat cukortartalma is nő. Így pl. -8 °C-on a telitett oldat 49%-os. Az E-pont az ún. eutektikus pont vagy másképpen kriohidrát. Ez -14,5°C hőmérsékletű és 62,5% cukortartalmú pont. Egyúttal a legkisebb hőmérsékletű pont, ahol még folyadékállapotú a rendszer. Eddig a pontig mindig tiszta H_2O jégkristályok válnak ki. Ezen a ponton túl viszont már nem jégkristály, hanem cukorkristály-kiválás van. Vagyis ahhoz, hogy cukrot kristályosítsunk, 62,5%-nál töményebb cukortartalmú oldat szükséges.

---

* R.Plank: Handbuch der Kältetechnik XI. (Berlin, Springer 1962)

14.3. A kristályosítóberendezések csoportosítása

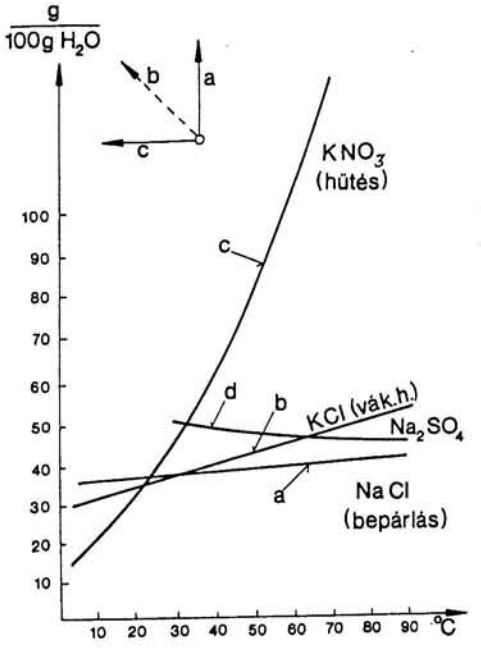
Irányítsuk a figyelmünket a vegyipar és néhány, vele szorosan rokon iparág (gyógyszeripar, cukoripar) ipari méretű, tehát gyártási célt szolgáló kristályosítóberendezésére. A kristályosítóberendezés olyan nyitott vagy zárt térség, amely keletkező gócok vagy beoltott kristályok segítségével kristályok növesztésére képes.
A kristályosítók két főbb csoportja:

1. oldatkristályosítók,
2. olvadékkristályosítók.

A kristályosítóberendezések sohasem állnak önmagukban. A kristályosító után szűrőberendezést vagy centrifugákat kapcsolnak, ill. osztályozókat, nuccsokat, szárítókat és szitákat.

Az oldatkristályosítás három fő iránya

Az ipari gyakorlatban rendszerint a következő a feladat: adott vizes oldatból ki kell kristályosítani egy anyagot. A *14.2. ábra* a telítettségi görbe háromféle elhelyezkedését mutatja. Az *a* görbe szerint a telítettségi összetétel alig változik a hőmérséklet csökkenésének (vagy emelkedésének) hatására. A *b* görbe „lankásabb". A *c* görbe a hőmérséklet-változás hatására igen komoly változást mutat az összetételben.



14.2. ábra. Az oldhatósági görbék típusai
a – NaCl, b – KCl, c – KNO_3, d – Na_2SO_4

Vizsgáljuk meg, mekkora a kristálykiválás valamilyen *a* típusú és valamilyen *c* típusú görbe esetén. Konkrét eset vizsgálatára rajzoljuk fel az NaCl~víz rendszer és a KNO_3~víz rendszer telítettségi (oldhatósági) görbéjét. A diagram felrajzolásához közöljük az oldhatósági adatokat.

A megadott számok azt jelzik, hogy hány gramm só oldódik 100 g tiszta vízben *(14.1. táblázat).*

14.1. táblázat

A NaCl, a KNO_3 és a KCl oldhatósága vízben

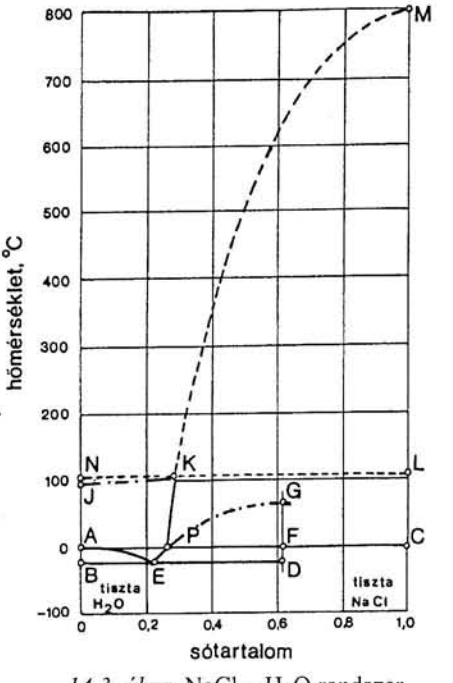
°C	+0,2	5	10	20	25	30	40	50	60
NaCl	35,6	35,65	35,70	35,85	36,00	36,15	36,42	36,72	37,05
KNO_3			21,0	31,50	39,20	45,60	63,90	85,70	109,90
KCl		29,75	31,3	34,35	35,98	37,3	40,3	41,3	45,6

A felrajzolt diagram jól mutatja, hogy az NaCl telítettségi vonala *a* esetben a nyíl az elpárologtatást, (a víztartalom állandó csökkenését) jelzi. A *c* esetében a nyíl a hűtést (a hőmérséklet-csökkenést) jelzi.

Olyan görbéknél, ahol a görbe *b* típusú (pl. kálium-klorid vizes oldata) a kristályosítás meglehetősen nehéz. Itt elpárologtató hűtést (vákuumhűtést, vákuumelpárologtatást) szoktak alkalmazni.

14.4. Hidrátok, kristályvíz

A *14.3. ábra* a NaCl ~ H_2O rendszer fázisdiagramja. A cseppfolyós fázis az AEPKM liquidus görbe feletti mező. Ez gyakorlatilag csak *K* pontig követhető itt ugyanis eléri forráspontját a folyadékelegy. Az *A* pont a víz, *M* pont a konyhasó fagyás- olvadáspontja. Az *AE* görbe mentén hűtés közben tiszta vízjég kristályosodik ki ($\overline{AB}$ vonalszakasz). *E* pont az eutektikus pont más néven kriohidrát. Az ehhez tartozó hőmérséklet -21,2°C és az összetétele 23,3% vízmentes só + 76,7% vízjég. $\overline{BE}$ szakasz alatt a szilárd fázis vízjégből és kriohidrátból áll. A diagramon *P* töréspont ún. peritektikus pont. A *G* pont ún. rejtett maximum,



14.3. ábra. NaCl ~ H_2O rendszer

amelyhez két vízmolekulával kristályosodó konyhasó, azaz nátrium-klorid-dihidrát ($NaCl \cdot 2H_2O$) tartozik. $\overline{EP}$ görbe a dihidrát oldhatósági görbéje. $\overline{ED}$ szakasz alatti szilárd fázis dihidrátból és kriohidrátból áll. A $\overline{PK}$ görbe a vízmentes só oldhatósági görbéje. Itt már vízmentes só kristályosodik, amelyet $\overline{LC}$ vonalszakasz jelez. Az $\overline{FC}$ szakasz alatti szilárd fázis dihidrátból és vízmentes sóból áll. A G rejtett maximumnak megfelelő dihidrát összetétele: 0,619 sótartalom, a P peritektikumé pedig: 0,263 sótartalom. Az átkristályosodási (vízvesztési) P ponti hőmérséklet: + 0,2°C.

A kristályvíz nemcsak a kristályok alakján látszik meg, hanem tulajdonságain keresztül is érvényesül. Például a réz-szulfát (rézgálic) vízmentesen kékesfehér por, öt molekula kristályvízzel nagy kék kristályokat képez. A kristályok vízben való oldása a legtöbb esetben hőfogyasztással jár (oldáshő). Ez a hő a kristályosodáskor felszabadul. Ennek az elvezetéséről hűtéssel vagy más módon gondoskodni kell.

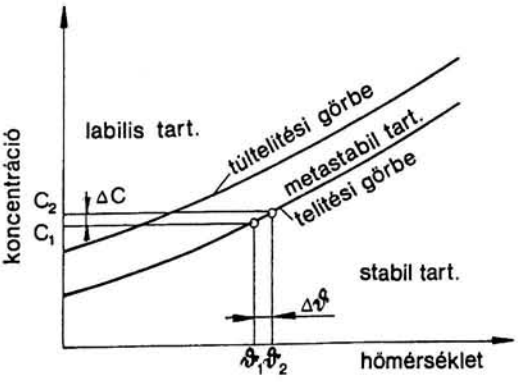
Míg az oldás legtöbbször hőfogyasztással, a kristályosodás hőképződéssel jár, addig a hidratációs hő és a kristályhidrát-képződési hő lehet pozitív is és negatív is. Ezt minden esetben külön figyelembe kell venni.

14.5. Kristályok képződése

Ahhoz, hogy a kristályképződés meginduljon, nem elegendő a telített oldat. Az oldatot túltelítetté kell tenni. Másrészt a kristályosodáshoz igen apró „kristálymagokra", „gócokra" van szükség. Ez a kristálymagképződés megindítható az oldat túlhűtésével, keveréssel, rázással, de legegyszerűbben néhány szem apró kristály beszórásával („beoltás"-sal).

A góc nagysága szacharóznál mintegy 60 Ångström, a találkozó molekulák száma kb. 200. A kristályok növekedése a magok körül indul meg. Ha sok mag van az oldatban, akkor rendszerint aprószemcsés (lemez vagy tű alakú) kristály képződik. A kristályok alakja és nagysága lényegesen befolyásolja további feldolgozásukat. Ha pl. szűrési művelet következik a kristályosítás után, akkor célszerű, hogy kifejlett, határozott alakú, nagyszemcsés kristályok képződjenek. Ezeket ui. könnyebb leszűrni.

Az oldatok kristályosodási folyamatára az oldat túltelítettsége jellemző. A telítési görbe feletti rész két tartományra, mégpedig a metastabil és a labilis tartományra osztható fel a *14.4. ábra* szerint. Az egyensúlyi telítési görbe alatti stabil tartomány a telítetlen oldat mezeje. Itt sem kristálymagképződés, sem kristálynövekedés nincs. A metastabil tartományban, amelyet a telítési és túltelítési görbe határol, a kristályképződés nem valószínű, viszont a meglevő kristályszemcsék tovább növekednek. Amint a labilis tartományba átlépünk, spontán kristálymagképződéssel kell számolnunk, itt a magképződés sebessége hirtelen ugrásszerűen növekszik. Elég nagy túltelítettség esetén a magképződés legtöbbször robbanásszerűen következik be. A metastabil tartomány felső határát jelző túltelítési görbe (közelítőleg) a telítési görbével párhuzamos. A helyzete és ezzel a metastabil tartomány szélessége igen sok tényezőtől függ, ezért pontos helyzetének megállapítása meglehetősen nehéz. Itt a túltelítettség stabilitása jelentősen függ szervetlen sóknál az ionok vegyértékűségétől. A keverés csökkenti a metastabil tartományt, a hűtési sebesség növelésével szélesedik a terület. Csökken a terület a kis kristálymagok beoltásával, viszont általában kisebb koncentráció esetén szélesebb a tartomány, mint nagyobb koncentrációnál. A kristályok növekedése közben tömegük jobban növekszik, mint a felületük. Például a legegyszerűbb esetben, a kockánál, kétszeres élhosszúság-növekedésnél a tömeg (térfogat) nyolcszoros lesz, míg a felület csak négyszeres. Ez annyit jelent, hogy a folyamatban – időben állandó betáplálás és elvétel esetén – a tömegegységre vonatkoztatott kristályfelület kristályok növekedése közben állandóan kisebb lesz.



14.4. ábra. Telítési és túltelítési görbe

Ha a kristályosítási feladat olyan, hogy nem lényeges a termék szemnagysága, azaz a szemcsenagyságindex kicsi lehet, akkor dolgozhatunk viszonylag nagyobb túltelítettséggel. Ilyenkor a termékmennyiségre vonatkoztatott szemcseszám nagy. A főként kisméretű kristályok nagy fajlagos felületűek. Ha nagyobb méretű kristályokat akarunk előállítani, akkor a túltelítettséget szabályozni kell. Mindenképpen a metastabil tartományban, kis túltelítettséggel szabad csak dolgozni. A keverés erőssége nem lehet túl nagy. A kristályok megfelelő hízlalása időt vesz igénybe, ezért elég hosszú tartózkodási időt kell biztosítani. A korszerű, folytonos üzemű készülékek ilyen módszerrel dolgoznak.

14.6. Többalkotós rendszerek

Ha az oldószerben (pl. vízben) egyidejűleg két vagy több anyag van oldva, akkor a rendszer többkomponensű. Ilyenkor a feladat rendszerint az egyik oldott anyag lehetőleg tiszta kikristályosítása. Ezzel a művelettel szétválasztani kívánjuk a többféle oldott anyagot. Az egyik anyag kikristályosodik a többi (a másik) az oldatban marad. Az ilyen frakcionált kristályosítás a sók különböző oldhatóságán alapszik. A viszonyok persze itt már erősen bonyolódnak.

A KCl ~ NaCl ~ H_2O rendszer egyensúly oldhatósági (telítési) viszonyait néhány hőmérsékleten a *14.5. ábra* mutatja derékszögű koordináta-rendszerben. A diagram szilvinitoldat feldolgozásához ad iránymutatást.

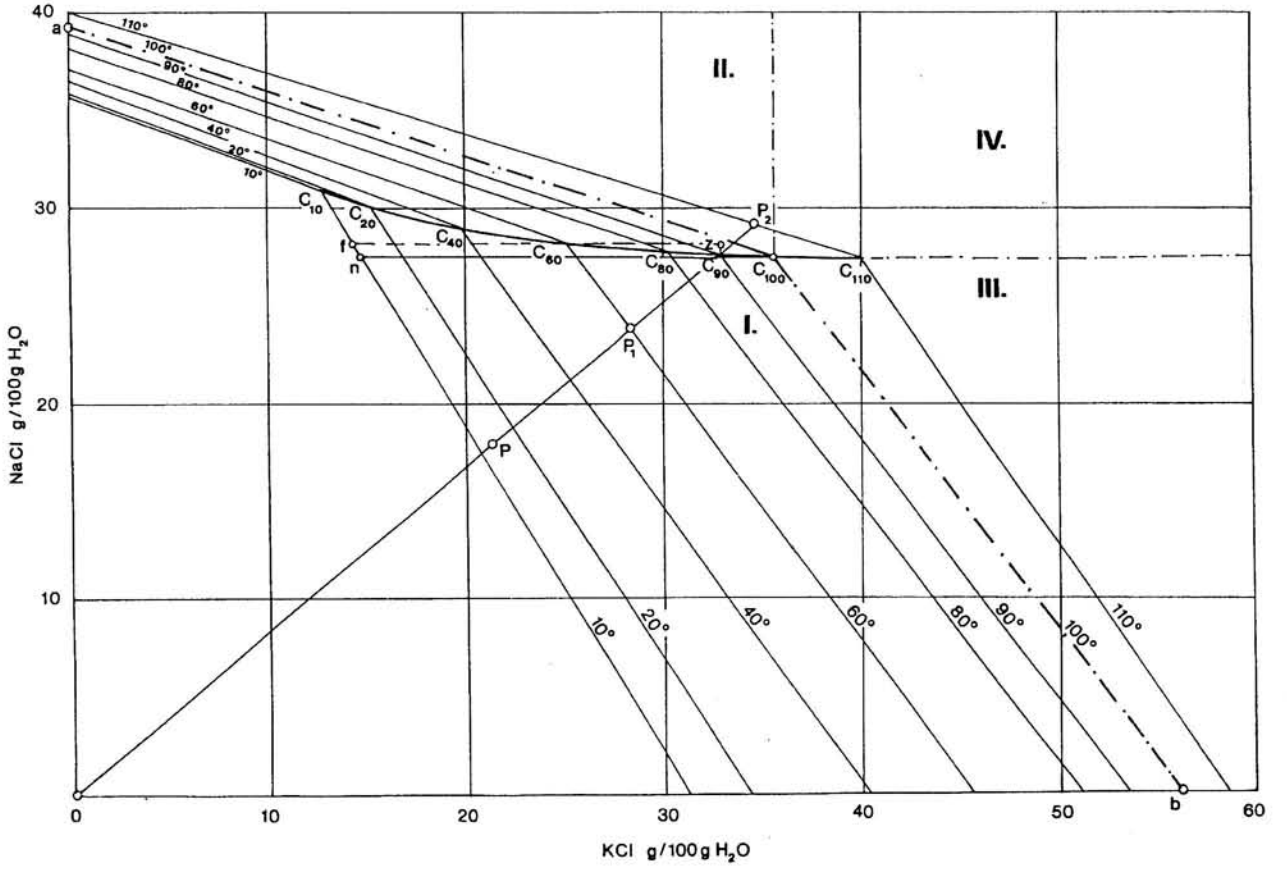
A vízszintes tengelyen a KCl, a függőleges tengelyen a NaCl-oldat koncentrációját visszük fel g só/100 g víz egységben. A tiszta sóknak megfelelő pont mindkét tengelyen a végtelenben van, a tiszta víz az origóban.

Az *a* pont olyan konyhasóoldat, amely 100°C hőmérsékleten telítési pont: 39,2 g/100 g víz. A *b* pont olyan kálisóoldat, amely ugyanezen hőmérsékleten telítési pont: 56,2 g/100 g víz. A hármas (NaCl ~ KCl ~ H_2O) rendszer telítési vonalai 100°C-nál a konyhasóra nézve a – C_{100} vonal, a kálisó vonatkozásában b – C_{100} vonal. A C_{100} pontban a két oldhatósági vonal metszéspontjában az *oldat mindkét sóra telített*, ez az ún. eutonikus pont, az ilyen oldat *eutonikum*, azaz eutonikus oldat. A diagram I. jelű tartománya azaz 100°C-on a 0 – a – C_{100} – b területen fekvő minden pont *telítetlen oldat*. A II. jelű tartomány a konyhasó, a III. jelű tartomány a kálisó kristályosodási területe, míg a IV. jelű tartományban mindkét só együttesen kristályosodik. A C pontok összekötő görbéje az eutonikus görbe.

A bepárlás első szakaszában, amikor az oldat még telítetlen, a víz elgőzölgése következtében a sók koncentrációi növekednek, de a két só mennyiségi aránya nem változik.

Legyen a kiindulási oldat P ponttal jelzett. A figurális pont $\overline{OP}$ egyenes mentén halad. A P pontbeli oldatot pl. pároljuk be 60°C-on. A P_1 pontban elérjük a 60°C izotermát és itt az oldat KCl-ban telítetté válik. További vízelpárolgáskor kálisó fog kiválni az oldatból és a telített oldat összetétele $\overline{P_1C_{60}}$ telítettségi görbe mentén változik.

Ha ugyanilyen P összetételű oldatot 110°C-on párolunk be, úgy az $\overline{OP}$ párlási sugáron P_2 pontig kell továbbmenni. Ekkor viszont NaCl kristályosodik ki.



14.5. ábra. KCl ~ NaCl ~ H_2O rendszer

Legyen a következő feladat mindkét sóval telített 100°C-os oldat lehűtése 10°C hőmérsékletre. A C_{100} pontból vízszintes vonalat húzunk. Az oldat összetételére jellemző figurális pont a C_{100} pontból a KCl tengellyel párhuzamosan húzott kristályosodási sugáron halad. A végső oldat összetételét ez a sugár és a 10°C-os izoterma metszéspontja (a *14.5. ábrán n* pont) adja. A hűtés miatt bekövetkező változások csak a KCl mennyiségének változásával kapcsolatosak.

Végül vizsgáljuk meg egy az ábrán z ponttal jelzett oldat lehűtését 10°C-ra. A *z* pont a konyhasó telítettségi mezejében van, tehát a hűtés hatására az oldatból (először) NaCl fog kiválni. Az oldat összetételének változását a *z* pontból az NaCl tengellyel párhuzamosan (függőlegesen) húzott kristályosodási sugár mentén kapjuk meg, amíg el nem érjük az eutonikus görbét. A metszéspont C_{90} eutonikus pontot adja meg. Ezután az oldat összetétele az eutonikus görbe mentén változik. Eközben kálisó válik ki és az előzőekben kivált konyhasó fokozatosan visszaoldódik. A teljes visszaoldódás pontját úgy kapjuk meg, hogy a *z* pontból a KCl tengellyel párhuzamost (vízszintest) húzunk, ez az eutonikus görbét metszi. Esetünkben a metszéspont: C_{60} pont. További hűtésnél most már KCl fog kiválni állandó konyhasótartalom mellett, míg el nem érjük a 10°C izotermát (esetünkben ez az *f* pont lesz).

Ha a $\overline{zC_{90}}$ útszakasz mentén kiváló NaCl-ot elválasztjuk az oldattól, akkor a további hűtéskor az oldat összetétele a vízszintesen húzott kristályosodási sugár mentén változik egészen a 10°C-os izotermával való metszéspontig.

A többalkotós rendszerek oldhatósági telítettségi viszonyait és kristályosítási változatait a szakirodalom részletesen tárgyalja [42, 44, 61].

14.7. Egyszerű elpárologtató kristályosítók

Az oldószer egy részének eltávolítását többféleképpen oldhatjuk meg:

a) forralás nélküli elpárologtatással,
b) forralással (bepárlással).

Az utóbbit megoldhatjuk atmoszférikusan (esetleg túlnyomással) vagy vákuumban. A forralásos elpárologtatás, vagyis bepárlás elvileg semmiben sem

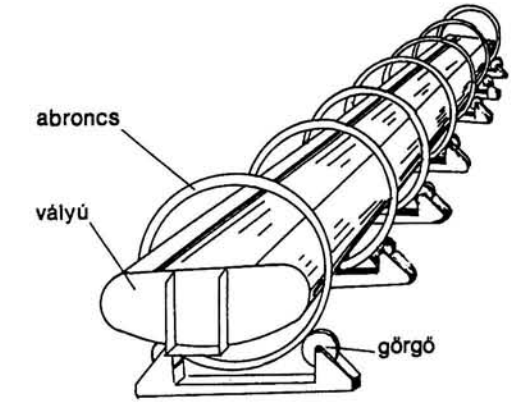
különbözik a már tárgyalt bepárlástól. Az oldatokból az oldószer (víz) elgőzölögtetését, az oldat besűrítését egészen a kristályképződésig lehet véghezvinni. Mint említettük, az oldószereltávolítási módszert akkor használjuk kristályosításnál, ha a kristályosítandó anyag oldhatósága a hőmérséklet-csökkenés hatására alig változik (ún. *a* típusú telítettségi görbe).

A bepárlásos kristályosítás eléggé gyors lefolyású és többnyire apró szemcsés kristálykását eredményez. A forralás nélküli elpárologtatást már a „Bepárlás" c. fejezet elején is ismertettük. Így kristályosítják ki a különböző sóstavak és tengerek sóit („sóskertekben"). Iparilag kisebb medencékben, kádakban, szakaszos üzemben kristályosítanak forralás nélkül. Az oldószer egy része lassan a környező levegőbe párolog. Ez a módszer igen lassú, a kristályok lassan növekednek. A kádakba lemezeket, huzalokat lógatnak vagy süllyesztenek. Ezekre tapad a kristályok fő tömege aránylag tisztán, míg a szennyeződések a kád fenekére süllyednek. Régebben szokásban volt a kristályosító torony használata. Ez nagy, többnyire fagerenda építmény. Az előzetesen lehűtött oldatot a toronyba porlasztják különleges porlasztók segítségével. A külső levegőben a porlasztott cseppek elpárolognak és a kristályok (a töményített oldattal) együtt lehullanak a központi teknőbe.

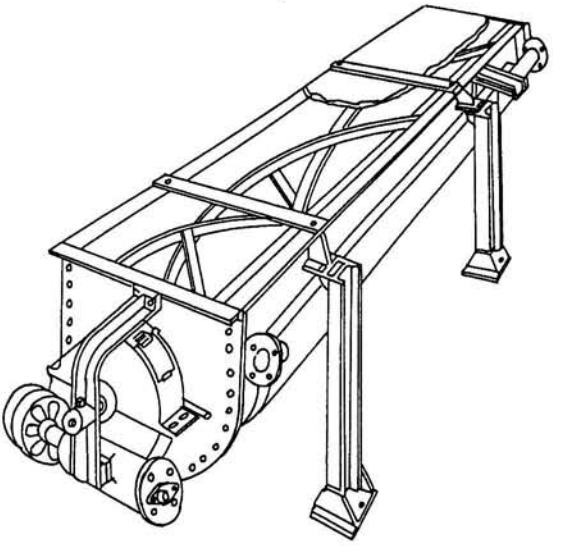
14.8. Hűtőkristályosítók

Lengő kristályosító

A lengő kristályosító nyitott típusú, folytonos üzemű ún. „bölcső". Ez a bölcső kissé lejtősen elhelyezkedő, görgőkre szerelt folytonos ide-oda lengő mozgást végző berendezés (lásd. a *14.6a ábrát*). A kristályosítandó meleg oldatot a bölcső felső végénél folyatják be és az végigcsurog a szüntelenül himbálódzó készüléken. Az oldat a felületi párolgás és a falon keresztüli levegő-„hűtés" következtében lehűl. A himbálódzás lebegésben tartja a kristályokat, keveri az oldatot és elősegíti a kristályok növekedését. Az ilyen lengő, ún. Bock-féle kristályosítók szélessége 1,5 m, hossza 15 m. Kísérleti adatok szerint a szélesség, hosszúság célszerű aránya: 1:10, a kristályosító ilyenkor működik a legjobban.



a)



b)

14.6. ábra. Hűtőkristályosítók
a – lengő kristályosító, b – keverőszalagos hűtővályú

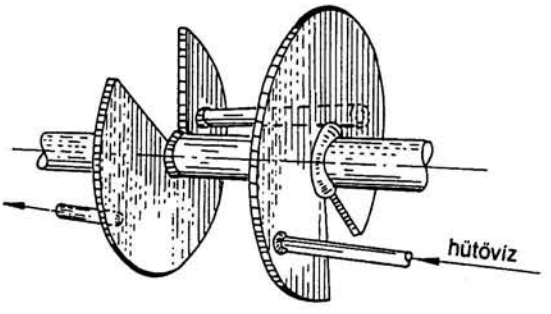
Keverőszalagos kristályosító

A *14.6.b ábrán* hosszúkás, szalagkeverős kristályosító látható. Ezek a hűtő-kristályosító berendezések általában 3 m hosszú és kb. 0,6 m átmérőjű teknő alakú készülékek (vályúk). Alul és oldalt több szakaszra osztott hűtőköpennyel vannak ellátva. A hűtőköpenyben hideg vizet vagy hűtősólét keringetünk. A vályúban igen lassú ütemben lemezszalagos keverőt forgatunk. Ha a

kristályosításhoz nagy felület szükséges, akkor több készüléket állítanak egymás után vagy egymás alá, hogy az oldat egyik készülékből a másikba folyhasson.

A keverés megakadályozza, hogy a kristályok a hűtőfelületre tapadjanak. A keverő fellazítja a fenékre tapadt kristályrétegeket, azok a vályúban egyenletesen növekednek és lebegő tömegként a kiömlés felé terelődnek. Az ismertetett készülék az ún. Swenson–Walker-féle szalagkeverős hűtőköpenyes kristályosító csoport tipikus példánya. A lassú keverés lerakódás ellen véd. A berendezés felül nyitott (félhenger adott esetben fedéllel is lefedhető).

Alkalmazási területe: a cukoriparban használják a vákuumfőző készülékből leeresztett kristályos massza, a cukorpép utókristályosítására, különösen az utóterméknél. Sokszor a keverőelemek olyan kialakításúak, hogy belsejükben is hűtőfolyadékot (vizet) lehet átáramoltatni. Ezzel a hűtés intenzívebb lesz.

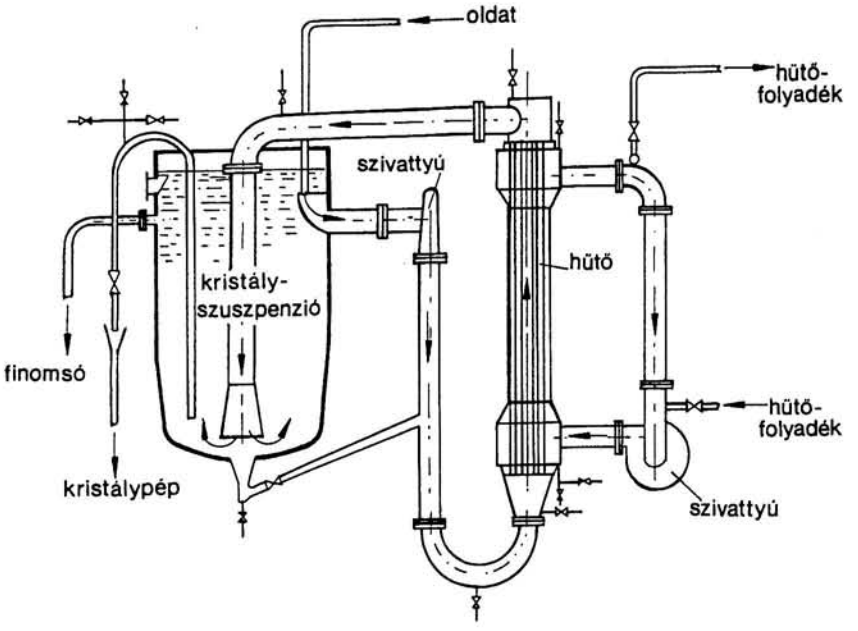


14.7. ábra. Hűtőtárcsás kristályosító elemeinek összekapcsolása

A *14.7. ábrán* példaként a hűtőtárcsás kristályosító két hűtőelemét mutatjuk be. A körcikk alakú elemeket egymáshoz képest 180°-kal elfordítva szerelik a tengelyre. A hűtőtáskában válaszfalak határozzák meg a hűtővíz útját. Az egymás melletti elemeket csövek kötik össze, így a hűtővíz végigáramlik rajtuk. Az összekötésük olyan, hogy az egyik táskában a hűtővíz belülről kifelé, a következőben kívülről befelé halad.

Osztályozó hűtőkristályosító

A *14.8. ábrán* vázolt berendezés Krystal-rendszerű lebegtető (fluidizáló) kristályosító. A túltelítést két, elválasztott térrész szolgálja. A túltelítés a hűtő csövein belül kezdődik meg, és egy nagyobb térfogatú szuszpenziós kamrában megy végbe, amelynek sekély domborítású edényfeneke egy enyhén kúpos



14.8. ábra. Osztályzó hűtőkristályosító

részhez csatlakozik. A tartály felső részéből vezetik el az anyalúgot (szivattyú szívja el), és az a hűtő csövein át mintegy 1-2 m/s sebességgel áramlik keresztül, alulról felfelé. Itt a nagy hűtőfelület következtében kissé túltelítődik, és a szivattyúzás a szuszpenziós tartály központi ejtőcsövébe kényszeríti, amelynek alsó szájnyílásán át kerül a tartályba.

A kiinduló nyers oldatot a tartály felső részéből kivezetett nagyobb csőbe vezető kisebb csövön táplálják be. Bevezetése lehetséges közvetlenül a szivattyú szívócsonkja előtt is. Az 1 térfogatrész kiinduló nyers oldatra mintegy 50-250 térfogatrész cirkuláló anyalúg esik.

Ez a keverék a hűtőben csak egy fok töredékrészére hűl le (alig hűl). A hűtőközeg és a sólé (anyaglúg) között 2°C-nál kisebb az átlagos hőmérséklet-különbség. 120...150 üzemóra lehetséges a tisztításig. A hőátviteli tényező mintegy 900 W/(m^2 fok). Nem minden anyag alkalmas osztályozó kristályosításra. Ez a készülék használható pl. $AgNO_3$, $NaClO_3$, $CuSO_4 \cdot 5H_2O$ és $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ stb.kristályosítására.

14.9. Bepárló kristályosítók

Az oldott komponens telítettsége alig változik a hőmérséklet függvényében (pl. NaCl vízben), avagy csökken (Na_2SO_4). A bepárló és a vákuumkristályosító közös jellegzetessége: az elpárolgás. Az előzőnél külső fűtés hatására (fűtőgőz, bemerülő égő, forró levegő, füstgáz, villamos fűtés), az utóbbinál adiabatikus expanziós elpárolgás megy végbe.

A nagyteljesítményű kristályosítókat nagyjából ugyanazon elvek szerint szerkesztik, mint a nagyteljesítményű bepárlókat. Fő különbség: a keletkező kristályok ne akadályozzák a keringést, a kristályok a készülékben jól ülepedhessenek és a készülék alján eltávolíthatók legyenek. A keringés nemcsak a hőközlés miatt fontos, hanem mert a mozgó oldatban gyorsabban nőnek a kristályok. A keringés mind lomhábbá válik, amint a készülékben lévő oldat több kristályt tartalmaz. (A cukoriparban nem ritkák az 50 tonna kristályos halmazt befogadó készülékek).

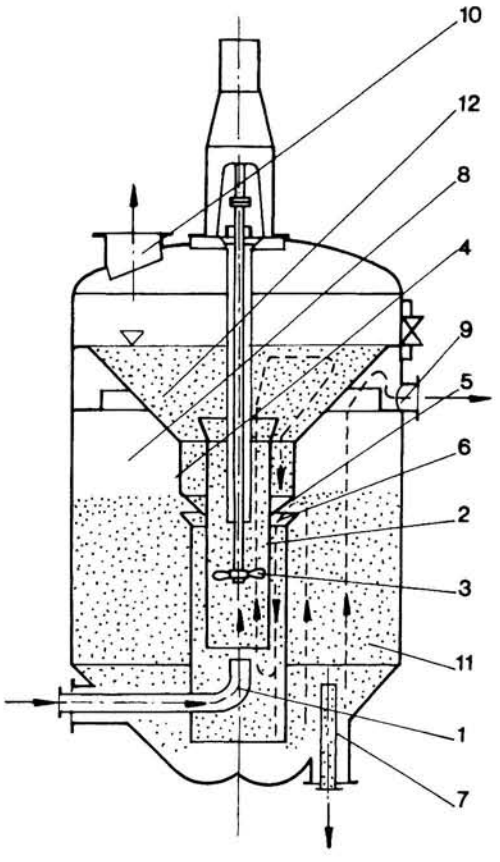
Kristályosító bepárlóknál, ahol a bepárlás célja éppen a kristályos anyag kiválasztása, a kiváló kristályok összegyűjtéséről külön kell gondoskodni. E célt szolgálják a sóleválasztók. Ezeket a készülék legmélyebb pontján kell elhelyezni, ürítésük a folyamatos működésű bepárlóknál is szakaszos. Ha sok sóleválasztással kell számolnunk, úgy folyamatos üzemű készülékek esetében két sóleválasztót helyezünk el. Az egyik üzemben van, a másikat pedig ez idő alatt ürítik, (lásd: „Bepárlók" *13.12. ábra*).

14.10. Vákuumkristályosítók

Örvényágyas kristályosító

A vákuumkristályosítás bizonyos átmeneti „jelenséget" képez a hűtő- és a bepárló kristályosítás között. Mérsékelt meredekségű telítettségi görbe esetén (pl. KCl vízben) használatos. A *14.9. ábra* keringető (3) keverős (axiálpropeller) örvényágyas kristályosító. A túltelítés, a kristályzóna és a magképződés „szabályozott".

A készülék vákuumban működik. Vákuumcsatlakoztató páraelszívás felül található (10). A só (kristály)leengedés alulról benyúló csövön át történik (7). A keverő körül (2) vezetőcső van. A vezetőcső körül felül és alul különleges injektorcső helyezkedik el. Csonka kúp alakú terelőlemez alatt a belső pa-



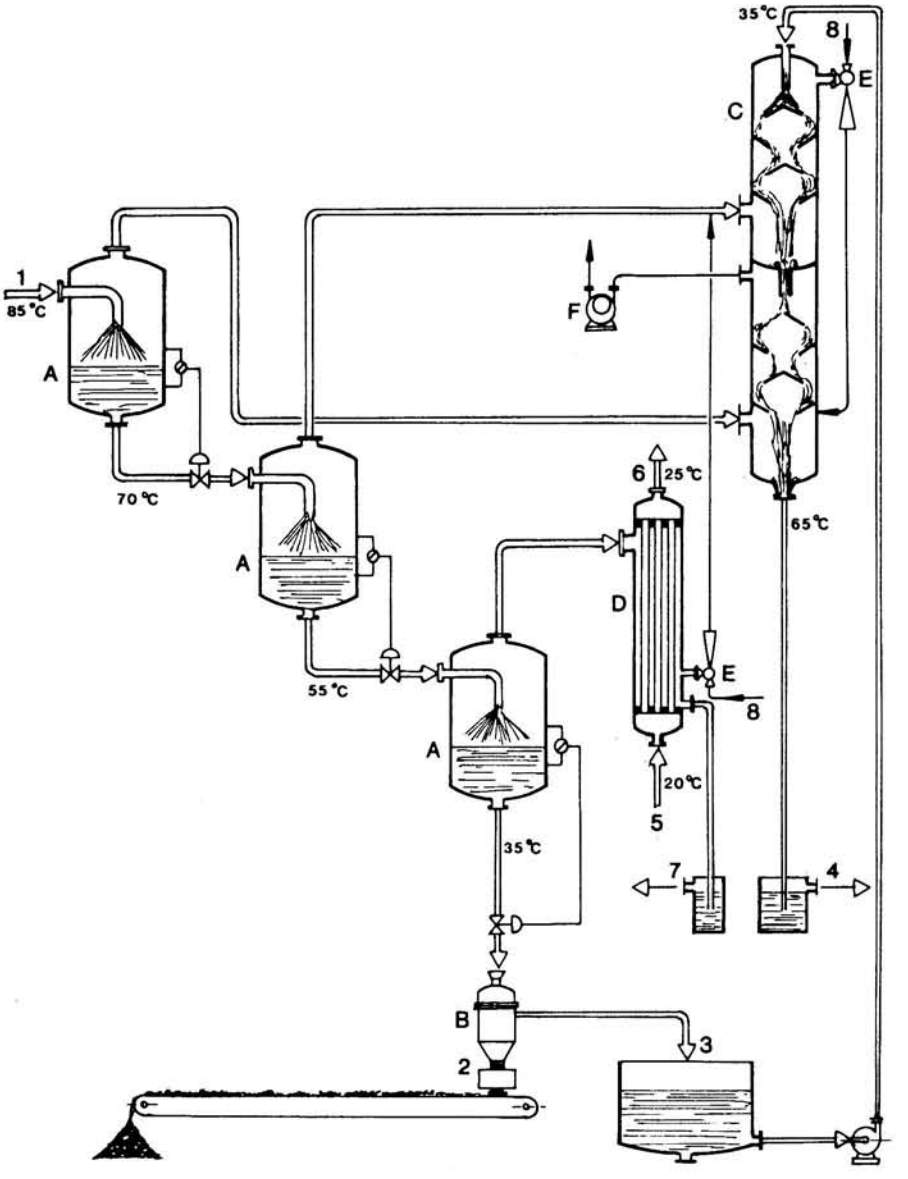
14.9. ábra. Örvényágyas kristályosító
1 – betáplálás, 2 – belső vezetőcső, 3 – keringető propeller, 4 – injektorcső, 5 – fúvókarész, 6 – gyűrű alakú nyílás, 7 – termékelvétel, 8 – derítő-ülepítő kamra, 9 – oldatelvétel, 10 – vákuumcsatlakozás, 11 – osztályzó (kristálynövelő) zóna, 12 – magképződési zóna

lásthoz túlfolyós gyűrű tartozik (oldatelvezetési csonk is ide torkollik). A csonka kúp alakú injektorcső hengerben folytatódik, amely alsó kónusszal ér véget. Az alsó kónusz és a vezetőcső körgyűrű alakú rése a lefelé haladó léáramot felgyorsítja, ami szívó hatást fejt ki az alsó injektorcső tölcsérébe, a felülről belépő másodlagos folyadékcirkulációra.

A nyers oldatot alul középpontba tartó felfelé irányuló áramban táplálják be (1). Az oldatelvétel (5) felül oldalt történik. A lékeringés külön is említést érdemel. Az első cirkuláció felfelé halad a vezetőcsőben, annak felső tölcséréből kilépve, a felső nagykónuszos terelőlappal lezárt térben mint (12) magképződési zónában tovább halad, itt a palásthoz érve lefelé fordul, belép a felső injektorcsőbe és itt lefelé felgyorsul [22].

A másodlagos cirkuláció az osztályozó (11) zónában felfelé, az alsó második injektorcsőben pedig lefelé halad. A durvább kristályok lefelé, a finomabbak pedig a léáram által elragadva felfelé haladnak. Igen kis ülepedési sebességnél ez a fajta kristályosító nem használható. A *14.9. ábrán* vázolt készülék, mint örvényágyas osztályozó kristályosító korszerű irányzatot képvisel. Bepárló vákuumkristályosítóként egyaránt használható.

Elpárologtató-hűtő vákuumkristályosító elpárolgással és hűtéssel egyidejűleg megvalósított példáját a *14.10. ábrán* mutatjuk be. A lehűtendő (1) oldat az első (felső) expanziós edénybe lép be (85°C hőmérsékleten). Egymás után három (A jelű) expanziós edényen folyik át az oldat és azok alján (70°C,



14.10. ábra. GEA-elpárologtató-hűtő vákuumkristályosító
1 – lehűtendő oldat, 2 – kristálykivezetés, 3 – lehűtött kristálymentes oldat, 4 – felmelegedett oldat, 5 – hűtővízbelépés, 6 – hűtővízkilépés, 7 – kondenzátum, 8 – hajtógőz, A – expanziós edény, B – centrifuga, C – barometrikus kétfokozatú keverőkondenzátor, D – felületi kondenzátor, E – gőzsugárszivattyú, F – vízgyűrűs vákuumszivattyú

55°C és 35°C hőmérsékleten) át távozik. A legutolsó edényből lefolyó kristálypépet (B jelű) centrifugába viszik, ahonnan a kristálytömeg (2) fogadóedényen át szállítószalagra kerül. A megfelelően megszívott első és második expanziós edényből a keletkező páragőzök kétrészes (C jelű) barometrikus keverőkondenzátorba jutnak. Az első edény páragőzei az alsó rekeszbe, a második edény gőzei a felsőbe jutnak, ahol nagyobb vákuum uralkodik. A harmadik edény páragőzei még nagyobb vákuummal a (D jelű) felületi kondenzátorban csapódnak le.

A vákuum fenntartásáról a keverőkondenzátor alsó rekeszében vízgyűrűs (F jelű) vákuumszivattyú gondoskodik. A felső rekeszhez és a felületi kondenzátorhoz gőzsugárszivattyú csatlakozik. A keverőkondenzátor barometrikus ejtőcsövén (mintegy 11 m hosszban) az ejtőfolyadék (4) tartályba kerül mint felmelegedett (65°C hőmérsékletű) oldat. A barometrikus kondenzátorba kerülő páragőzök lecsapatására maga a kristálymentes lehűtött oldat szolgál, amely a centrifugából folyik ki mint lé és a (3) tartályból szivattyú emel fel a keverőkondenzátor tetejére. A (D jelű) felületi kondenzátor hűtésére 20°C hőmérsékletű (5) hűtővizet használnak. Ez felmelegedve a felületi kondenzátor felső (6) csonkján távozik, mintegy 25°C-on. A csapadék (7) tartályba kerül. A gőzsugárszivattyúk működését a 15. fejezetben ismertetjük részletesebben.

Cukorfőző vákuumkristályosítók

A cukorfőzésnél az oldat, illetve a kristálymassza viszkozitása nagy, emiatt az anyag nehezebben mozgatható a készülék belsejében, csökkennek a sebességek. Az oldat túltelítettsége következtében lerakódások keletkezhetnek a fűtőfelületen, és a kisebb áramlási sebesség még kedvez is a lerakódásoknak. Mindezen okok miatt a Robert-rendszerű bepárló kristályosítóknál kezdik a fűtőcsövek hosszát csökkenteni és átmérőjüket növelni.

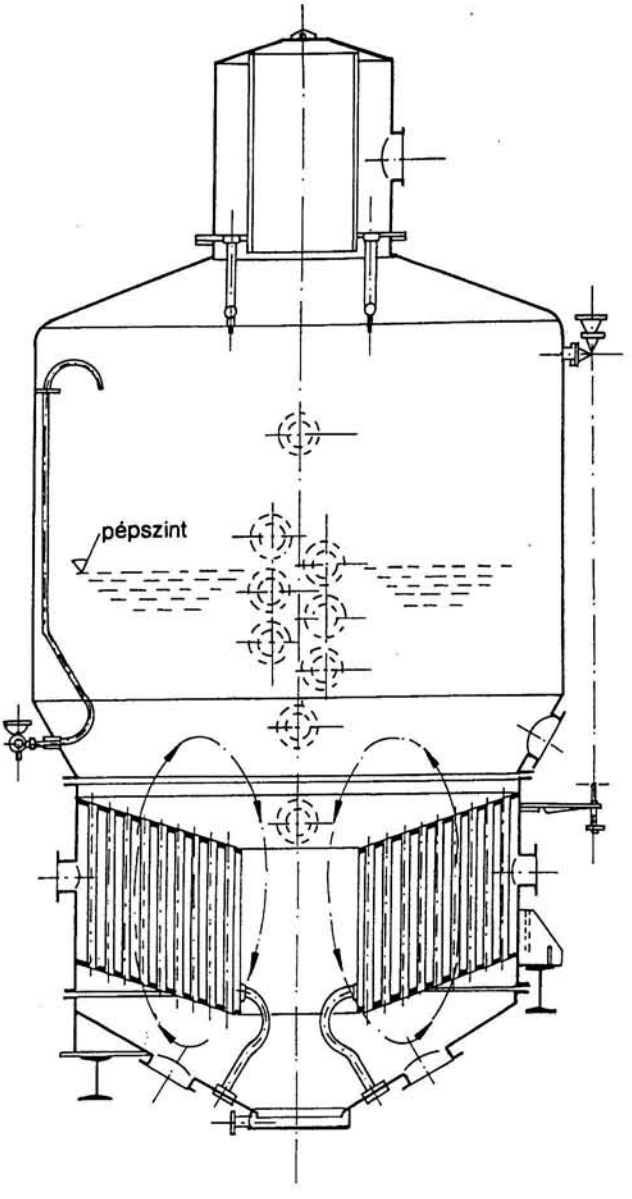
A Robert-rendszerű bepárló kristályosítók legjellegzetesebb alkalmazási területe a cukoripar. Itt a bepárló állomásról kapott 60-65 Bx° -os sűrű levet a vákuumfőző készülékben sűrítik tovább és kristályosítják. A kapott termék, a pép, a cukorkristályok és a szörp keveréke. A cukorpép olyan sűrű és viszkózus, hogy a bepárlóban nem lehet előállítani. A kristályosító készülékben az ún. cukorfőzéskor a forráspontemelkedés a 20°C-ot is eléri, valamint a hosszú főzés alatt a hő okozta cukorbomlás is jelentős lehet, ezért az atmoszferikusnál kisebb nyomáson, 75-80 °C-on történik a főzés.

A *14.11.* és a *14.12. ábrán* két, jellegzetes cukorfőző vákuumkészüléket mutatunk be.* A *14.11. ábra* keverő nélküli, hagyományos, míg a *14.12. ábra* már keverővel felszerelt készülék rajza. Kialakításuk megfelel a különleges követelményeknek. Bepárláskor (a főzés ideje alatt) jó cirkulációt kell biztosítani a pépnek, ezért a forrcsövek a bepárlóknál megszokottnál nagyobb átmérőjűek és rövidebbek, valamint az ejtőcső lehetőleg nagy átmérőjű. A készülék alsó, kúpos fenekét könnyen nyitható ajtó zárja le. Az ürítőnyílás nagyméretű a gyors leürítés érdekében.

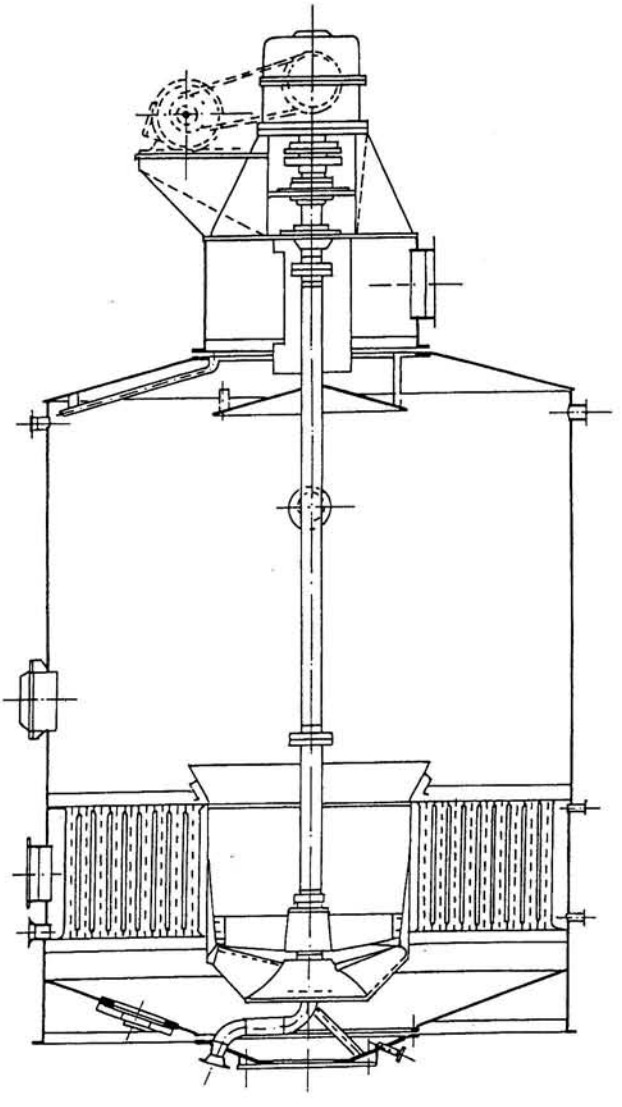
Ezek a berendezések kialakításuknál fogva nem tartoznak a szabályozott készülékek közé, megfelelő kezeléssel azonban el lehet, sőt el is kell érni a túltelítettség szabályozását. Mivel a cukoroldatokban a spontán magképződéshez igen nagy túltelítettségre van szükség, a kristálymagokat cukorpor alakjában viszik be a készülékbe. Ez a szemképzés. [2, 22, 63].

Működésük négy szakaszra bontható. Először telítetlen cukoroldatot (sűrű levet vagy szirupot) eresztenek (húznak) be a készülékbe, és olyan, túltelített oldatot készítenek, amely alkalmas kristálygócok előállítására. Ezt a műveletet nevezik besűrítésnek. Ezután következik a szemképzés, cukorpor hozzáadásával. A harmadik szakaszban történik a kristályok növelése. Ismét „lébehúzással" (ráhúzással) és besűrítéssel a kristálygócokat a kívánt méretű kristályokká növelik. Közben a lé túltelítettségének a metastabil tartományba kell esni, azaz csak olyan túltelítettséget szabad tartani, amely csak a kristályok növelésére alkalmas. Ha kezelési hiba következtében ennél nagyobb túltelítettség fordulna elő, akkor a keletkezett kristálymagok apró kristályokká nőnek, a kész cukor „poros" lesz. Ekkor már a főzés közben el kell tüntetni a porosodást, pl. feloldással. A főzés utolsó szakasza a pép teljes besűrítése (szárítás), behúzás nélkül. A besűrítésnek határt szab egyrészt az a tény, hogy nagy koncentráció esetén nagy a forráspont-emelkedés és emiatt a bepárlás nagyon lelassul, másrészt a besűrítés végén a kristályos pépet még le kell tudni ereszteni a készülékből.

* Fejes-Fábry: Vegyipari gépek és műveletek II. Tankönyvkiadó, Bp. (1975)



14.11. ábra. Robert-rendszerű csőköteges cukorfőző vákuumkészülék

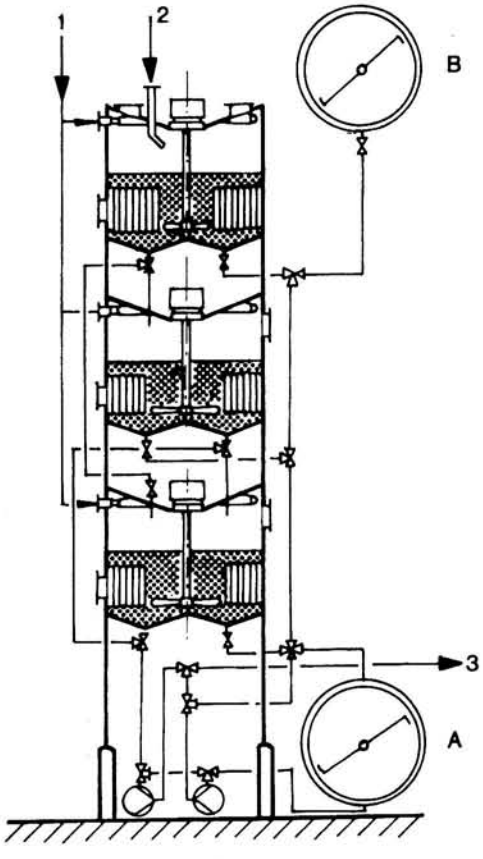


14.12. ábra. Keverős cukorfőző vákuumkészülék.
A forrcsövek végei méhsejt alakban össze vannak hegesztve

Cukorfőző folytonos kristályosító torony

Az AUSTMEYER és munkatársai által Braunschweig-ben tervezett és a BMA gépgyárban kivitelezett első folytonos cukorfőző kristályosítót 1982-ben egy német cukorgyárban állították üzembe [2], *14. 13. ábra.*

A torony négy egymással kapcsolatban álló egymás felett elhelyezett kamrából (testből) áll. A cukorpép az egyik kamrából a másikba gravitációval, leeresztő vezetéken át folyik. A kamrában a fűtőtestek belső nagyméretű központi ejtőcsövében (pl. ∅ 1,7...2,2 m) kavarót működtetnek. A fűtőgőz nyomása, a légritkítás és a kavarási sebesség kamránként változó és szabályozható (automatikusan és kézi vezérléssel is). A két felső kamra kavarója nagyobb, az alsó két kamra kavarója kisebb fordulatszámmal forog, ugyanis az alsóbb kamrában a pép sűrűsége és viszkozitása nagyobb.



14.13. ábra. Folytonos cukorfőző torony
1 – szuszpenzió (sűrűlé), 2 – „kristályláb", 3 – fehércukor pép

A felső kamra kapja a sűrű levet (szuszpenziót) és arányszabályzó segítségével a külön készített „kristálylábat" (Kristallfuß). A 2. és 3. kamrába vezetik a sűrű lé kisebb mellékáramait. A 4. kamrában van a készrefőzés, innen a pépet szivattyúval távolítják el. Egy kamra kiiktatása tisztítás céljából közbenső tartály segítségével megoldható (A, B).

A folytonos cukorfőző kristályosító torony előnyei révén egyre inkább tért nyert, így pl. a Szolnoki (Eridania) Cukorgyárban is ilyen torony üzemel [63].

14.11. Szétválasztás olvadékkristályosítással

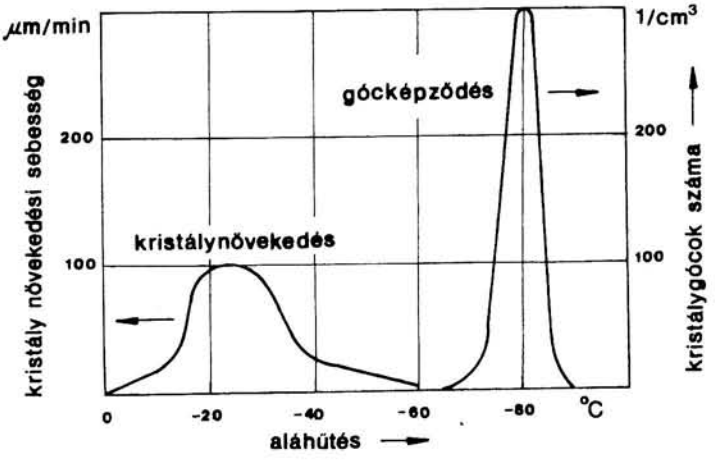
Az olvadék- vagy frakcionált kristályosítás szerepe és jelentősége elsősorban a vegyiparban – azon belül is a szerves vegyiparban – nőtt meg jelentős mértékben, ugyanis ezzel a módszerrel lehet az egyes vegyi anyagokat megfelelően nagy tisztaságban előállítani.

Az olvadékkristályosítás a rektifikáláshoz, az extrakcióhoz és az oldatokból való kristályosítás műveletéhez hasonlóan, termikus szétválasztó művelet. Ezzel a módszerrel oldószer hozzáadása nélkül lehetséges két- vagy többkomponensű olvadékokból a kívánt tiszta komponenst előállítani, kristályos, szilárd fázis alakjában.

Előnyösen alkalmazható a frakcionált kristályosítás olyan anyagok szétválasztására, amelyeknek forráspontja egymáshoz közeli, valamint hőérzékeny anyagok és azeotrop elegyek esetében. Különös előnye a rektifikálással szemben, a gyakran nagyon csekély energiaszükséglet, amely abból adódik, hogy az olvadáspont és az olvadási entalpia alacsonyabb a forráspontinál, illetve a párolgáshőnél [21, 49, 59].

Mivel az olvadékkristályosításhoz sem vízre, sem oldószerre nincs szükség, vagyis alkalmazásával a további víz- és levegőszennyezés elkerülhető, ezért ez környezetvédelmi szempontból is kedvező szétválasztó módszer.

A kristálygócképződés az olvadék hőmérsékletének megfelelő mértékű csökkenése esetén indul meg, az átalakuláshoz szükséges rejtett hő leadása következtében. A gócképződés annál nehézkesebb, minél nagyobbak és minél bonyolultabb szerkezetűek a molekulák, amelyek a kristályokba beépülnek.



14.14. ábra. A kristálygócképződés és a kristálynövekedés függése az aláhűtés mértékétől

Elméletileg a kristálygócképződés akkor maximális sebességű, ha az olvadék hőmérséklete a dermedésponti abszolút hőmérséklet egyharmada: $T_0/3$. A gyakorlatban sok szerves anyag esetében elegendő a dermedési hőmérséklet 60-90%-át elérni. A kristályképződés és a kristálynövekedés különböző hőmérséklet-tartományban megy végbe, amint ez a *14.14. ábrán* látható.

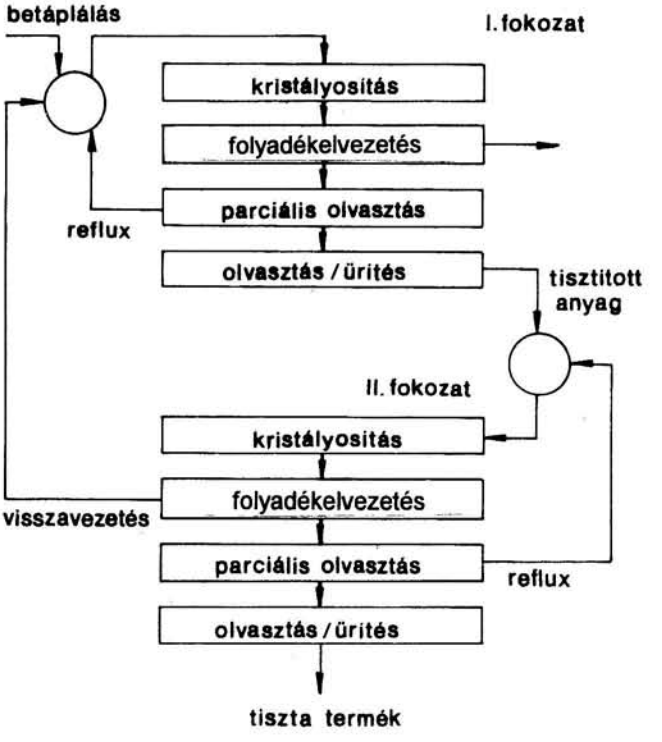
Az olvadékkristályosítást és a kristályok elválasztását két különböző módszerrel lehet elvégezni, amelyeknél az egész folyamat oldószerfelhasználás nélkül zajlik le:

1. Hűtött felületen, az összefüggő rétegben kiváló kristályok mellől a maradék folyadék további szétválasztás nélkül elvezethető,
2. Az egész olvadéktömeg lehűtésével keletkező kristályos szuszpenzióból, általában mechanikai szétválasztással különíthető el a szilárd anyag a folyékony olvadéktól.

Az első eljárást, amelyet a *Sulzer* és a *Hoechst* cég is alkalmaz, dinamikus eljárásnak nevezik. Ebben az esetben az olvadék függőleges, hűthető és fűthető köpennyel ellátott csövek belső falán filmszerűen folyik lefelé és a hűtés következtében rétegesen kristályosodik.

A második eljárást, amelyet ABDERHALDEN szabadalmaztatott, PROABD rendszerű statikus kristályosításnak nevezik (a PROcédé ABDerhalden rövidítéseképpen). Az eljárást a BEFS Prokem francia cég alkalmazza világszerte. A kristályosítás folyamán a tisztítandó „szennyezett" folyadékelegyet egy tartályból táplálják be a kristályosítóba, ahol a hűtött felületen folyékony fázisban megindul a kristálymagképződés. A lassú – kontrollált – hűtés eredményeképpen egyenletes kristálynövekedés érhető el. A keletkezett kristályok szennyeződést nem tartalmaznak és méretük sokkal nagyobb lesz a dinamikus kristályosítóban keletkező kristályokénál. A kristályosítás végén a kristályos szilárd fázist elválasztják a szennyeződéseket koncentráltan tartalmazó folyadékfázistól. A kristályok felületén azonban egy vékony filmrétegben megtapad a szennyezett folyadékfázis, amit el kell távolítani.

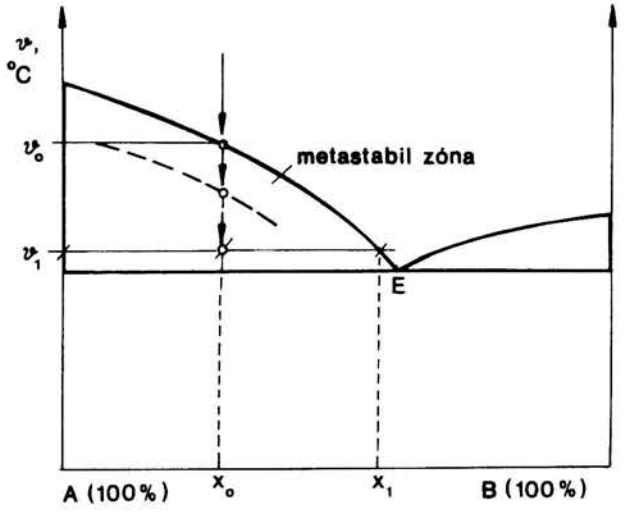
A kristálytömeg felmelegítésével – (egy kisebb mennyiségű kristálytömeg felolvasztásával) és ezzel együtt a szennyezett filmréteg eltávolításával – a maradék szilárd anyag tisztább lesz. Ezt a műveletet izzasztásnak vagy parciális olvasztásnak nevezik. Bizonyos ritka esetekben nem lehet egy fokozatban a megfelelő tisztaságú szilárd komponenst előállítani, ilyenkor többfokozatú művelettel végzik a kristályosítást, mindig a tiszta anyag kerül a következő fokozatba *(14.15. ábra)*.



14.15. ábra. A tisztítás folyamatábrája

A fokozatok számát azonban minimális értéken kell tartani, mert a többszörös lehűtés és felfűtés nagy energiafogyasztást eredményez. (Összehasonlításképpen meg kell jegyezni, hogy a statikus kristályosító első fokozatában olyan tiszta kristályokat lehet előállítani, mint a többfokozatú dinamikus kristályosítóban). A PROABD-kristályosítás a technológia javításával az esetek döntő többségében egy fokozattal eléri a kívánt tisztaságot.

A *14.16. ábrán* vázolt kristályosításnál a kiinduló hőmérsékletű elegy x_0 koncentrációjú szennyeződést tartalmaz. A hűtés hatására növekszik a szilárd anyag tömege, de előfordulhat, hogy a görbe alatti területen nem indul meg azonnal a kristályképződés: ezt metastabil, túltelített zónának nevezik (az ábrán a szaggatott vonal jelöli). Ilyen metastabil tartományban a kristályosítás vagy kristálygócok beadagolásával, vagy hirtelen, nagy teljesítményű hűtéssel indítható meg.



14.16. ábra. A kristályosítás a hőmérséklet ~ összetétel diagramban ábrázolva

Az ábra szerint a kiinduló hőmérsékletű folyadékelegyet hűtve, abból kb. 50% szilárd fázis és 50% szennyezett oldat keletkezik, amely oldat szennyezőanyag-koncentrációja x_1. A szilárd-folyadék rendszer szétválasztása után a folyadéknak kb. 10%-a marad a kristályok felületén. A PROABD-kristályosítás szakaszos, automatikusan vezérelt eljárás, melyet a hőterheléssel szabályoznak, nagyon kis hőmérséklet-különbségek mellett.

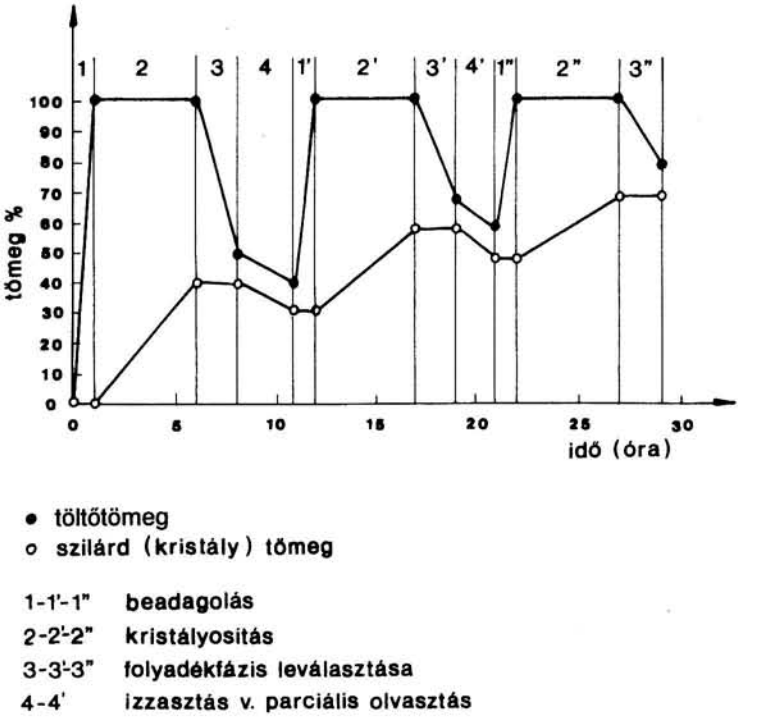
A kristályosítás minőségét a kristályosítandó anyag tulajdonságai határozzák meg, mint pl.:

- az állapotábra (eutektikum jelenléte),
- a kristálystruktúrák,
- egyes esetekben az elegykristályok képződése.

A PROABD technológiai megoldásai a tisztább kristályos anyag előállítására a következők:

1. *Túltöltés:* célja az adott berendezés térfogatának jobb kihasználása, a szilárd frakció mennyiségének megnövelése a kristályosítóban, több fokozatban *(14.17. ábra)*. A felső görbe a kristályosítóban levő anyag tömegének változását mutatja az idő függvényében, az alsó görbe pedig a kristályos szilárd anyag arányát mutatja az össztömegben. A beadagolásnál a felső görbe emelkedik, az alsó állandó értéken marad. A kristályosítás alatt az össztömeg állandó, a kristálytömeg nő. A folyadékfázis ürítésekor az össztömeg

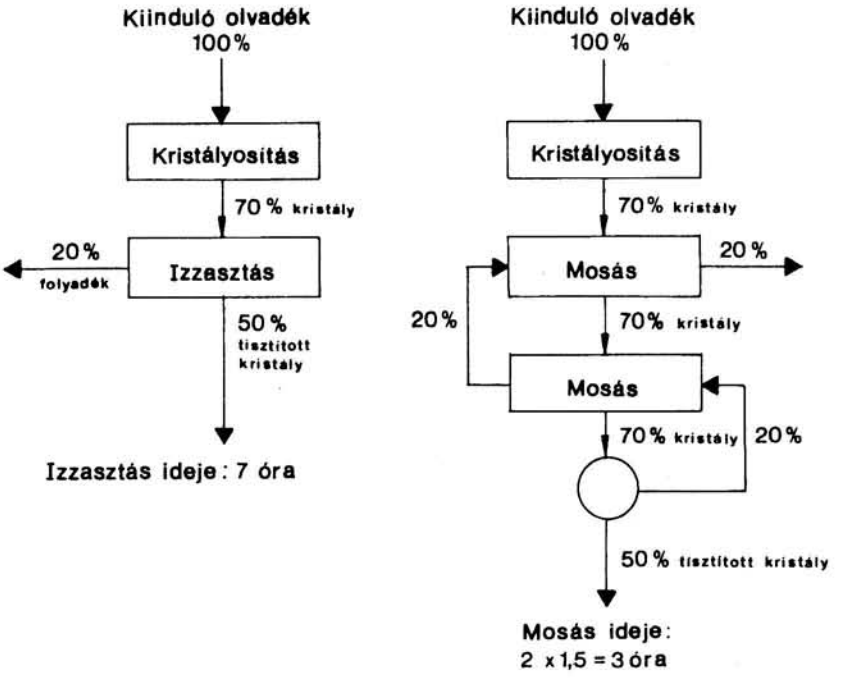
csökken, a kristálytömeg változatlan marad. Az izzasztásnál mindkét tömeg csökken, majd következik a „túltöltés", azaz egy következő fokozatú érintkeztetés. A „túltöltés"-kor betöltött folyadék összetétele a kristályok felületén megtapadt folyadékfilmével azonos.



14.17. ábra. A kristályosítóban lévő töltőtömeg és kristálytömeg változása az idő függvényében

A *14.17. ábra* alapján vezérelt parciális olvasztás megakadályozza azt, hogy túl sok kristály olvadjon fel, mert ez veszteséget jelent. Előnye, hogy a kristályos anyagot nem kell teljesen felolvasztani és a lehűtött kristályosítót töltik fel friss folyadékkal.

2. *Mosás:* a kristályos szilárd anyag felületéről a rajta megtapadt folyadékfilmet egy – a filmnél kevesebb szennyeződést tartalmazó – folyadékkal lemossák. A *14.18. ábrán* látható, hogy mosást alkalmazva rövidebb idő alatt lehet azonos tömegű és tisztaságú terméket előállítani, mint mosás nélküli parciális olvasztással.



14.18. ábra. Az izzasztás és a mosás összehasonlítása

Hogy adott kristályszerkezet eléréséhez melyik technológiai megoldás a kedvezőbb, csak kísérletezéssel lehet megállapítani.
Az ismertetett művelet alkalmazására az alábbi példákat említhetjük meg:

- szerves vegyiparban a tiszta komponensek előállítására (pl. naftalin, organikus savak, klórozott és nitrált aromások),
- finomvegyszerek előállításánál, gyógyszeriparban,
- izomerek szétválasztásánál,
- antracén előállításánál,
- kátránydesztillációnál.

Megjegyzés

A kristályosítás egyéb változatait (kicsapásos, reaktív, adduktív, kifagyasztásos, deszublimációs kristályosítás) illetően a szakirodalomra utalunk [42,44,55,61].

15. Hűtés

15.1. Hűtés, léghűtés és vízhűtés

A vegyiparban sok technológiai eljárás hűtést igényel. Bizonyos esetekben a légköri *levegő* hőhatását használjuk ki. Ilyen fontos eset a felmelegedett víz visszahűtése hűtőtoronyban.

A legtermészetesebb egyszerű hűtőközeg a *víz*. A víz az évszak szerint változó hőmérsékletű. Kútvíz és vízvezetéki víz jó esetben 10 ...12°C hőmérsékletű.

15.2. Hűtősólevek és hűtőoldatok

Vizet – cseppfolyós alakban – csak 0°C fölötti hőmérsékleten használhatunk hűtőközegként.

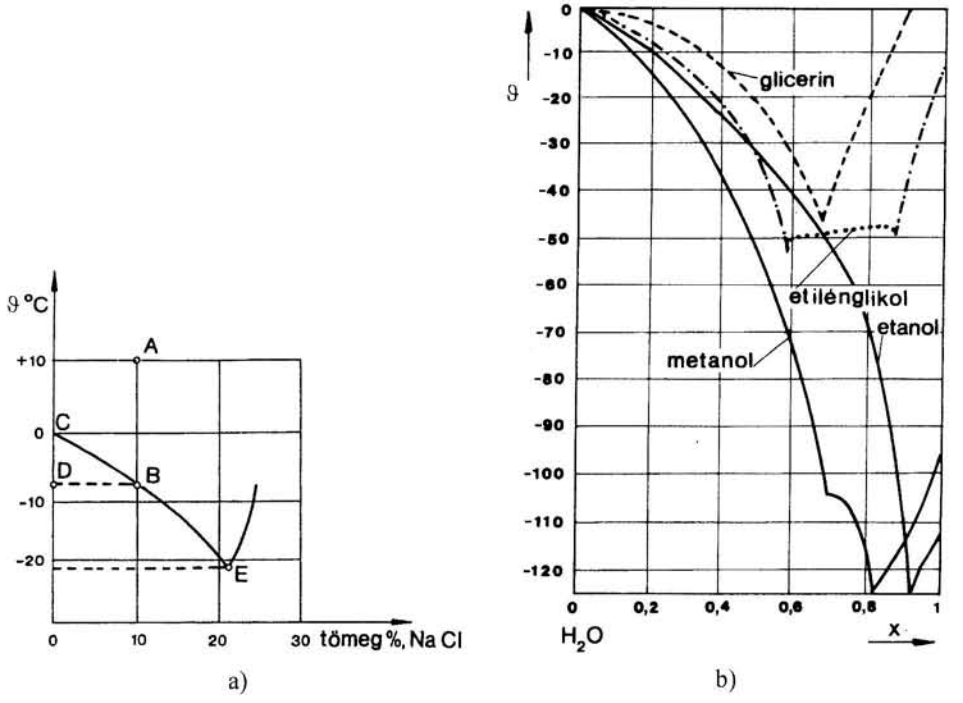
Ha áramoltatható (csővezetékben vezethető) folyadékkal kívánunk 0°C alatt hűteni, úgy sóleveket vagy egyéb hűtőoldatokat használunk. Amíg ui. a tiszta víz 0°C-nál jéggé fagy, a sólevekből sótartalmuktól függően csak 0°C alatti hőmérsékleten fagy ki a víz jég formájában. Azt a legmélyebb hőmérsékletet, ahol még cseppfolyós állapotú a sólé, *eutektikus* pontnak nevezik. Az e ponthoz tartozó só-víz összetétel az eutektikum vagy kriohidrát.

A hűtéstechnikában a leggyakrabban alkalmazott sóleveket az *15.1. táblázat* mutatja.

15.1. táblázat

Sólé	A kriohidrát sótartalma (tömeg %)	Az eutektikus pont (°C)
NaCl	22,4	-21,2
$CaCl_2$	29,9	-55,0
$MgCl_2$	20,6	-33,6

A viszonyokat pl. a NaCl ~ H_2O rendszerben az *15.1.a ábra* szemlélteti. Tételezzük fel, hogy 10 % NaCl-tartalmú sólevet +10°C hőmérsékletről lehűtünk. Az összetétel nem változik hűlés közben és bár áthaladunk a 0°C-on, fagyást nem észlelünk. –7°C hőmérsékleten megindul a jégkristályok kifagyása. Az ábrán a lehűtést $\overline{AB}$ vonal, a jégkristályok kifagyását $\overline{BD}$ vízszintes vonal jelzi. Ettől kezdve a sóoldat töményedik, sótartalma nő (hiszen víztartalma jég formában kifagy). A továbbiakban a $\overline{BE}$ görbe vonal jelzi a hűlést.



15.1. ábra. Hűtősólé és vizes hűtőoldatok fagyásgörbéi
a – NaCl ~ víz rendszer, b – szerves anyagok vizes oldatának fagyásgörbéi

Ez a görbe (*C* ponttól *E* pontig) a sólé jégkifagyási vonala. Az *E* pont az a legmélyebb hőmérséklet, ahol még cseppfolyós a sólé. Ha tehát folyadékcirkulációs sólé *hűtést* alkalmazunk, azt csak a $\overline{CBE}$ görbe feletti tartományban tehetjük. A hűtéstechnikában eutektikus összetételű sólevet (22,4%) használnak, mert a jégkiválás veszélye itt a legkisebb. Az eutektikus hőmérséklet: –21,2°C.

A sólét korrózióálló szivattyú cirkuláltatja a hűtősólé-vezetékrendszerben. A csöveket víztömör szigeteléssel kell ellátni, olyan vastagságban, hogy a levegőből vízlecsapódás vagy dér ne lephesse el.

A vaskorrózió gátlására a sólevekhez kis mennyiségben bázikus anyagokat adagolunk (pl. NaOH, Na_2CO_3, $Mg(OH)_2$, $CaCO_3$) vagy kromátokat. Használatosak még védőkolloidok vagy szerves adalékok is.

A Rheinhartin-sólé $MgCl_2$ és $CaCl_2$ elegye védőkolloiddal, –52°C hőmérsékletig alkalmazható.

Manapság inkább szerves folyadékok vizes oldatait használják hűtőfolyadékként (pl. etilénglikol vizes oldatát). Ezeket a *15.1b ábrán* ismertetjük.

Sok cég hoz forgalomba különböző, por alakú keverékeket, amelyek vízben oldva ugyancsak hűtőfolyadékot képeznek. Ilyen a hazai Minus-sol por. A port 50...60°C hőmérsékletű vízbe kell folyamatosan keverni. Az oldatot ülepíteni kell.

15.3. Hűtés jéggel

Sok esetben jéggel hűtünk. A jég viszonylag nagy olvadáshője (r_0 = 333 kJ/kg) 0°C-on erős hűtőhatást biztosít. Újabban jeges-vizes hűtőket is alkalmaznak.

Egyes esetekben a jég közvetlenül keverhető a kezelendő termékhez (reakcióelegyhez).

15.1. példa

Valamely m (kg) tömegű folyadékelegyet ϑ_1 hőmérsékletről ϑ_2 hőmérsékletre kívánunk hűteni. A folyadékelegy fajhője legyen: c kJ/(kgfok).

Mennyi jég kell a kívánt hűtéshez?

A hidegmennyiség

$$Q = mc(\vartheta_1 - \vartheta_2) \text{ kJ.}$$

A fagyponton a jég olvadáshője r_0 = 333 kJ/kg, ha a jég elolvad, úgy vízként hűthet tovább 0°C-ról ϑ_2 °C hőmérsékletig ($c_{víz}$ = 4,19 kJ/kg fajhővel), így

$$Q = m_{\text{jég}} \cdot \left(r_0 + c_{\text{víz}}\, \vartheta_2\right),$$

$$Q = m_{\text{jég}} \cdot 333 + m_{\text{jég}} \cdot 4{,}19\, \vartheta_2.$$

A szükséges jégmennyiség tehát:

$$m_{\text{jég}} = \frac{mc\left(\vartheta_1 - \vartheta_2\right)}{333 + 4{,}19\, \vartheta_2}.$$

(Itt ϑ_2 természetesen fagypont feletti hőmérséklet!)

15.4. Entalpiadiagramok

A hőtechnika, hűtéstechnika és művelettan tervező és ellenőrző számításainak igen fontos segédeszközei az egyes fontos közegek (H_2O, CO_2, NH_3) termodinamikai diagramjai. Szemléletességénél fogva igen kedvelt a hőmérséklet~entrópia (T~s) diagram. Ebben a hőmennyiségeket terület jelképezi. Azok a diagramok, ahol a hőtartalom (entalpia) egyenes vonalszakaszokkal lemérhető, ill. leolvasható a közvetlen mérnöki számításokra inkább alkalmasak. Itt háromféle diagram terjedt el

1. $i \sim p$ (vagy $\lg p \sim i$) diagram,
2. $i \sim s$ diagram,
3. $i \sim T$ diagram.

Míg az $i \sim p$ vagy $\lg p \sim i$ diagramot az általános hűtéstechnikában (kompresszoros hűtőgépeknél), addig az $i \sim s$ diagramot a gőzsugár-hűtőgépek, gőzturbinák munkafolyamatainál alkalmazzák. Az $i \sim T$ diagramot használják pl. a hűtőtornyok, a gázcseppfolyósítás és a kőolajipari desztillálókolonnák számításánál.

Az entalpiadiagramok nemcsak „tiszta" egykomponensű rendszerek (H_2O, CO_2, NH_3) esetén, de kétkomponensű rendszereknél is jó szolgálatot tesznek.

Így a bepárlók, kristályosítók, abszorpciós hűtőgépek, desztillálók tervezésénél az ún. Ponchon- vagy Merkel-diagramok, míg a szárítási és légkondicionálási technikában az ún. Mollier-diagram számít jó mérnöki segédeszköznek.

15.5. Hűtőgépek

Ha a folytonos üzemben vagy hosszú időn át +10°C-nál kisebb hőmérsékletű hűtést igényel valamilyen technológiai eljárás, a természetes hűtés helyett mesterséges, gépi hűtéshez kell folyamodnunk. Ennek legfontosabb berendezései a hűtőgépek.

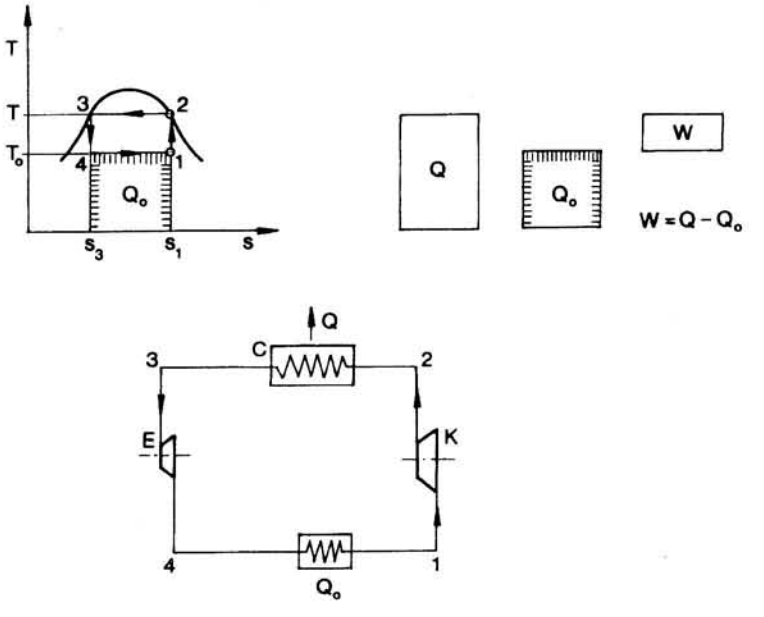
Az ipari gyakorlatban a hűtőgépek három fő fajtája terjedt el:

1. kompresszoros hűtőgépek,
2. abszorpciós hűtőgépek,
3. gőzsugárhűtőgépek.

15.6. Kompresszoros hűtőgépek

Az eszményi hűtőgép és a Carnot-ciklus

A kompresszoros hűtőgép „munkaközege" többnyire ammónia (NH_3). Ez a közeg zárt rendszerben kering a hűtőgépben. Az eszményi hűtőgépnek négy



15.2. ábra. Eszményi hűtőgép

szerkezeti főrésze van, ennek megfelelően a körfolyamat is négy állapotváltozásból tevődik össze *(15.2. ábra)*:

1-2	kompresszió	K kompresszor
2-3	kondenzáció	C kondenzátor
3-4	expanzió	E expanziós gép
4-1	elpárolgás	R refrigerátor (elpárologtató)

A környezetből elvont hő, a tulajdonképpeni hűtés

$$Q_0 = T_0(s_1 - s_4). \tag{15.1}$$

A kondenzátorban hűtővízzel elvonandó hő

$$Q = T(s_2 - s_3). \tag{15.2}$$

A befektetendő munka a két hőmennyiség különbsége (a $T \sim s$ diagramban a hő *területtel* jelképezhető):

$$Q - Q_0 = W. \tag{15.3}$$

Ez a munka a W_k adiabatikus kompresszió és a W_e adiabatikus expanzió különbsége

$$W = W_k - W_e. \tag{15.4}$$

A W_e az expanziós gépben munkanyereség: visszanyert energia, amelynek révén a W_k kompressziós munka egy része visszatérül.

A körfolyamatban $s_1 = s_2$ és $s_3 = s_4$ az izentropikus változások révén.

A vázolt körfolyamat a hűtési Carnot-ciklus *(15.3. ábra)*. (Ha a körfolyamat irányát megfordítjuk az az „energiatermelő" hőerőgép ciklusa, ez utóbbinál a sorrend az óramutató járásával egyező irányú. A hűtőciklusban az óramutató járásával ellentétes.)

A Carnot-féle hűtőciklus fajlagos hűtőteljesítménye:

$$\varepsilon_c = \frac{Q_0}{Q - Q_0} = \frac{Q_0}{W} \tag{15.5}$$

a hűtési hőmennyiség és a befektetett munka aránya.
Mivel írható

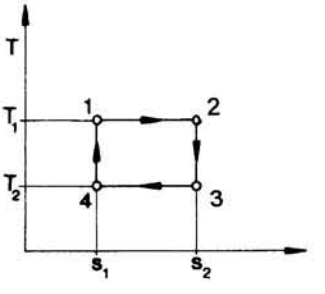
$$\varepsilon_c = \frac{Q_0}{Q - Q_0} = \frac{T_0(s_1 - s_4)}{T(s_2 - s_3) - T_0(s_1 - s_4)} \tag{15.6}$$

$$\varepsilon_c = \frac{T_0}{T - T_0}, \tag{15.7}$$

ugyanis $s_1 = s_2$ és $s_3 = s_4$ miatt $(s_1 - s_4)$ különbséggel egyszerűsíthetünk.
A Carnot-ciklusnál jobb hatásfokú ciklus nincs. Ezért minden körfolyamatnál igyekszünk „carnotizálni".
A hőerőgépek Carnot-hatásfoka:

$$\eta_c = \frac{Q_1 - Q_2}{Q_1} = \frac{T_1 - T_2}{T_1} = 1 - \frac{T_2}{T_1}. \tag{15.8}$$

Az 1-2 állapotváltozás: izoterma (elgőzölgés T_1 hőmérsékleten, p_1 nyomáson), majd adiabatikus 2-3 munkanyerés „gőzgépben", 3-4 izoterma (kondenzáció alacsonyabb p_2 nyomáson T_2 hőmérsékleten). A folyadékot (vizet) szivattyú nyomja a gőzkazánba és kezdődik a folyamat előlről *(15.3. ábra)*.



15.3. ábra. Carnot-ciklus

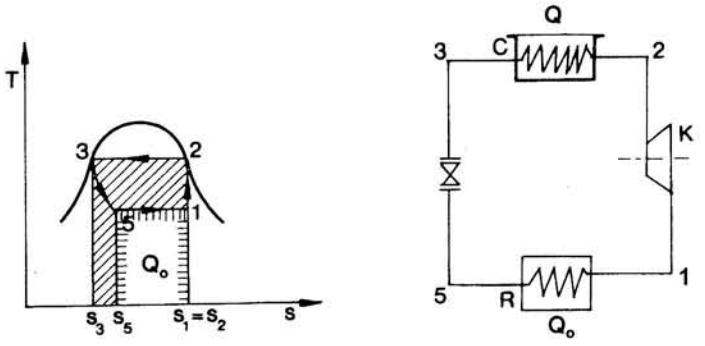
Természetesen a „gőzgép" (hőerőgép) Carnot-ciklusa is az elérhető legjobb hatásfokú.

A hűtő Carnot-ciklus bármennyire is a legjobb hatásfokú, a hűtőgépben az expanziós gépet (szerkezeti és üzemtani nehézségek miatt) egyszerű fojtószeleppel (ún. szabályzó szeleppel) helyettesítik *(15.4. ábra)*.

A fojtás izentalpiás folyamat, tehát a kondenzátorból kifolyó hűtőközeg entalpiája fojtás előtt (i_3) és után (i_5) ugyanaz

$$i_3 = i_5.$$

Az egész berendezésben csak az F fojtószelep az új szerkezeti elem. A $T \sim s$ diagramból rögtön látszik, hogy Q_0 hűtés most kisebb, mint a Carnot-ciklusban,



15.4. ábra. Fojtásos hűtőciklus a $T \sim s$ diagramban

hiszen elesünk a W_e visszanyert munkarésztől. Így a W munka is nagyobb, most a kompressziómunka lesz $W = W_k$.

A kondenzációs hő most ugyanannyi mint az előbb. Mivel a kompresszor az 1 ponttal jelzett *nedves* hűtőközeg gőzt szív be, ezt a körfolyamatot nedves és fojtásos hűtőciklusnak nevezik. Ha az 1 pont helyzetét megváltoztatjuk és a kompresszor *száraz* gőzt szív be, akkor száraz ciklusról beszélünk. A száraz ciklusú hűtőkörfolyamatot a nyomás ~ entalpia diagramban ismertetjük.

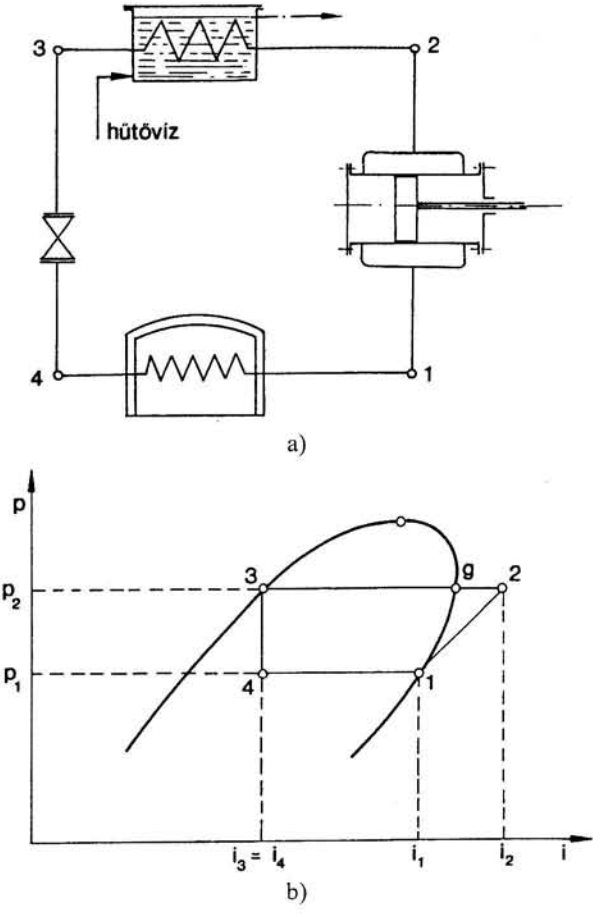
Vizsgáljuk meg a hűtőkörfolyamatot az *15.5. ábra* kapcsán.

Mindkét ábrán bejelöltünk *négy* pontot. Az *15.5.a ábra* a kompresszoros hűtőberendezés elvi kapcsolási vázlata. Az *15.5.b ábra* a körfolyamat termodinamikai állapotábrája. Ennek függőleges tengelyén a p nyomás, vízszintes tengelyén a hűtőközeg i entalpiája látható. (Erre az állapotábrára még visszatérünk.)

Nézzük a négy változást:

Változás	a berendezésben	az állapotábrán
1 – 2	kompresszor	adiabatikus kompresszió
2 – 3	kondenzátor	gázhűtés és kondenzáció
3 – 4	szabályozó (fojtó-)szelep	fojtásos nyomáscsökkenés
4 – 1	elpárologtató (refrigerátor)	elpárolgás (hűtés)

Az 1. pontbeli száraz telített hűtőközeggőz *kis* nyomású (p_1, bar). Ezt szívja be a kompresszor (többnyire dugattyús) és adabatikusan összenyomja p_1 nyomásról p_2 *nagyobb* nyomásra. (Adiabatikus vagy izentropikus az az állapotváltozás, ahol külső hőfelvétel vagy hőleadás nincs.)



15.5. ábra. a – kompresszoros hűtőberendezés, b – körfolyamat termodinamikai állapotábrája

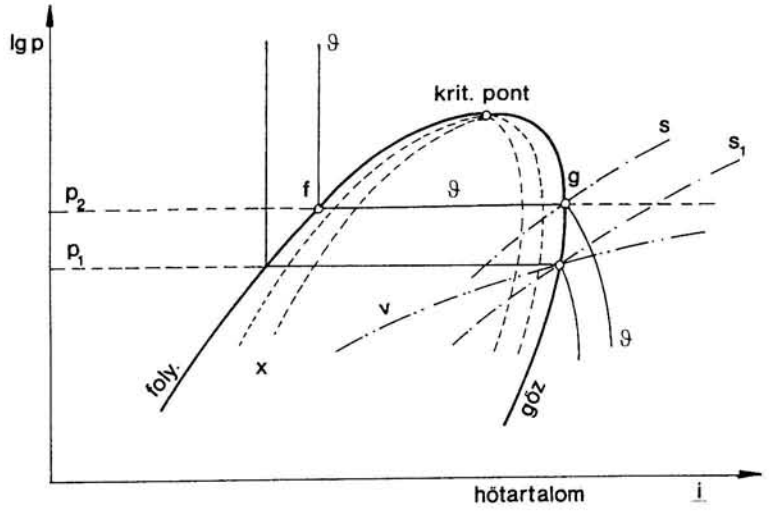
A 2. pontban a hűtőközeg túlhevített gőz, azaz gáz-halmazállapotú és p_2 nyomású. Ez a túlhevített gőz a kondenzátorba jut, ahol előbb állandó nyomáson lehűl és túlhevítési hőjét leadva előbb száraz telített gőzzé alakul (g pont), majd ugyancsak p_2 = állandó nyomáson (izobár) lecsapódik.

A lecsapódás végén a 3. pontban a hűtőközeg p_2 nyomású, forrásban levő folyadék. Ezt a folyadékot fojtószelepen (szabályozószelepen) vezetjük keresztül, ahol nyomása p_2-ről p_1-re csökken. Eközben az entalpiája állandó marad és munkát nem végez.

A fojtószelepből kilépő hűtőközeg kis gőztartalmú kis nyomású *hideg* folyadék. Ez most a refrigerátorban elpárolog és közben *hűt*. Voltaképpen itt hűtünk, a többi három szerkezet csak ezt szolgálja ki.

A nyomás ~ entalpia diagram

A hűtéstechnikában a tervező és az ellenőrző számítások legfontosabb segédeszköze a nyomás ~ entalpia diagram.



15.6. ábra. A lg p ~ i diagram vázlata

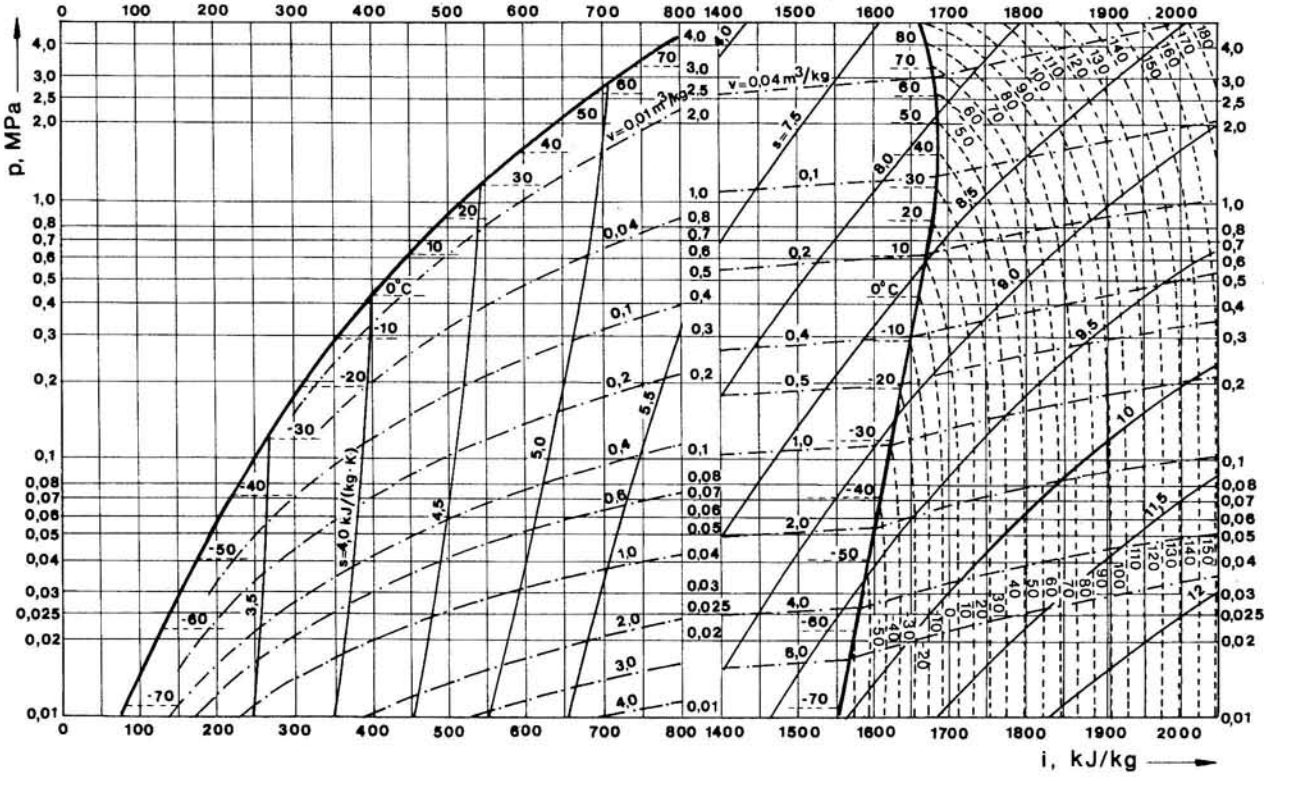
Az *15.6. ábrán* a diagram vázlatos felépítését ismertetjük, az *15.7. ábra* egy fontos hűtőközeg, az NH_3 nyomás ~ entalpia diagramja.

Az *15.6. ábrán* és az *15.7. ábrán* az ordináta (a nyomásskála) logaritmikus beosztású. Ezért hívják a diagramot lg p ~ i diagramnak. A nyomás egysége bar. A vízszintes tengely a hűtőközeg 1 kg tömegének hőtartalma: i kJ/kg.

A legfontosabb hűtőközeg az ammónia. A fluor-klór-szénhidrogén hűtőközegeket (az ún. freonokat) – mivel az ózonréteget veszélyeztetik – fokozatosan kivonják a forgalomból.

Az s görbék az entrópiavonalak, az adiabaták. E görbék az adiabatikus kompressziót (vagy adiabatikus expanziót) jelzik. Az adiabata mentén külső hőfelvétel vagy hőleadás nincs (hőszigetelt rendszer változása).

Az *15.6. ábrán* és az *15.7. ábrán* jól láthatók a balról jobbra ferdén felívelő s = áll. görbék.



15.7. ábra. Az ammónia lg $p \sim i$ diagramja

Az egész diagramot feltűnően több részre osztja a határgörbe. Ennek bal oldali ága a forrásban levő *folyadékot* jelzi. Ez az *alsó* határgörbe, amely a kritikus pontig tart. Az alsó határgörbétől balra a hűtőközeg *cseppfolyós*. A kritikus ponttól jobbra lefelé görbül a *felső* határgörbe. Ennek pontjaiban a hűtőközeg *száraz telített gőz*. A gőzgörbétől jobbra (és fel) a hűtőközeg túlhevített gőz, tehát gáz. A két határgörbe között *nedves gőz* van. A gőzminőséget x görbék jelzik (x = 0,1-től x = 0,9-ig). Ha pl. x = 0,3, akkor ez azt jelenti, hogy a közeg 70%-a folyadék, 30%-a gőz.

Enyhén emelkedő görbe a v állandó fajtérfogat m^3/kg.

A *hőmérsékletet* jelző vonalak kétszer megtörnek:

- a folyadékmezőben felülről-lefelé haladó *függőlegesek* (igen jó közelítéssel);
- a nedves gőz mezőben vízszintes egyenesek (pl. f és g pont között); utána jobbra lefelé görbülnek.

Az ammónia lg p ~ i diagramja

Minden termodinamikai diagramnak van egy alappontja, ezt sokszor „önkényesen", konvencióval veszik fel.

Az alappontot figyelembe kell venni a mérnöki számítások kezdeténél. Sokszor gőztáblázatot és diagramot egyidejűleg, kapcsoltan használunk. Súlyos zavart okozhat és hibás, téves számokhoz vezet, ha nem ugyanaz a táblázat és a diagram alappontja, vagy ha legalábbis ezt nem korrigáljuk. (Egyébként is kényelmetlen így számolni!).

A régi mérnöki számítások még a kcal hőegységet használták, így készültek a régebbi termodinamikai diagramok is. Mivel az átszámítások nem kerek számok (4,1868, ill. 1,163), sajnos a diagramok és táblázatok átszámítása egymástól „elcsúszott". A gőztáblázatokat kerekítés nélkül átszámolták, a diagramokat pedig – nem egységes módon – kerekítve rajzolták át.

Az ammónia általunk közölt lg $p \sim i$ diagramjának és gőztáblázatának (l.: *Függelék*) alappontja a $\vartheta = 0\,°C$ hőmérsékleten forrásnak induló folyadék. Ennek fajlagos entalpiája i_0 = 400 kJ/kg és fajlagos entrópiája s_0 = 4 kJ/(kg.K), (felvett értékek).

Megemlítjük, hogy a nemzetközi hűtőközeg-jelzés ammóniára: R 717.

Nedves hűtőciklus és száraz hűtőciklus utóhűtéssel

Az *15.8.a ábrán nedves* hűtőciklust most a lg $p \sim i$ diagramban is vázoljuk. A *15.8.b ábra száraz* hűtőciklus *utóhűtéssel.*

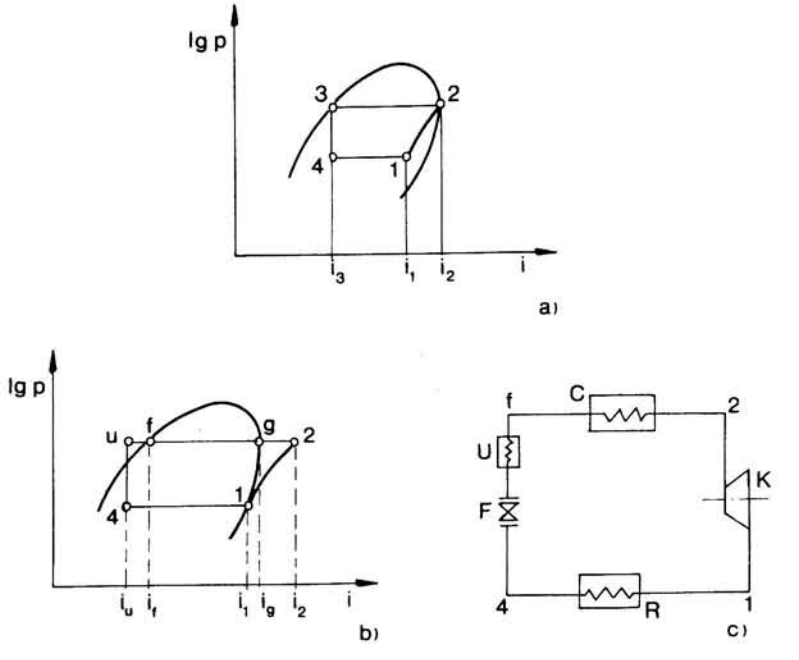
A *15.8.b ábrán* a 1. pontbeli hűtőközeg *száraz* gőz, a *15.8.a ábrán* az 1. pontbeli hűtőközeg *nedves* gőz. A száraz ciklusban a hűtőközeg teljesen elpárolog és a kompresszor száraz telített gőzt szív be; a nedves ciklusban nem teljes az elpárolgás.

Az *15.8.a ábrában* a 2. pont helyzete éppen a felső határgörbén van, a p_2 nyomású komprimált gőz éppen száraz. A kondenzátornak $i_2 - i_3 = r$ entalpiakülönbségét, azaz éppen a kondenzációs hőt kell kg-onként elvonnia.

A *15.8.b ábrán* a kondenzátorban először $i_2 - i_g$ túlhevítési hőt vonjuk el, majd $i_g - i_f = r$ kondenzációs hőt.

A kondenzátorban a hűtőközeg lecsapódását *hideg víz* segítségével oldjuk meg, felületi hőcserélővel. A kondenzátor után egy újabb felületi hőcserélőt, *utóhűtőt* iktatunk be. Ezt (ha lehet) szintén *hideg vízzel* hűtjük.

Az utóhűtő után kapcsoljuk a fojtószelepet, majd a refrigerátort. Az elpárologtatónak – az utóhűtés segítségével – így nagyobb a hűtőteljesítménye.



15.8. ábra. Nedves hűtőciklus és száraz utóhűtéses ciklus
a – nedves ciklus, b – száraz utóhűtéses ciklus, c – utóhűtéses hűtőgép

A kondenzáció, az utóhűtés és az elpárologtatás hőmérséklete a kívánalmakhoz és a lehetőségekhez igazodik. Szokásos értékei: ϑ = +30°C, ϑ_u = +25°C és ϑ_0 = -15°C.

Fajlagos hűtőteljesítmény

A kompresszorban munkabefektetéssel sűrítjük össze a hűtőközeget. (Ez az egyetlen munkabefektetés az egész ciklus során.) Legyen 1 kg hűtőközegre vonatkoztatva a munka: l kJ/kg. Eszerint

$$l = i_2 - i_1. \tag{15.9}$$

A hűtőgépet q_0 hidegfejlesztés céljából üzemeltetjük, ahol $q_0 = i_1 - i_4$ vagyis az elpárologtatóból távozó és oda belépő hűtőközeg entalpiakülönbsége. A fajlagos hűtőteljesítmény vagy hűtőhatásfok ε (görög epszilon) mindig a nyert hideg és a munka viszonya.

$$\varepsilon = \frac{q_0}{l}. \tag{15.10}$$

A hűtőgép hűtőteljesítménye:

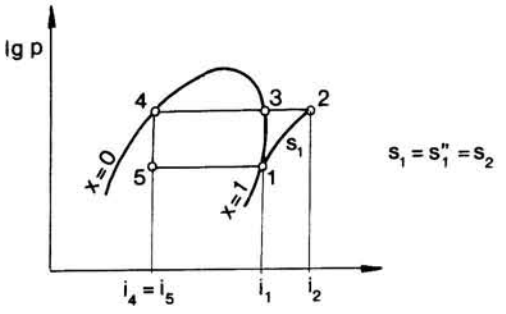
$$Q_0 = q_0\ G, \tag{15.11}$$

ahol q_0 az elpárologtatási entalpiakülönbség, kJ/kg; G az időegység alatti hűtőközeg-cirkuláció a hűtőberendezésben, kg/s; Q_0 eszerint kW = kJ/s dimenziójú hűtőteljesítmény.

15.2. példa

Számítsuk ki egy Q_0 = 100 kW hűtőteljesítményű ammóniaközegű kompresszoros hűtőgép alapadatait, ha az elpárologtató hőmérséklete ϑ_0 = –10°C és a kondenzátor hőmérséklete ϑ = +30°C. Legyen a körfolyamat száraz ciklus *(15.9. ábra)*.
A gőztáblázatból kigyűjthető adatok:

$s_1 = s''_1 = s_2$ = 8,758 kJ/(kgK) (adiabatikus kompresszió),



15.9. ábra. Száraz, fojtásos ciklus

i_1 = 1650,9 kJ/kg (kompresszorba beszívott száraz telített NH_3-gőz entalpiája),

$i_4 = i_5$ = 541,6 kJ/kg (fojtás előtti és utáni entalpia).

Az 1. pontból kiindulva a lg $p \sim i$ diagramon keressük ϑ = 30°C-os kondenzátorhőmérséklethez tartozó nyomás (p = 11,68 bar) vízszintes vonalának és az s_1 = állandó entrópiagörbének a metszéspontját.

Ehhez 2. ponthoz tartozó entalpiaérték i_2 = 1847,1 (kompresszió után túlhevített NH_3-gőz).

Számítsuk ki a fajlagos q_0 hűtést (elpárolgási entalpiaváltozást):

$$q_0 = i_1 - i_5 = 1650{,}9 - 541{,}6 = 1109{,}3 \text{ kJ/kg}.$$

A szükséges fajlagos kompresszormunka:

$$l = i_2 - i_5 = 1847{,}1 - 1650{,}9 = 196{,}2 \text{ kJ/kg}.$$

A fajlagos hűtőteljesítmény:

$$\varepsilon = \frac{q_0}{l} = \frac{1109{,}3}{196{,}2} = 5{,}654\,.$$

Ha Carnot-hűtőciklussal számolunk:

$$\varepsilon_c = \frac{T_0}{T - T_0} = \frac{263}{303 - 263} = 6{,}575$$

(ugyanis $T = 273 + \vartheta$).

Az elméleti összehasonlító jóságfok

$$\eta = \frac{\varepsilon}{\varepsilon_c} = \frac{5{,}654}{6{,}575} = 0{,}86 .$$

Számítsuk ki q értéket is.
Az elvonandó q hő a kb. ϑ_t = 85°C túlhevítési hőmérsékletről induló gázlehűtés (ϑ = 30°C-os száraz gőz határgörbéig) és az r kondenzációs hő összege. Másrészt a refrigeráció (elpárologtatási hő) és a kompressziós munka összege:

$$q = q_0 + l = 1109{,}3 + 196{,}2 = 1305{,}5 \quad \text{kJ/kg.}$$

Ugyanezt számíthatjuk az entalpiaváltozásból:

$$q = i_2 - i_4 = 1847{,}1 - 541{,}6 = 1305{,}5 \quad \text{kJ/kg.}$$

Számítsuk ki a zárt rendszerben cirkuláló hűtőközeg mennyiséget:

$$G = \frac{Q_0}{q_0} = \frac{100}{1109{,}3} = 0{,}09015 \text{ kg/s} = 324{,}5 \text{ kg/h.}$$

Mennyi a kondenzátor hűtővízfogyasztása, ha a hűtővíz felmelegedése $\Delta\vartheta$ = 10°C (pl. 15°C-ról 25°C-ra melegszik a hűtővíz)?

$$W_v = \frac{G \cdot q}{c_{\text{víz}} \cdot 10} = \frac{0{,}09015 \cdot 1305{,}5}{4{,}1868 \cdot 10}$$

$$W_v = 2{,}811 \text{ kg/s,}$$

átszámítva kereken: 10,12 m^3/h hűtővíz szükséges.

Többfokozatú hűtőgépek

Ha nagyon alacsony hőmérsékletet kell hűtőgéppel előállítani, akkor ez egyúttal azt is jelenti, hogy a p és p_0 nyomások közti különbség és a p/p_0 nyomásviszony nagymértékben megnő.

Ilyenkor az egyfokozatú kompresszióná (száraz ciklusban) a kompresszió végén igen nagy lesz a közeg ϑ_t túlhevítési hőmérséklete, ami több más problémával (kenés, káros térhatás stb.) együtt jelentkezik.

Ha a nyomásviszony $p/p_0 = 7$ (vagy 8) akkor kétfokozatú, ha pedig $p/p_0 = 30$ akkor háromfokozatú hűtőgép az előnyösebb.

A *15.10. ábrán* a kétfokozatú hűtőgép egyik lehetséges változatát mutatjuk be.

Ez a rendszer csupán az alsó fokozatban végez hűtést. Hőtechnikailag kedvező, ha az alsó fokozat kompresszorából kilépő túlhevített gőzt egy, a rendszerbe bekapcsolt (Á jelű) átbuborékoltató közbenső edényben (direkt keverő hőcserével) a telítési hőmérsékletre hűtik le.

A hűtésre felhasználható elvont hő

$$q_0 = i_1 - i_{11}. \tag{15.12}$$

A keringő hűtőközeg-mennyiségek

$$G_1 = \frac{Q_0}{i_1 - i_{11}} \text{ kg/s} \tag{15.13}$$

és

$$G_2 = G_1 \frac{i_2 - i_9}{i_3 - i_8} \text{ kg/s}. \tag{15.14}$$

A térfogatáramok

$$V_1 = G_1 \cdot v_1 \text{ m}^3/\text{s} \tag{15.15}$$

és

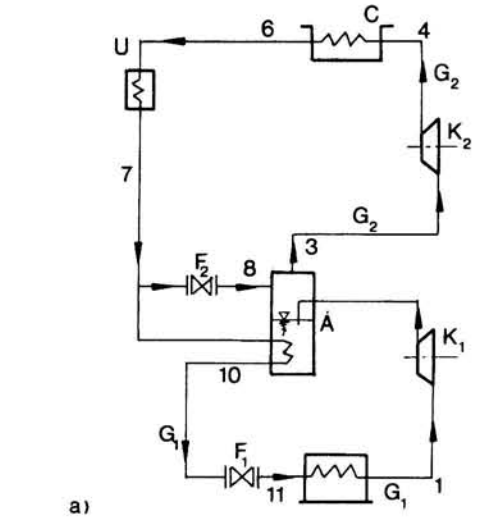
$$V_2 = G_2 \cdot v_3 \text{ m}^3/\text{s} \tag{15.16}$$

ahol v a fajtérfogat.

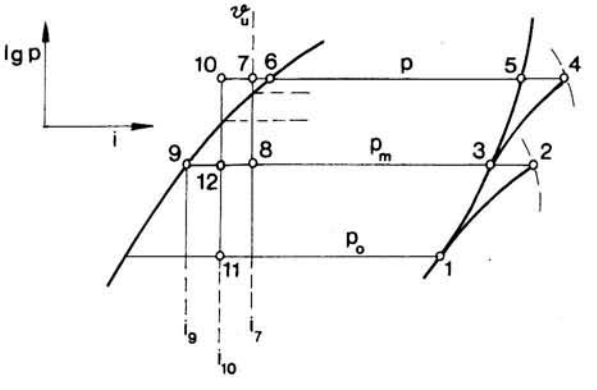
Kétfokozatú gépeknél a közbülső nyomást többnyire

$$p_m = \sqrt{pp_0} \tag{15.17}$$

képlettel veszik fel ahol p a kondenzátornyomás és p_0 a refrigerátornyomás.



a)



$i_7 = i_8$

b) $i_{10} = i_{11}$

15.10. ábra. Kétfokozatú hűtőciklus
a – kétfokozatú hűtőgép, b – kétfokozatú hűtés a lg $p \sim i$ diagramban

A hűtőteljesítmény változása

Ha a hűtőteljesítményt valamely kompresszoros hűtőgépnél adott hőmérsékletekre kiszámítottuk és pl. az elpárologtatási hőmérsékletet (ϑ_0 °C) megváltoztatjuk, úgy a hűtőteljesítmény is megváltozik *(15.2. táblázat)*.

15.2. táblázat

Az elpárolgás hőmérséklete a változás után °C	Az elpárolgás hőmérséklete a változás előtt °C				
	0	-10	-20	-30	-40
0		1,58	2,60	4,58	8,55
-10	0,64	1,0	1,65	2,90	5,42
-20	0,38	0,61	1,0	1,75	3,28
-30	0,22	0,34	0,57	1,0	1,86
-40	0,12	0,18	0,30	0,54	1,0

Dugattyús hűtőgépkompresszorok

A dugattyús kompresszorok lehetnek:

a) fekvő,
b) álló

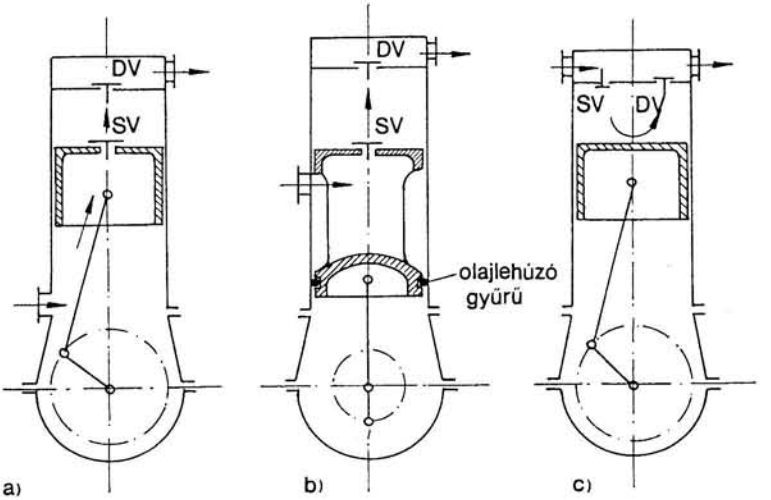
elrendezésűek.
Ez utóbbiak lehetnek:

egyenáramúak vagy
váltakozóáramúak.

A fekvő gépek a gőzgépek mintájára épültek. Ma már teljesen kimentek a divatból több hátrányuk miatt.
Hátrányaik: az ide-oda mozgó tömegek nagy tömegerői miatt csak kis fordulatszámmal építhetők, a hengerméretek emiatt nagyok, a gép drága. A dugattyúrúd súrlódásából eredően súrlódási veszteségük nagy, hajtásuk nagyobb teljesítményt igényel.

Az álló gépeknél gyorsabb járás biztosítható, a keresztfej elmarad, a tengelytömítés súrlódási veszteség szempontjából is kedvezőbb.

Az *15.11. ábrán* az álló kompresszorok három tipikus vázlata látható.



15.11. ábra. Dugattyús kompresszortípusok
a – egyenáramú, b – egyenáramú, olajlehúzó-gyűrűs, c – váltakozó áramú

Itt a) és b) egyenáramú, c) pedig váltakozóáramú dugattyús kompresszor.

Az „áram" kifejezés itt a hűtőközegnek a hengerben való átfutására utal. Az ábrán SV szívószelep, DV nyomószelep.

Az a) típusnál a beszívás a forgattyúházban alul történik. A szívószelep a dugattyúfedélbe épített, a nyomószelep a henger ún. hamisfedelébe. Az átfutás közben a hűtőközeg nem változtat irányt: „egyenáramú".

A c) típusnál viszont mind a szívó-, mind a nyomószelep a hamisfedélben helyezkedik el. Az átfutás a hűtőközeg irányváltoztatásával jár: „váltakozó áramú".

Az újabb modern szerkezetek váltakozó áramúak.

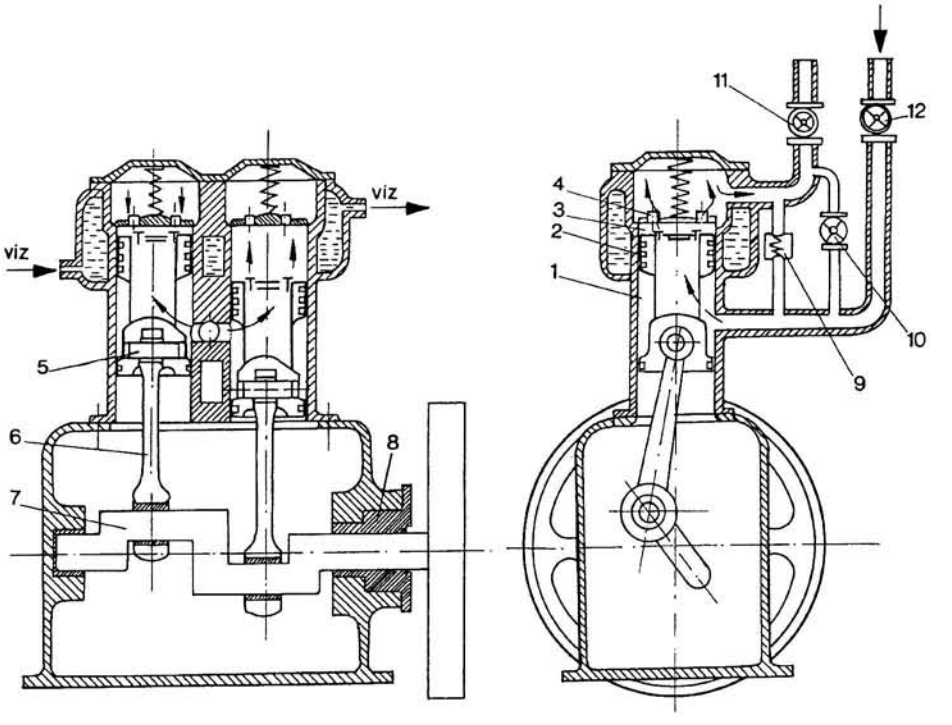
A b) típus olajlehúzó-gyűrűs. A beszívás a henger oldalcsonkján és a dugattyú „ablakán" át történik. Ez is egyenáramú.

Vizsgáljuk meg a *15.12. ábra* kapcsán – mint elvi vázlaton – egy egyszerű egyenáramú dugattyús kompresszor működését.

Az (1) hengerben mozgó (2) dugattyú éppen felső holtponti helyzetben van.

E pillanatban mind a szívó-, mind a nyomószelep zárva van.

A (2) dugattyú lefelé mozogván, az (1) hengerben ritkítás lép fel, a hengerben a nyomás kisebb lesz, mint a szívóoldali nyomás. A nyomáskülönbség a dugattyú felső részén (tetején) elhelyezett (3) szívószelepet felemeli, gáz áramlik a dugattyú fölötti hengertérbe. Mindaddig tart a gáz beáramlása, amíg a dugattyú az alsó helyzetét (alsó holtpont) el nem éri. Ilyenkor tehát a henger beszívott gázzal van töltve, amely gáz nyomása valamivel kisebb, mint a szívóvezetéki nyomás. Ugyanis a szívószelep ellenállása kissé fojtotta a gáznak a hengertérbe való áramlását.



15.12. ábra. Egyenáramú dugattyús, hűtőgépkompresszor
1 – henger, 2 – dugattyú, 3 – szívószelep, 4 – nyomószelep, 5 – dugattyúcsapszeg, 6 – hajtókar, 7 – forgattyús tengely, 8 – tömszelence, 9 – biztonsági szelep, 10 – tehermentesítő szelep, 11 – a nyomóvezeték főelzárószelepe, 12 – a szívóvezeték főelzárószelepe

Ezután a dugattyú felfelé mozdulva indul el. A hengertérben levő kisnyomású gázt összenyomja. Amely időpillanatban a hengertéri gáznyomás túllépi a nyomótéri (nyomóvezetéki) nyomást, a (4) nyomószelep kinyílik. A nagynyomású gáz a hengerből mostmár átáramlik a nyomóvezetékbe.

A legfelső helyzetben a dugattyú csaknem teljesen áttolt minden gázt a nyomótérbe, a (4) nyomószelep a helyére csukódik, zár. E zárást rugó segíti elő.

Megjegyzendő, hogy a nyomólöket alatt a szívószelep állandóan zárva van. A hengertérben levő nagyobb nyomású gáz szorítja a helyére a (3) szívószelepet.

Amikor a dugattyú lefelé mozog, ez a szívólöket, amikor pedig felfelé, ez a gázsűrítés (kompresszió) és gázkitolás.

A *15.12. ábrán* bejelöltük a következő részeket:

(5) dugattyúcsapszeg, (6) hajtórúd, (7) főtengely, (8) tömszelence, (9) biztonsági szelep, (10) tehermentesítő szelep, (11) nyomóvezeték főelzáró szelep, (12) szívóvezeték főelzáró szelep.

Régebben kúposülésű *tányérszelepeket* használtak (króm-nikkel acélból). Előnye volt: kis károstér, továbbá kis fordulatszámok esetében jó nyílási és zárási tulajdonságok. Nagyobb fordulatszámok mellett a könnyű *lemezszelepek* terjedtek el.

A dugattyús hűtőgép kompresszorszelepei *nem vezérelt* (önműködő) szelepek. Durva hasonlattal élve: automata visszacsapó szelepek. A lemezszelepekre jellemző a kis súly, a kis súrlódás, a viszonylag kis rugónyomás. A szerkezeti kialakításnál: kis szelepemelkedés, valamint gyors nyitás és zárás a mérvadó.

A szeleplapok finom különleges acéllemezből készülnek, vastagságuk 0,2 ...2 mm között van. A szelepemelkedés: kb. 0,8 ...2,5 mm.

Nagyobb gépeknél ún. gyűrűs szelepet használnak.

A *15.12. ábrán* a kompresszor felső részét vegyük szemügyre: a (4) nyomószelep egy belső ún. biztonsági fejben, más elnevezéssel: *hamisfedélben* helyezkedik el.

A hamisfedelet különösen ammóniás gépeknél alkalmazzák. Megtörténhet ugyanis, hogy helytelen üzemvitelnél a kompresszor hengerébe hirtelenül nagyobb mennyiségű cseppfolyós hűtőközeg kerül vagy több olaj csapódik fel.

A folyadék nem tud átáramlani a gázra méretezett szelepnyílásokon, folyadékütés következik be, ami törést okozhat.

Ilyenkor a hamisfedél és a valódi fedél közötti erős rugó működésbe lép: a hamisfedél (biztonsági fej) meg tud emelkedni a hirtelen túlnyomásnak engedve. Ha ez bekövetkezik, a kompresszor erős csattogó hanggal jár.

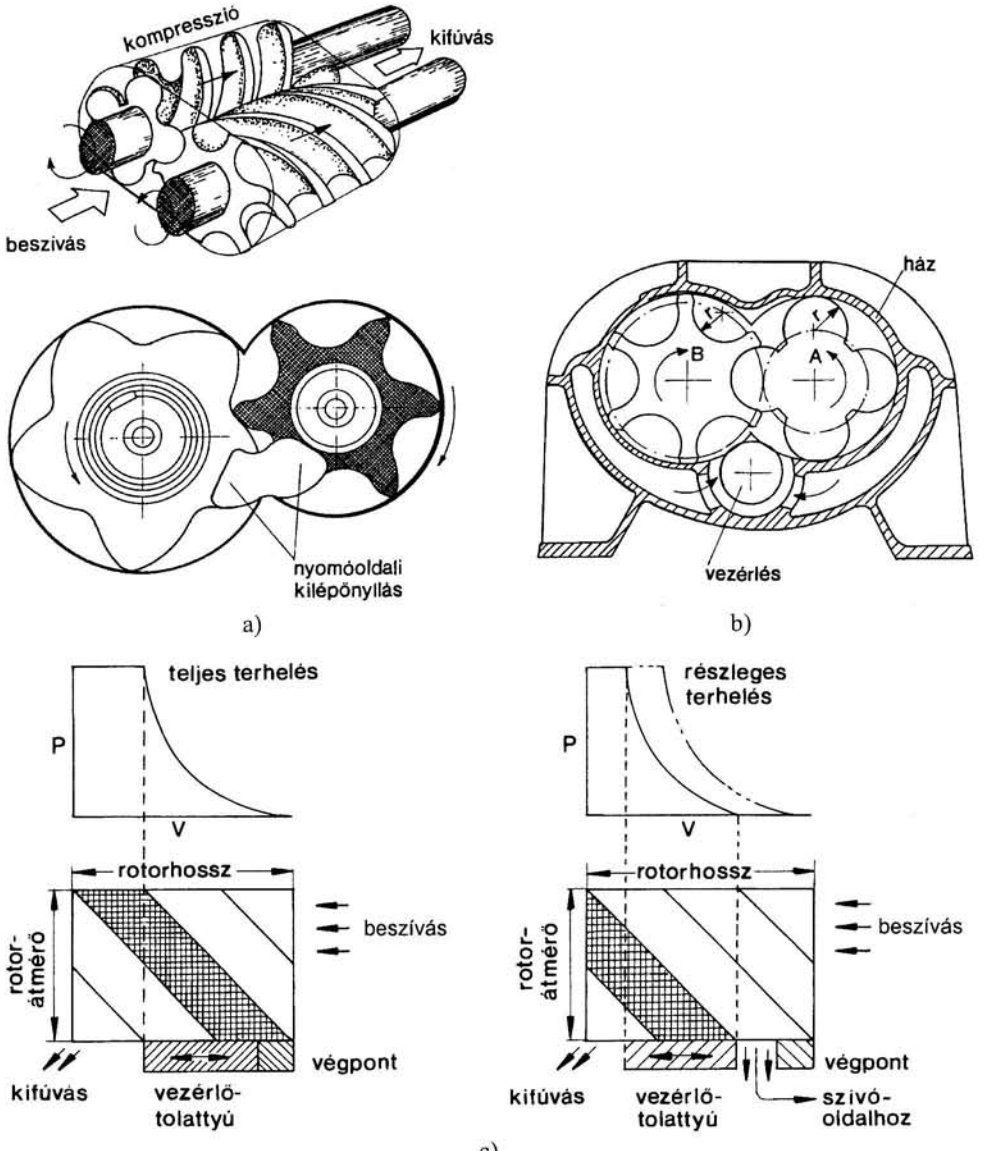
Térfogatkiszorításos kompresszorok

(Csavarkompresszorok, rotációs- és turbókompresszorok)

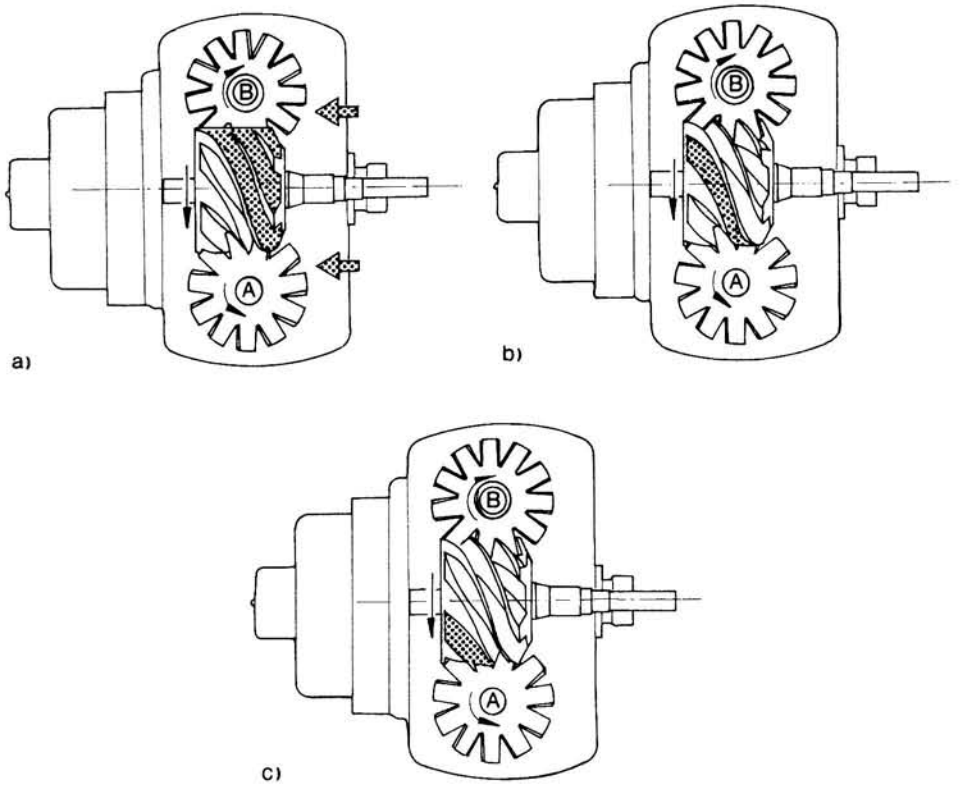
A nagyteljesítményű (100 ... 4000 kW hűtőteljesítmény) hűtőberendezéseknél egyre inkább csavarkompresszorokat használnak a dugattyús kompreszszorok helyett [6, 12, 50].

A csavarkompresszor elvi felépítését és szerkezetét a *15.13. ábra* mutatja.

A sűrítést két, egymással szemben forgó speciális fogazású rotor végzi. A fő- és mellékrotorok foghézagai közötti teret a hézagokba behatoló fogak csökkentik, így komprimálják a bennük levő közeget. A kompresszió akkor kezdődik, amikor a rotorok foghézagai közötti teret a fogak és a ház fala bezárják.



15.13. ábra. Csavarkompresszor
a – nézeti kép, b – vezérléses csavarkompresszor, c – teljes és részleges terhelés
(A – főrotor, B – mellékrotor)



15.14. ábra. Két csillagkerekes APV-Hall kompresszor
a – szívás, b – sűrítés, c – kitolás

A foghézagok közötti tér bezárásának késleltetésével (egy tolattyúval) 100 ... 10% közötti szállítóképesség-módosítás valósítható meg.

A csavarkompresszor intenzív olajozást igényel, amely a tömítést, a hűtést és a segédenergiát is biztosítja.

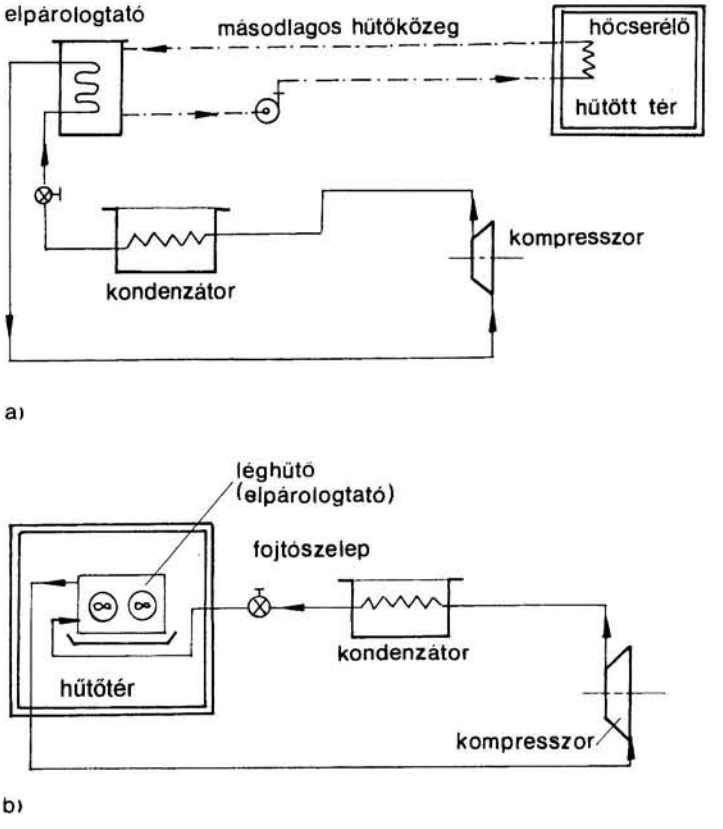
A legújabb fejlesztés eredménye az *egycsavaros kompresszor*. Lényeges szerkezeti eleme a hatbekezdésű forgórész, amelyhez oldalról csatlakozik a két, egyenként tizenegy fogú csillagkerék (APV-Hall gyártmány).

A *15.14. ábra* az APV-Hall kompresszor működését szemlélteti.

A beszívott gázt a forgórész hornyaiba a csillagkerekek fogai bezárják. A fogak felületei a gázt addig komprimálják, amíg a horony fala el nem éri a kilépőnyílást, amelyen az összesűrített gáz távozik. A kilépőnyílás mérete határozza meg, hogy mekkora a sűrítés mértéke.

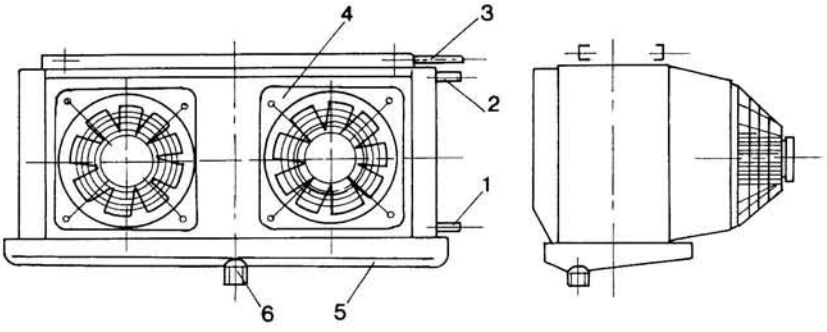
Elpárologtatók

Az elpárologtatókban vagy refrigerátorokban a kisnyomású hűtőközeg cseppfolyós (vagy zömében cseppfolyós) állapotból gőzállapotba kerül. E hőcserélők vagy *levegő,* vagy egy alkalmasan választott *folyadék* (pl. sólé) lehűtését végzik *(15.15. ábra).*

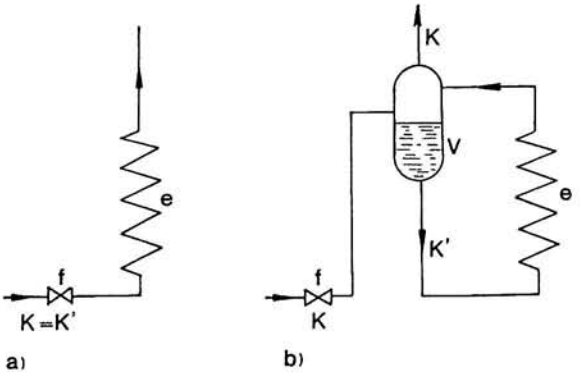


15.15. ábra. Hűtőberendezés
a – másodlagos hűtőközeges hűtés,
b – hűtés a hűtőközeg elpárologtatásával mint közvetlen léghűtés

Az elpárologtató vagy közvetlenül csatlakozik a hűtendő térhez (a hűtőkamra légterét hűtő), vagy közvetve. Ilyenkor a másodlagos hűtőközeget hűti, amelyet szivattyú segítségével, keringetéssel csővezetéken visznek a hűtendő térhez, anyaghoz. A másodlagos hűtőközeg sólé vagy újabban valamilyen egyéb hűtőfolyadék (pl. etilénglikol vizes oldata). A közvetlen hűtőrendszer vagy „csendes", azaz légventilátor nélküli, ahol a levegő a kamrában csak a sűrűségkülönbség hatására cirkulál, vagy pedig ventilátoros léghűtő *(15.16. ábra).*



15.16. ábra. Ventilátoros léghűtő egység (Unit Cooler)
1 – hűtőközeg bevezetése, 2 – hűtőközeg kilépése, 3 – leolvasztó vezeték, 4 – ventilátor, 5 – csepptálca, 6 – olvadékelvezetés



15.17. ábra. Elpárologtatók típusvázlatai
a – „száraz", b – „elárasztott" rendszer, e – csőkígyó, f – fojtó(szabályzó)szelep,
V – folyadékleválasztó, K – közegáram, K' – másodlagos közegáram

A *15.17. ábra a* része a „száraz" és *b* része az „elárasztott" elpárologtató elvi vázlata.

A száraz elpárologtató egy (e) csőkígyó, ennek egyik végén (f) fojtószelep beadagolja a hűtőközeget; a másik végén gőzállapotban a kompresszor elszívja.

(Természetesen több párhuzamos ágból is állhat.)

Hőátviteli szempontból a száraz elpárologtató nem előnyös.

A fojtószelepben fojtás közben gőz is képződik. Ez a gőzmennyiség súlyra igen kicsi, viszont térfogatilag elég nagy.

Az elpárologtatóban az összes folyadékrésznek el kell párolognia. A száraz elpárologtatók belső térfogatában így viszonylag igen kis százalék folyadék van jelen.

Mivel e kis folyadékmennyiséget nagyon nehéz az elpárologtató csőrendszerének belső felületén egyenletesen szétteríteni, így minden időpillanatban jelentős a felületnagyság: „gőzös" (szárazra futott). Ezért hívjuk „száraz elpárologtató"-nak. A hőátviteli tényező a nem kielégítő elárasztás (szárazra futás) miatt nem túl kedvező értékű. Az elárasztásos elpárologtató sokkal kedvezőbb.

Az (f) fojtószelep most egy (V) folyadékleválasztóba adagolja a hűtőközeget úgy, hogy ott a folyadékszint állandó legyen. A fojtáskor keletkező gőzt innen a kompresszor közvetlenül elszívja.

A folyadékleválasztó alatti folyadékoszlop és az (e) elpárologtatóban levő folyadék-gőz elegy sűrűségkülönbségének hatására másodlagos áramlás indul meg.

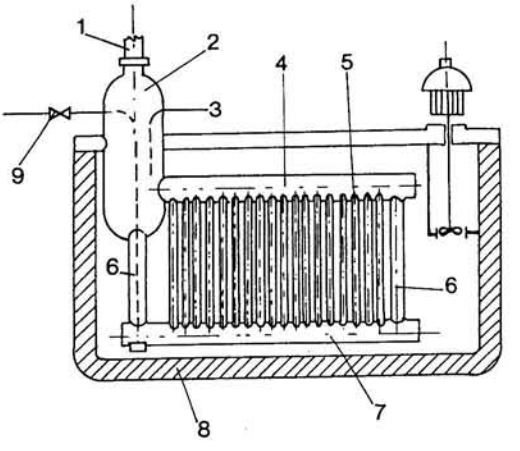
A folyadékleválasztót nem célszerű túl magasra helyezni a jó elárasztás kedvéért. Inkább úgy járunk el, hogy az áramlási ellenállást lecsökkentjük az elpárologtató csövek több párhuzamos ágra osztása révén.

Ilyen rendszerű az ún. meredekcsöves elpárologtató.

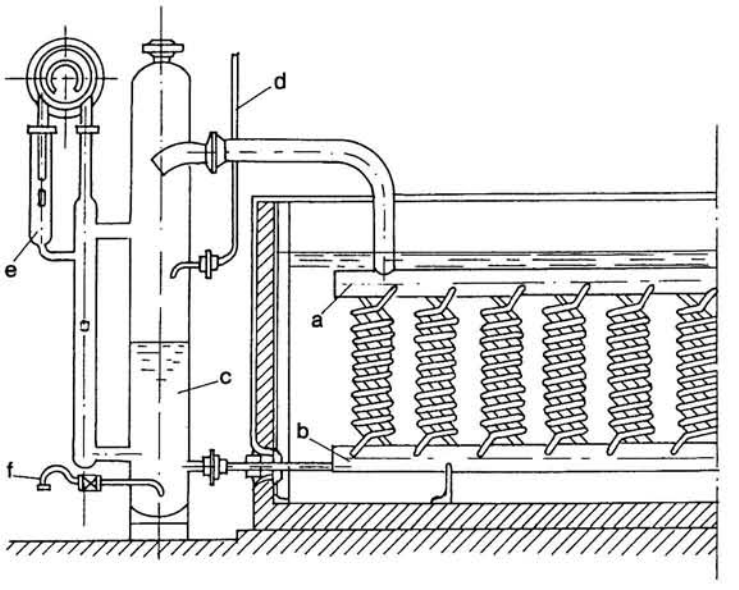
A másodlagos közegáramlás (cirkuláció) gravitációs elvű. Újabban egyre jobban terjed a szivattyús rendszer.

A *15.18. ábra:* sólétartályba helyezett meredekcsöves elpárologtató.

A sólét a tartályba merülő keverő keringeti.



15.18. ábra. Sólétartályba helyezett meredekcsöves elpárologtató
1 – szívóvezeték, 2 – folyadékleválasztó, 3 – bevezetőcső, 4 – gőzgyűjtőcső, 5 – gőzcső, 6 – ejtőcső, 7 – folyadékgyűjtőcső, 8 – hőszigetelt tartály, 9 – olajmentesítés



15.19. ábra. Stein-féle spirálcsöves elpárologtató
a – felső gyűjtőcső, b – alsó gyűjtőcső, c – folyadékleválasztó, d – folyadékcső, e – mágneses folyadékszint-mutató, f – olajleeresztő

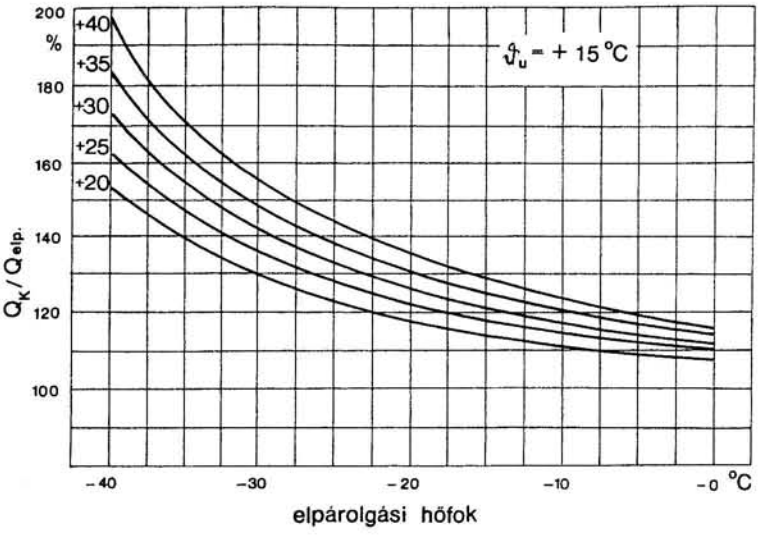
A *15.19. ábra* az előző (Linde-féle) elpárologtatóval rokon ún. Stein-féle spirálcsöves elpárologtatót mutatja. Itt az (a) és a (b) gyűjtőcsöveket két egymásba helyezett csőspirális köti össze. A csőspirálisok rugalmas volta kiküszöböli a hőtágulás okozta káros feszültségeket. A felszálló gőz-folyadék keverék folytonos irányváltoztatása révén a hőátadás javul. Helyszüséglete kicsi, olcsó berendezés. További részek (c) folyadékleválasztó; (d) folyadékcső; (e) mágneses folyadékszint-mutató; (f) olajleeresztő.

Leggyakrabban alkalmazott elpárologtató: a *csőköteges hőcserélő* (álló vagy felső elrendezésben).

Kondenzátorok

A hűtőközeg gőzeit a kondenzátorban csapatjuk le. A kondenzátorban hőt (rejtett hőt) vonunk el a hűtőközegtől.

A kondenzátor $Q = Q_k$ hője az elpárologtató $Q_0 = Q_{elp}$ hőjénél nagyobb, ezt a *15.20. ábra,* mint tájékoztató diagram is mutatja.



15.20. ábra. A kondenzációs hő viszonya az elpárologtatási hőhöz (ϑ_u = +15°C utóhűtést feltételezve)

E diagram százalékos léptékben mutatja Q_k / Q_{elp} viszonyszámát az elpárolgási hőfok (abszcissza) és a kondenzátorhőfok (paraméter) függvényében. A diagram +15°C utóhűtést feltételez.

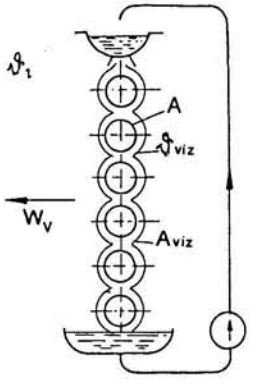
Kondenzátorok lehetnek vízhűtésűek és léghűtésűek, valamint a két rendszer kombinációjaként: permetezettek.

A vízhűtésű kondenzátorok régi formája a hűtővízbe merülő spirálcsöves ún. merített kondenzátor. A hőátadás eléggé kedvezőtlen. Ilyen kondenzátor legfeljebb ott indokolt, ahol a víz iszapos.

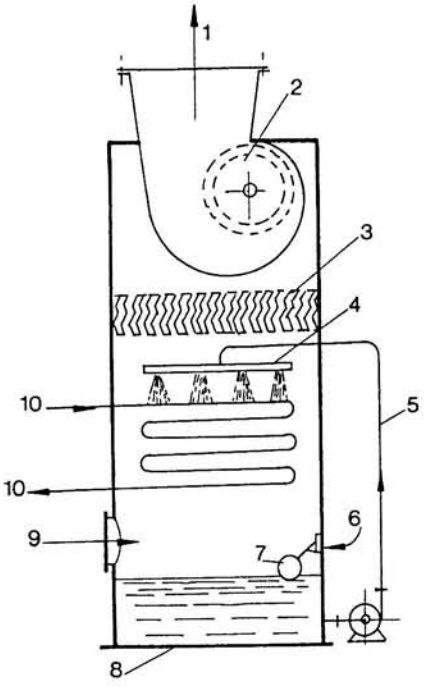
Elterjedt vízhűtésű kondenzátortípus a „cső a csőben" vagy kettőscsövű kondenzátor. A közegek ellenáramban futnak végig. A belső csőben a hűtővíz, a köpenyben (gyűrűkeresztmetszet) a hűtőközeg áramlik. Az egyes csőelemeket igen enyhe lejtéssel szerelik.

A vízhűtésű kondenzátorok másik csoportja a többszörös átfutású fekvő csőköteges kondenzátor, illetve az álló csőköteges („torony"-)kondenzátor.

Nagy berendezésekhez, ahol nem áll rendelkezésre megfelelő mennyiségű hűtővíz, permetezett kondenzátorokat építenek.



15.21. ábra. Permetezett (locsolt) kondenzátor A – a kondenzátorcsövek felülete, $A_{víz}$ – a csöveken kialakuló vízfátyol felülete, ϑ_{lev} – levegő hőmérséklete, $\vartheta_{víz}$ – víz hőmérséklete, W_v – az elpárolgó víz mennyisége



15.22. ábra. Evaporatív kondenzátor
1 – levegőkilépés, 2 – ventilátor, 3 – cseppfogó, 4 – porlasztó fúvókák, 5 – hűtővízcső, 6 – pótvíz, 7 – úszó, 8 – folyadéktartály, 9 – levegőbelépés, 10 – kondenzátor csőkígyó

Ilyen permetezett kondenzátor elvi vázlatát a *15.21. ábrán* mutatjuk be.

A kondenzátorcsövek A felületére felülről vizet csurgatunk. A vízfátyol a csöveken $A_{víz}$ felületet képez. A $\vartheta_{víz}$ hőmérsékletű hűtővíz és a ϑ_{lev} hőmérsékletű levegő találkozásakor a víz egy része elpárolog (W_v mennyiségben) eközben hőt von el a kondenzátorból. A lecsurgó vizet alul egy medencében összegyűjtik és egy ún. visszafordító szivattyúval újra a kondenzátor fölé vezetik. Közben gondoskodnak kellő friss víz pótlásról is. Egy ilyen permetezett kondenzátor vízszükséglete egy ellenáramú kondenzátorénak mintegy 1/6-od része. Az ilyen permetezett kondenzátorokat szabadban (épület tetején, udvaron) helyezzük el.

Újabb erős fejlődést mutat az evaporatív kondenzátor, más szóval elpárologtató kondenzátor *(15.22. ábra).*

Vízszükséglete viszonylag kicsi. Elvileg egy permetezett kondenzátor és egy vízvisszahűtő kombinációjának tekinthető.

A hűtővizet finom cseppekre porlasztják a fúvókák, így kerül a kondenzátorcsövekre. A vízelpárolgást és ezzel a hűtőhatást mesterséges levegőáramlással növeljük. A szabad keresztmetszetre számított légsebesség w_1 = 2... 3 m/s. Friss vízfogyasztás (pótvíz) 2...4 liter/h, keringő víz 80...130 liter/h, 1kW hűtőteljesítményre vonatkoztatva.

Sima csövek esetén k = 350 ... 650 W/(m²fok) a hőátviteli tényező.

A léghűtésű kondenzátorok csöveit a levegőoldalon bordázattal látják el. A levegő mozgatását axiálventilátorokkal szokták biztosítani. Viszonylag terjedelmes, nagy helyet foglal el. A szabadban kerül felállításra. Előnye, hogy nem fogyaszt vizet.

Szabályzószelepek

(Fojtószelepek)

A szabályzószelepek feladata egyrészt a p nyomásról p_0 nyomásra való fojtásos expanzió biztosítása, másfelől a hűtőközegáram olyan mérvű adagolása, hogy az elpárologtatóba annyi közeg jusson, amennyi ott el is párolog.

Normális üzemben a fojtószelep szabad keresztmetszete a hozzáérkező cső keresztmetszetének 1/10 ... 1/15-része. A szerkezeti kialakítás jellegzetessége a finom szabályozás lehetővé tétele.

Manapság a kézi szabályzószelepek már kimentek a divatból, úgyszólván mindenütt önműködő szabályzószelepeket alkalmaznak.

Az elárasztott rendszerű elpárologtatókhoz szintszabályozókat (nívószabályozókat) alkalmaznak.

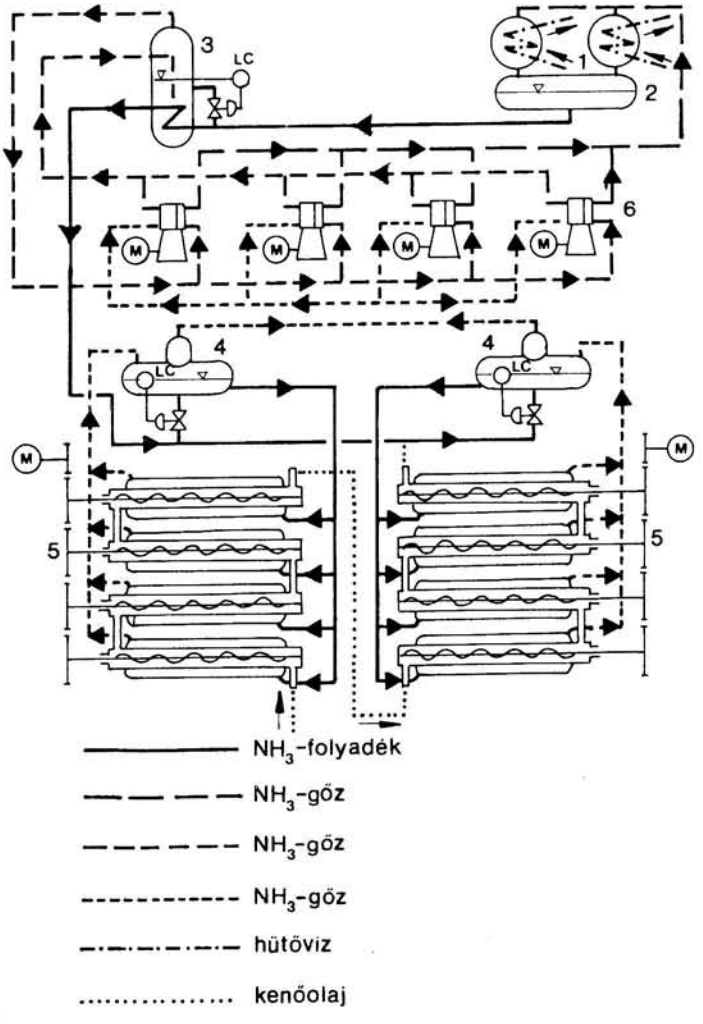
A száraz rendszerű elpárologtatókhoz a termosztatikus expanziós szelepet használják. Ennek hőérzékelőjét a jó hővezetést biztosítva, az elpárologtató utáni csővezetékre szerelik fel.

A termosztatikus szelep membránjára felülről hőérzékelő közeg hőfoktól függő *nyomása* hat.

A termosztatikus szelep arányos, közvetlen szabályozó.

Kenőolajüzemi hűtőrendszer

A *15.23. ábra* olyan Borsig-hűtőrendszert mutat be, amelyet kenőolaj gyártáshoz, ill. motorolaj paraffinmentesítéshez dolgoztak ki.



15.23. ábra. Hűtőrendszer motorolaj paraffinmentesítéséhez és kenőolaj gyártáshoz
1 – NH_3-kondenzátor, 2 – NH_3-gyűjtő, 3 – közbenső edény, 4 – folyadékleválasztó, 5 – kapartfalú hőcserélő (külső gyűrűs terében elpárologtató), 6 – kétfokozatú NH_3-kompresszor

Négy darab kétfokozatú NH_3-hűtőkompresszor (ebből egy tartalék) keresztfejes felépítésű. A NH_3 elpárolgása kapartfalú hűtő-hőcserélő külső gyűrűs terében megy végbe. A hőcserélő rendszer belső csövei kapartfalúak (a cső belső palástjára dermedt paraffin eltávolítását célozzák).

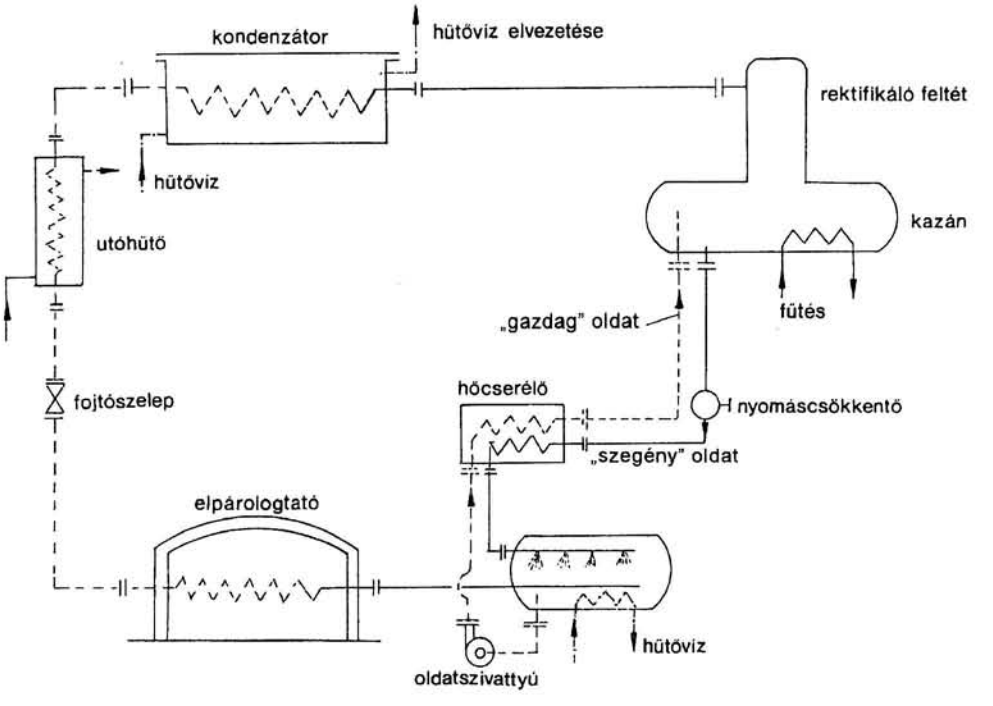
15.7. Abszorpciós hűtőgépek

Az abszorpciós hűtőgépek a hideget nem mechanikai *munka*, hanem *meleg* befektetése árán állítják elő.

Első pillanatban meglepőnek tűnik, hogyan lehet „meleggel hideget csinálni". Gondoljunk azonban arra, hogy a hűtőkörfolyamatban szereplő T kondenzációs hőmérsékletre nemcsak a hűtőközeg kompressziója (külső munka befektetése) által emelhetjük a közeget, hanem felmelegítéssel is. Így a kondenzátorban az elpárologtató által T_0 kis hőmérsékleten a környezettől felvett hőmennyiséget (plusz az egyéb felvett hőt) a hűtővíznek adjuk át T hőmérsékleten.

A *15.5. ábra* a fojtószelepes egyszerű kompresszoros hűtőgép kapcsolását mutatja, ahol 4 fontos szerkezeti elemet különböztethetünk meg: a *kondenzátort*, a *fojtó* (szabályzó-)*szelepet*, a *refrigerátort* (elpárologtatót) és végül a *kompresszort*.

Hagyjuk el a kompresszort és tegyünk helyébe olyan *készülékcsoportot*, amelyben megfelelő kapcsolással *hőt* (meleget, fűtést) viszünk a rendszerbe és előáll az egyszerű abszorpciós hűtőgép.



15.24. ábra. Abszorpciós hűtőgép elvi vázlata

Nézzük meg a *15.24. ábrát.* A kondenzátorban hűtővíz segítségével cseppfolyósítjuk az NH_3-gőzt. A p nyomású NH_3-folyadékot a szabályzószelep p_0 nyomásra fojtja. Ezután a közeg a refrigerátorba kerül, elvégzi kitűzött hűtési feladatát és elpárologván mint kisnyomású NH_3-gőz az abszorberbe kerül.

Az abszorberben az ammónia *híg* vizes oldatában (*ammóniaszegény* oldat) az NH_3-gőz elnyelődik. Hogy az oldáshőt elvezessük és az oldást elősegítsük az abszorbert hűtővízzel hűtjük. Az oldás eredményeképpen ammóniában töményebb (*gazdag*, dús) oldat áll elő, amit az abszorberből egy viszonylag kisméretű oldatszivattyú segítségével a kazánba nyomunk.

A „kazán" (nem éppen szerencsés elnevezés) a gazdag oldatból egyrészt *kiforralja* az NH_3-gőzöket, másrészt ezáltal *szegényíti* az oldatot. Mindezt fűtés (nagyhőmérsékleten bevezetett hőmennyiség) segítségével végzi. A kazán (más néven főző, kiforraló, kihajtó) tetején ún. rektifikáló feltétet alkalmaznak, hogy az NH_3-gőzök minél „tisztábban", azaz vízmentesen távozhassanak a kondenzátor felé.

A kazánból nyert szegény oldat útjába közbenső hőcserélőt is szokás iktatni, ez hőtechnikailag javítja a hűtőgép hatásfokát.

Az abszorberben p_0 nyomás (elpárologtató nyomás), a kazánban p nyomás (kondenzátornyomás) uralkodik. Ezért van szükség az oldatszivattyúra, amely a gazdag oldatot felemeli, ill. a szegény oldat nyomását csökkenti a redukálószelep előtt.

Az abszorpciós hűtőgépben *két* közeget, ill. ezek elegyét használjuk. A hűtőközeg: az ammónia (NH_3), az oldóközeg pedig a víz (H_2O).

Ennek megfelelően két cirkulációról is beszélünk, a nagycirkulációban az NH_3 vesz részt (részben tisztán, részben oldat formában), a kiscirkulációban pedig a víz-ammónia folyadékelegy.

Az abszorpciós hűtőgépet 1859-ben FERDINAND CARRÉ francia mérnök találta fel. Számos nagy ipari abszorpciós hűtőgép működik ma is lényegében az általa feltalált szerkezeti elvek szerint. A háztartási abszorpciós gép PLATEN és MUNTERS svéd mérnökök találmánya. A fejlesztők között megemlítendő: MAIURI, ALTENKIRCH, EINSTEIN és SZILÁRD LEÓ, valamint HELLER LÁSZLÓ és FARAGÓ GYULA.

A vegyiparban és a klímaberendezéseknél abszorpciós hűtőközegpárként a víz–lítium-bromid elegyet is használják (főleg a +5°...+10°C hűtési tartományban).

Az NH_3-H_2O abszorpciós hűtőgépek tervezéséhez vagy a MERKEL által kidolgozott entalpia ~ összetétel diagramot, vagy a $\lg p \sim \frac{1}{T}$ diagramot használják.

Az $\lg p \sim \frac{1}{T}$ diagram vegyészek számára közismert. A forráspont ~ gőztenzió összefüggést a Clapeyron – Clausius-egyenlet írja le. Ebből az egyenletből következik, hogy a forráspont ~ gőztenzió görbék az $\frac{1}{T} \sim \lg p$ diagramban kiegyenesíthetők.

A H_2O és az NH_3 ilyen gőznyomás ~ hőmérséklet „egyenesét" felrajzolva az $NH_3 \sim H_2O$ oldat több összetételéhez is megrajzolják a (ξ tömegtört) egyeneseket *(15.25. ábra)*, [13, 14, 35, 50].

Az $NH_3 \sim H_2O$ $\lg p \sim \frac{1}{T}$ diagramját felhasználva, a szegény oldatot ξ_a és a gazdag oldatot ξ_r jellel jelöljük. A kondenzátor p és az elpárologtató p_0 nyomása között megrajzoljuk (vastag vonallal) a kis cirkulációt és (szaggatott vonallal) a nagy cirkulációnak azt a részét, ahol az NH_3 tisztán áramlik *(15.25. ábra)*. (Példánkban az (1) pont 70°C, a (2) pont pedig 100°C hőmérsékletű.)

Az (1-2) szegényítés: a főzőkazánban q_h fűtés a gazdag oldatból kiűzi az ammóniagőzt.

A szegény oldat a (3^+-3) nyomáscsökkentéssel az abszorberbe kerül. Itt (3-4) oldófolyamatban dús oldattá válik. Az abszorberben q_a hőt hűtővízzel vonják el. (Példánkban a (3) pont 49°C, a (4) pont pedig 20°C hőmérsékletű.)

A kazánban fejlődött NH_3-gőzt kondenzátorba viszik (5-6), ahol a q_k kondenzációs hőt hűtővízzel vonják el. Az NH_3-gőz cseppfolyósodik (6). A (6-7) fojtás után az elpárologtatóból nyerjük a q_0 „hideget" (7-8 folyamatban), ez az amiért a hűtőgépet üzemeltetik. (A refrigerációs hőmérséklet: –20°C.)

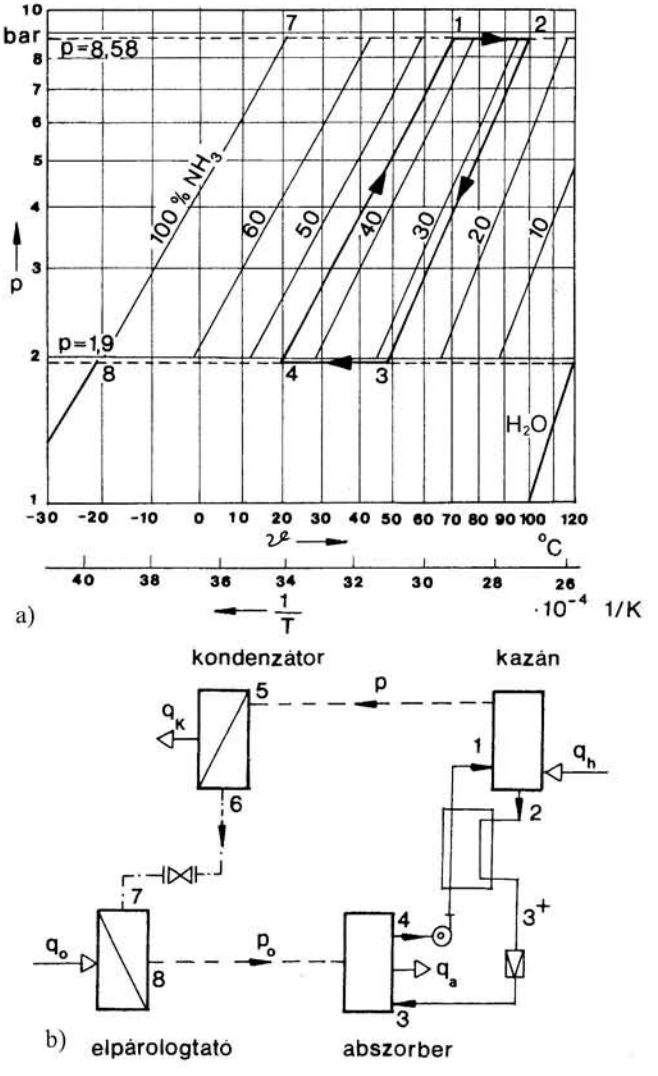
A ξ koncentrációsáv $\xi_a \cong 0{,}28$ és $\xi_r \cong 0{,}44$ közötti az adott hűtőgépnél.

A nyomásviszony: $p/p_0 = 8{,}58/1{,}9$.

Az abszorpciós hűtőgépek hűtési jóságfoka a z hőviszony

$$z = \frac{Q_0}{Q_f}, \tag{15.18}$$

azaz a hűtőteljesítmény és a befektetett Q_f fűtési teljesítmény viszonya.



15.25. ábra. Abszorpciós hűtőgép működése a lg $p \sim 1/T$ diagramban ábrázolva
a – az $NH_3 \sim H_2O$ rendszer lg $p \sim 1/T$ diagramja, b – abszorpciós hűtőgép kapcsolási vázlata
1 – a kazánba belépő dús oldat, 2 – a kazánból kilépő szegény oldat, 3 – az abszorberbe belépő szegény oldat, 4 – az abszorberből kilépő dús oldat, 5 – a kazánból kilépő NH_3-gőz, 6 – a kondenzátorból kilépő NH_3-folyadék, 7 – a fojtószelepet elhagyó és az elpárologtatóba belépő hűtőközeg, 8 – az elpárologtatót elhagyó NH_3-gőz

A *15.3. táblázat* irányszámokat tartalmaz ipari abszorpciós hűtőgépekhez.

15.3. táblázat

Hűtőközegpár	Elpárolgás ϑ_0°C	Hőviszony Q_0/Q_f	Fogyasztás Q_0 = 100 kW-hoz		
			gőz kg/h	víz m^3/h	vill.energia kW
NH_3~H_2O	+5 ... -5	0,5 ... 0,65	300 ... 350	25 ... 40	1,5 ... 2,5
	-5 ... -10	0,45 ... 0,6	330 ... 450	12 ... 25	1,5 ... 3,0
	-15 ... -20	0,4 ... 0,55	350 ... 470	15 ... 30	2,5 ... 4,5
	-40 ... -45	0,28 ... 0,32			
H_2O~LiBr	+5 ... +10	0,7 ... 0,75	250 ... 280	15 ... 29	~ 0

15.8. Gőzsugárszivattyú, gőzsugárhűtőgép

A víz és a vízgőz kompresszoros hűtőgép hűtőközege gyanánt alig alkalmas. Bár rejtett hője az NH_3-énak mintegy kétszerese, a térfogata viszont kereken 700-szorosa. Ez azt jelenti, hogy egy 350-szer nagyobb vízgőzös dugattyús kompresszor teljesítene annyit, mint egy NH_3-hűtőgép!

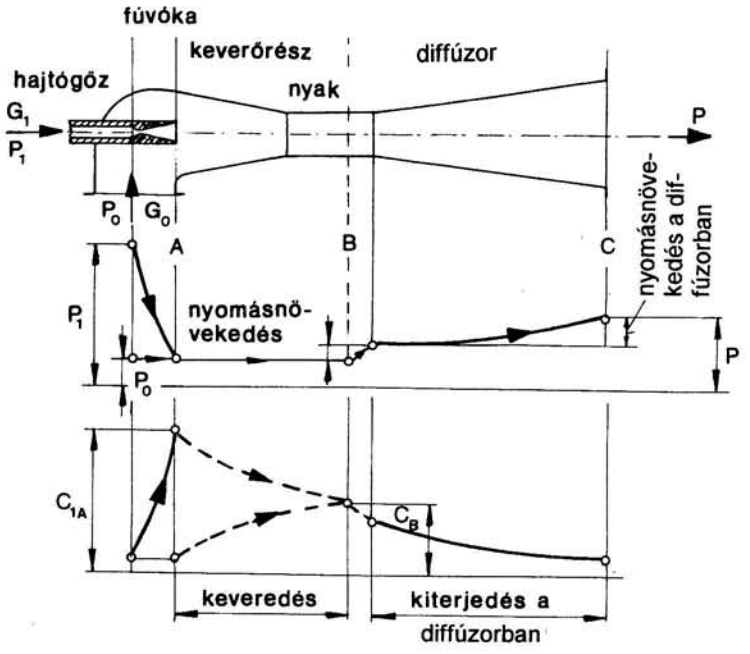
Alkalmatlanságot jelent a vízgőz igen kis gőztenziója és a fagyveszély (jégdugók).

Az ún. gőzsugárhűtőgépeknél viszont gyakran és előnyösen alkalmazható közeg a H_2O.

A gőzsugárhűtőgép „lelke" a gőzsugárszivattyú.

Tekintve, hogy a gőzsugárszivattyúkat a vegyipar számos területen alkalmazza, így szóba jön mint vákuumszivattyú, hőszivattyú, továbbá bepárlókészüléknél mint párakompresszor és a most ismertetendő alkalmazásában mint gőzsugárhűtőgép.

A vegyészhallgatók jól ismerik a laboratóriumok vízcsapjaira szerelhető vízsugárszivattyút. Ott a hajtóközeg a megfelelő nyomású vízsugár, képes levegőt szívni pl. szűrőnuccs vagy exszikkátor edényből. A gőzsugárszivattyúk (vagy helyesebben gőzsugárkompresszorok) hajtóközege megfelelő nyomású vízgőz. Megjegyezzük, hogy adott esetben nemcsak vízgőzsugár használható, vegyi technológiák más gőzt – (szénhidrogén, oldószer) – is alkalmaznak.



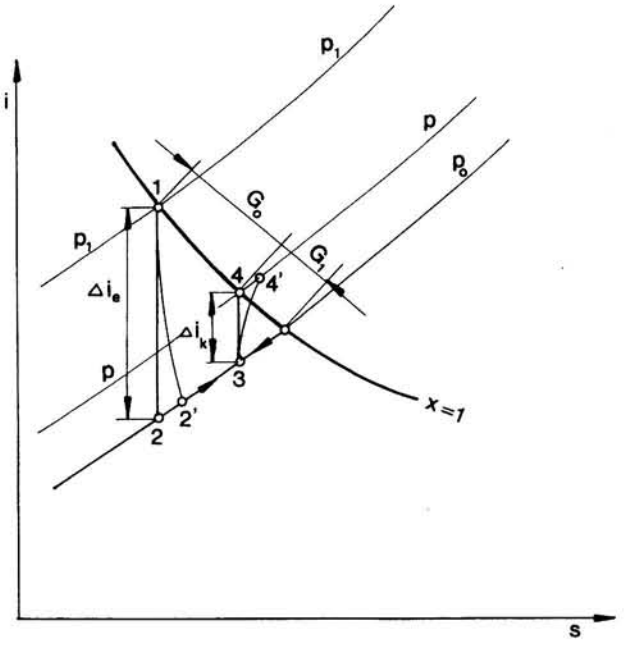
15.26. ábra. A gőzsugárszivattyú (gőzsugárkompresszor) elvi vázlata

A gőzsugárkompresszor (gőzsugárszivattyú) elvi felépítését és a benne lejátszódó nyomás- és sebességváltozásokat a *15.26. ábrán* vázoljuk.

A hajtógőz p_1 nagyobb (pl. 8 bar) nyomáson lép be a középtengelyben fekvő Laval-fúvókába, majd onnan nagy sebességgel lép ki a keverőtérbe, ahová beszívja p_0 kis nyomású páragőzt. A keverőtérben a két gőz elegyedik, együtt lépnek a szűkebb keresztmetszetű nyaktagba. A nyaktag a konfúzor (szűkülő) kialakítású keverőteret és a bővülő csőtoldatot (diffúzort) összekötő hengeres átmeneti elem. Adott esetben itt bekövetkezik a sűrítési lökéshullám által előidézett hirtelen nyomásnövekedés. A diffúzorban pedig a sebességi energia nyomási energiává alakul vissza és a hajtógőz-páragőz elegy p nyomáson távozik. A kellő keverősebességet a p/p_0 nyomásarány befolyásolja.

A hajtógőzáram G_1 tehát képes G_0 kisnyomású közeget beszívni, és annak p_0 nyomását p kitoló-ellennyomássá fokozni.

A viszonyokat az $i \sim s$ (entalpia ~ entrópia) diagramon lehet a legjobban szemléltetni. Az $i \sim s$ diagramnak azt a részletét használjuk, amely a száraz telített gőzt jelképező felső határgörbén fekszik, illetve annak közelében terül el *(15.27. ábra).*



15.27. ábra. A gőzsugárszivattyú működési vázlata az $i \sim s$ diagramban

A gőzsugárkompresszorban lejátszódó keveredésre felírható (A és B pontok között) az impulzusegyenlet

$$C_{1A} \cdot G_1 + C_{0A} \cdot G_0 = C_B\left(G_1 + G_0\right) \tag{15.19}$$

ahol G_1 a hajtógőz tömegárama kg/s
G_0 a beszívott közeg tömegárama kg/s
C_{1A} a hajtógőz sebessége A-ban m/s
C_{0A} a beszívott közeg sebessége A-ban m/s
C_B a keverék sebessége B-ben m/s.

Mivel C_{0A} elhanyagolhatóan kicsi ($C_{0A} \approx 0$), felírható

$$\frac{C_{1A}}{C_B} = \frac{G_1 + G_0}{G_1}. \tag{15.20}$$

Ideális esetben a fajlagos szállítás:

$$\frac{G_0}{G_1} = \sqrt{\frac{i_1 - i_2}{i_4 - i_3}} - 1. \tag{15.21}$$

Itt az $i \sim s$ diagramot is figyelembe véve

$$\Delta i_e = i_1 - i_2 \quad \text{az expanzió}$$

és

$$\Delta i_k = i_4 - i_3 \quad \text{a kompresszió}$$

veszteségmentes adiabatikus részfolyamatai.
Az η_f fúvóka- és az η_d diffúzorhatásfok szorzata

$$\lambda = \eta_f \ \eta_d \tag{15.22}$$

szállítási fok. Ezt figyelembe véve

$$\frac{G_0}{G_1} = \sqrt{\lambda \frac{\Delta i_e}{\Delta i_k}} - 1, \tag{15.23}$$

kapjuk a valóságos fajlagos szállítást.

Ez a szám megadja, hogy a gőzsugárkompresszor hány kg páragőzt képes beszívni és a szívásnál nagyobb nyomáson kifújni (kitolni) egy kg hajtógőz igénybevételével.

A λ értékre 0,6 ... 0,7 szám a szokásos érték [50].

15.3. példa

Számítsuk ki egy gőzsugárszivattyú fajlagos szállítását.
Rendelkezésre áll $p_1 = 6$ bar nyomású száraz telített vízgőz ($x = 1$). Ennek entalpiája (gőztáblázatból és/vagy $i \sim s$ diagramból leolvasva) $i_1 = 2755{,}5$ kJ/kg. (Hőmérséklete $\vartheta_1 = 158{,}8$°C). A beszívandó páragőz nyomása $p_0 = 0{,}01$ bar. A *15.27. ábravázlatot* is felhasználva az adiabatikus expanzió 1 pontból 2 pontig tart. A gőz itt nedves gőzállapotú ($x = 0{,}75$). Az $i \sim s$ diagram szerint: $i_2 = 1891{,}5$. A Δi_e hőtartalomesés:

$$\Delta i_e = i_1 - i_2 = 864 \text{ kJ/kg}.$$

A diffúzorban előálló nyomásnövekedés p_0-ról p nyomásra emeli a keverék kilépő ellennyomását. A 4 pont – a keverék végállapota – általában az $x = 1$ felső határgörbén (vagy ahhoz közel) van. A 3–4 adiabatikus kompresszió pontjai ily módon $p = 0{,}05$ bar ($\vartheta = 32{,}9$°C) ellennyomással $i_4 = 2561{,}5$ kJ/kg és $i_3 = 2359$ kJ/kg (a gőzminőség $x = 0{,}935$). A hőtartalom-növekedés

$$\Delta i_k = i_4 - i_3 = 202{,}5\,.$$

Tételezzük fel $\lambda = 0{,}65$ szállítási fokot, így

$$\frac{G_0}{G_1} = \sqrt{\lambda \frac{\Delta i_e}{\Delta i_k}} - 1 = \sqrt{0{,}65 \frac{864}{202{,}5}} - 1 = 0{,}665$$

a $\dfrac{G_1}{G_0}$ érték pedig: 1,5037.

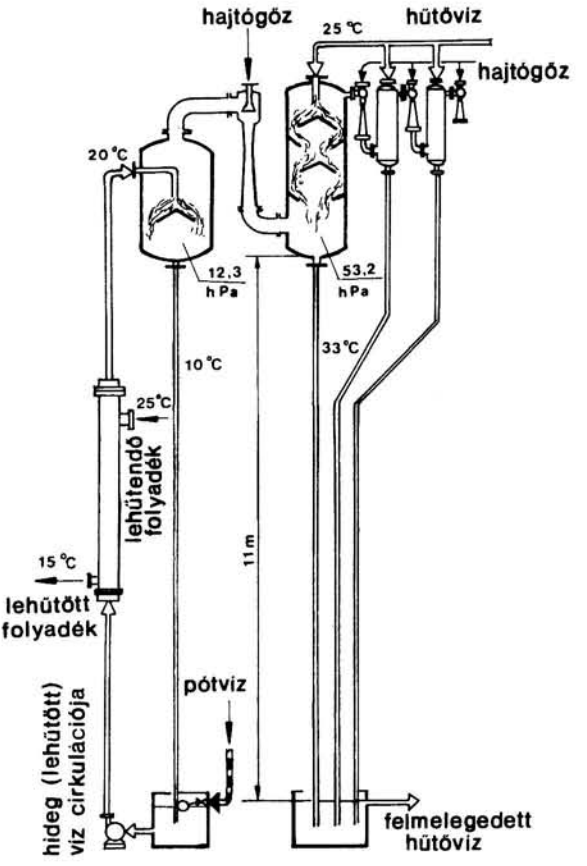
Ez utóbbi érték $\dfrac{G_1}{G_0}$ (a szállítási reciprok) számos hasonló gőzsugár–kompresszort átlagolva az alábbi közelítő képlettel is számítható:

$$\frac{G_1}{G_0} \cong 0{,}25 + 1{,}6\left(\frac{\Delta i_k}{\Delta i_e}\right) + 16\left(\frac{\Delta i_k}{\Delta i_e}\right)^2 \qquad (15.24)$$

Fenti példa adataival:

$$\frac{G_1}{G_0} \cong 0{,}25 + 1{,}6\left(\frac{202{,}5}{864}\right) + 16\left(\frac{202{,}5}{864}\right)^2 = 1{,}503\,.$$

Vagyis a közelítő képlet is jól használható.



15.28. ábra. Egyfokozatú gőzsugárhűtőgép ejtőcsöves barometrikus keverőkondenzátorral

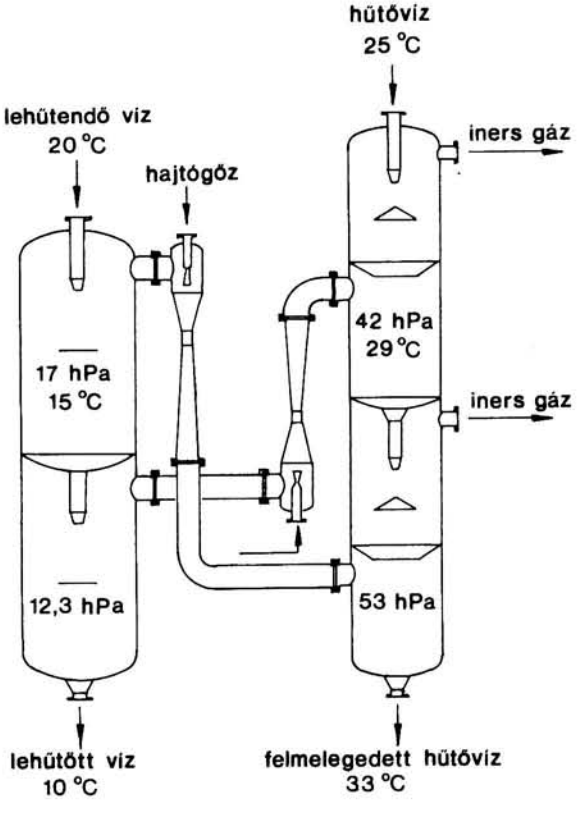
A gőzsugárhűtőgép egyfokozatú vázlatát a *15.28. ábrán* mutatjuk be. Ez barometrikus ejtőcsöves, keverőkondenzátoros kivitelű berendezés. Az elpárologtató vagy expanziós edénybe pl. 20°C-os vizet vezetünk be, amelyet le akarunk hűteni 10°C hőmérsékletűre. Az expanziós edényben a gőzsugárszivattyú erős nyomáscsökkentést hoz létre, az expanziós edényben uralkodó nyomást állandó 12,3 mbar = 12,3 hPa abszolút értéken tartják. Mivel a 20°C-os víz gőztenziója 23,4 hPa, így az expanzió azonnal beáll, ezzel együtt a víz egy része elpárolog (elgőzölög), másrészt lehűl az uralkodó nyomásnak megfelelő +10°C-os kívánt hőmérsékletre. Az expanziós edényt barometrikus ejtőcsővel látjuk el. A lehűlt vizet az alsó ejtőtartályból szivattyú viszi a fogyasztóhoz (jelen esetben felületi hőcserélőbe, ahol pl. egy 25°C hőmérsékletű folyadékot kell 15°C-ra lehűteni). Az így felmelegedett vizet folyamatosan visszük az expanziós edénybe. A gőzsugárhűtőgép egyetlen gőzsugárkomp-

resszorral – egy fokozatban – működik. Az elpárolgott és elszívott páragőzt és a működtető hajtógőzt együtt mint keveréket barometrikus keverőkondenzátorba visszük és ott kondenzáltatjuk (pl. 25°C hőmérsékletű hűtővízzel). A barometrikus kondenzátor 53,2 hPa abszolút nyomását három fokozatú ejektor gőzsugárszivattyú csoport biztosítja (az ejtőcsövön kívül). Az ejektorok a nemkondenzáló gázokat (levegőt) szívják el. Az ejtővíz 33°C hőmérsékletű. Ez is külön ejtőtartályba folyik. Az előállítandó (10°C) hidegvíz tartályába pótvizet kell folyatni az elpárolgó víz pótlására.

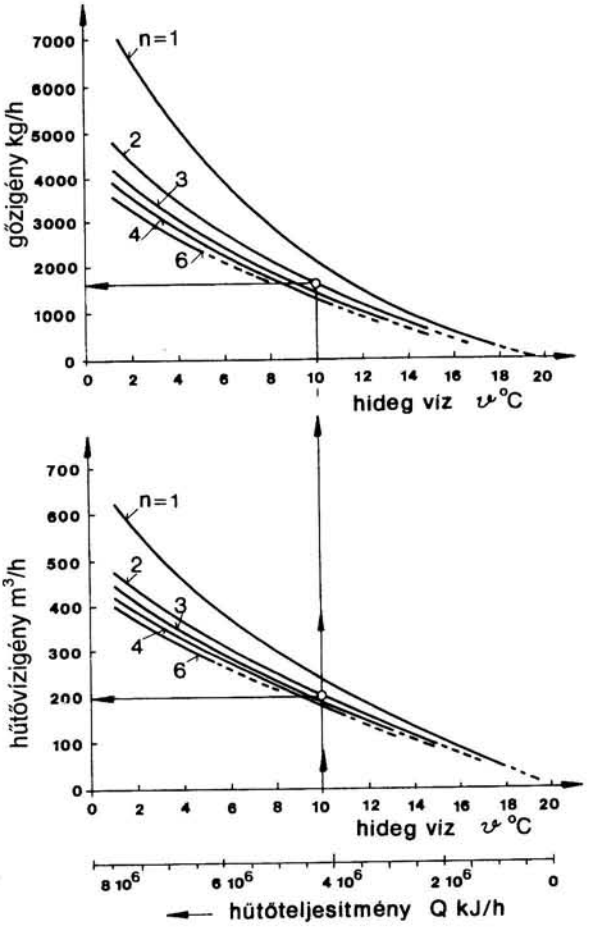
A gőzsugárhűtőgép sűrítési aránya (a kompresszióviszony):

$$K = \frac{p}{p_0} = \frac{53{,}2}{12{,}3} = 4{,}33\,.$$

Ugyanezt a feladatot a *15.29. ábrán* vázolt kétfokozatú gőzsugárhűtőgéppel is megoldhatjuk.



15.29. ábra. Kétfokozatú gőzsugárhűtőgép



15.30. ábra. Gőzsugárhűtőgép hajtógőz-felhasználása, hűtővízfogyasztása és hűtőteljesítménye

Az ábra jelöléseivel az I. fokozat kompresszióviszonya:

$$K_1 = \frac{53}{17} = 3{,}12\,,$$

a II. fokozaté

$$K_2 = \frac{42}{12{,}3} = 3{,}42\,.$$

A kétfokozatú rendszer az egyfokozatúhoz képest mintegy 25%-os hajtógőz-megtakarítást és mintegy 22%-os hűtővíz-megtakarítást jelent.

A hideg (lehűtött) víz szivattyújától eltekintve a gőzsugárhűtőgépek mozgó alkatrész nélküli egyszerű készülékek. A vegyiparban pl. sólevek lehűtésére, vákuumkristályosítási feladatok megoldására jól használhatók.

A GEA-Wiegand cég két kapcsolt diagramjából leolvasható a hajtógőzfelhasználás (kg/h) és a hűtővízfogyasztás (m^3/h). A kiinduló adat 100 m^3/h víz hűtése, 20°C-ról való hűtés. A diagram abszcisszája az előállítandó hideg víz hőmérséklete (ϑ_w°C). A görbesereg n = 1, 2 ... 6 fokozatú gőzsugárhűtőgépet jelent *(15.30. ábra)*.

A legalsó skála Q_0 hűtőteljesítmény (kJ/h).

15.4. példa

100 m^3/h vizet kell 20°C-ról ϑ_w = 10°C-ra lehűteni. A leolvasott értékek n = 2 fokozatú gépre: hajtógőzfogyasztás 1600 kg/h, hűtővízfogyasztás 200 m^3/h és $Q_0 \approx 4{,}2 \cdot 10^6$ kJ/h.

15.9. Hűtőtornyok

Az erőművek és vegyiművek felmelegedett vizeinek visszahűtésére többnyire hűtőtornyokat, kisebb részben vízpermetezéses hűtőmedencéket vagy hűtőtavakat használnak. Mind több vizet igényelnek az ipari gyártási és az energetikai folyamatok (pl. kondenzátorok, reaktorok hűtése) és ezt friss vízzel már alig lehet fedezni. A vízvisszaforgatás, újrafelhasználás elkerülhetetlen. Nehézséget okoz, hogy a hűtővizek hőmérséklete (és entalpiája) menet közben megnő. A felmelegedett hűtővizeket környezeti levegővel (annak áramoltatásával) hűtik vissza.

A vizet kellően szétporlasztva, cseppekre bontva, vagy nagy felületű sugarakra, pászmákra és hártyákra szakítva kell a környezeti levegővel érintkezésbe hozni.

A víz lehűlését egyidejűleg két részfolyamat eredményezi: a *konvekciós hőátadás* és az *elpárolgás*. Döntő szerepet az *elpárolgás* játszik.

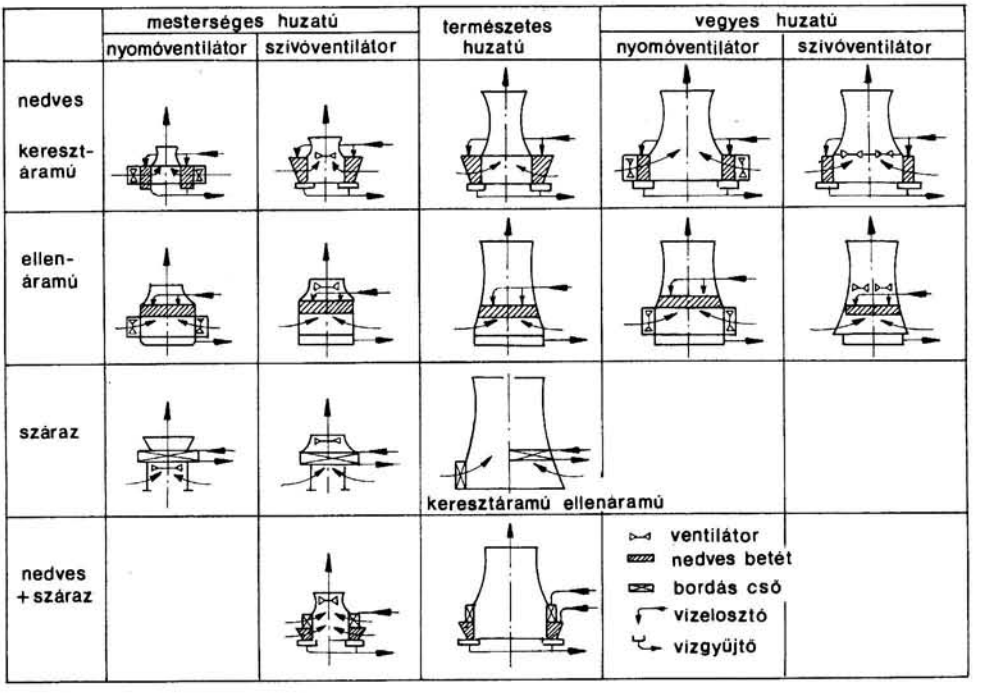
A víz lehűléséhez K. SPANGEMACHER szerint a konvekciós hőátadás télen mintegy 30%-kal, nyáron pedig 10%-kal járul hozzá, vagyis az elpárolgás 70...90%-os [57, 61].

Nyáron egyébként az a különleges helyzet is előfordulhat, hogy nagy levegőáramlásnál és száraz, meleg levegő esetén az elpárolgás a hőelvonásban 100%-os vagy még nagyobb! Ilyenkor nemcsak a víz, de a levegő is lehűl.

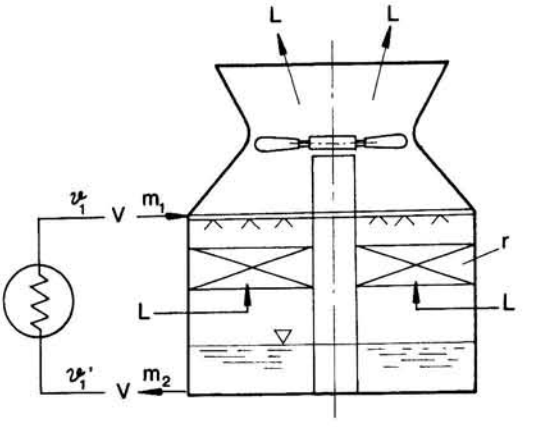
A hűtőtornyok többféle szerkezeti kialakításban és méretben készülnek. Attól függően, hogy a torony statikus huzata (kéményhatás) tartja fenn a légáramlást, vagy arról külön ventilátor gondoskodik, beszélünk: természetes huzatú, mesterséges huzatú és vegyes rendszerű hűtőtornyokról (és hűtőcellákról).

„Nedves" hűtőtoronynak nevezik a tornyot, ha a levegő közvetlenül érintkezik a vízzel (a levegő „nedvesedik"). Ez az általános eset. A „száraz" hűtőtoronyban a víz zárt rendszerben cirkulál. A lehűlés itt indirekt módon (mint felületi hőcserélőn keresztül) megy végbe. Ebbe az utóbbi típusba sorolható a *Heller–Forgó*-féle apróbordás hőcserélővel működő hűtőtorony. A hűtőtornyok típusait a *15.31. ábrán* vázoljuk.

A *15.32. ábra* ventilátoros, azaz mesterséges huzatú hűtőtorony vázlata. A felmelegedett vizet ϑ_1 hőmérsékleten vezetjük be a torony vízelosztó szerkezetébe (ez lehet rögzített és lehet Segner-kerék). Az m_L átáramló levegő hűti le



15.31. ábra. Hűtőtorony típusok



15.32. ábra. Mesterséges huzatú hűtőtorony vázlata
L – levegő, V – víz, r – hűtőbetétrács

az m_1 vízmennyiséget. A lehűtött víz hőmérséklete ϑ_2, mennyisége m_2. Az elpárolgó víz m_0,

$$m_0 = m_1 - m_2 . \tag{15.25}$$

A vízből elvont hő

$$Q = m_1 c\left(\vartheta_1 - \vartheta_2\right). \tag{15.26}$$

Az elpárolgó víz

$$m_0 = \frac{m_1 c\left(\vartheta_1 - \vartheta_2\right)}{\frac{\Delta i}{\Delta x}} E , \tag{15.27}$$

ahol E korrekciós együttható SPANGERMACHER szerint E = 1,01...1,04.
(Ezek az értékek Közép-Európára vonatkoznak, a trópusokon 1,06...1,07 is előfordulhat. Gyakorlatilag elég E = 1,0 értékkel számolni.)

$$\frac{\Delta i}{\Delta x} = \frac{i_2 - i_1}{x_2 - x_1} .$$

A nevezőben szereplő hányados a *Mollier*-diagramból is leolvasható (l. „Szárítás" c. fejezet).

i_1 a torony alján belépő levegő (fajlagos) entalpiája,

i_2 a torony tetején kilépő levegő (fajlagos) entalpiája,

x_1 a belépő levegő vízpáratartalma,

x_2 a kilépő levegő vízpáratartalma.

Az érintkezés a nedves hűtőtoronyban közvetlen. A vizet fúvókákon, porlasztókon, permetező rózsákon, tálcákon (esetleg Segner-keréken kisebb hűtőcellákban) vezetik be. A lecsöpögő, lecsurgó esőszerűen lehulló vizet léceken, rácsokon, sík- vagy hullámos lemezeken vezetik le (ezek lehetnek fából, üvegből, műanyagból, ill. esetleg alumíniumból vagy horganyzott bádogból). Nagyon fontos, hogy a rések, huzamok elég tágasak legyenek, mert a nyomásveszteséget a lehető legkisebb értéken kell tartani.

A pótvízszükséglet a szokásos 10°C-os lehűlési sávban ($\vartheta_1 - \vartheta_2 = 10°C$) kb. 1,2...2%. Télen ennél is kevesebb (0,85...1,4%).

Az elmenő levegő vízcseppeket is kihord, ez egy (esetleg két) nagyságrenddel kisebb mint az elpárolgó víz. Veszteség még az elfolyó vagy a szél által elhordott víz.

Ahány gyártó cég, annyiféle számítási elv „érvényesül" a hűtőtorony méretezésénél. Az amerikai gyakorlat inkább empirikus képletekből, az európai főleg a *Merkel*-féle elméletből indul ki.

Hűtőtornyok elméletének alapjait F. MERKEL fektette le (1925-ben). Szerinte a konvekciós hőátadás:

$$\mathrm{d}Q_K = \alpha\left(\vartheta_{Lg} - \vartheta_L\right)\mathrm{d}\,A = \alpha\left(\vartheta - \vartheta_L\right)\mathrm{d}\,A, \tag{15.28}$$

az elpárolgásos anyagátadás:

$$\mathrm{d}Q_e = \delta r\left(x_g - x\right)\mathrm{d}\,A = \delta r\left(x^* - x\right)\mathrm{d}\,A, \tag{15.29}$$

ahol g index (ϑ_{Lg} és x_g) jelenti a levegőállapotot a víz felszínén.

Így $\vartheta_{Lg} \approx \vartheta$ vagyis a vízfelszíni *levegő* hőmérséklete gyakorlatilag a *víz* felszínének hőmérsékletével egyenlőnek vehető. A felső csillag * index azt jelenti, hogy a levegő vízpárával telített az adott vízhőmérsékleten.

A képletben

A víz-levegő érintkezési felülete m^2

α hőátadási tényező $W/(m^2K)$

δ anyagátadási elpárolgási tényező $kg/(m^2s)$.

Feltételezve, hogy $E = 1$ és m vízmennyiség közel állandó,

$$m_1 \approx m_2 \approx m \tag{15.30}$$

és feltételezve a *Lewis*-számból levezethetően, hogy

$$\mathbf{Le} = \frac{\alpha}{\delta \cdot c_p} = 1, \tag{15.31}$$

(c_p a nedves levegő fajhője).
Ezekből következik a *Merkel*-egyenlet

$$\delta\left(i^* - i\right)\mathrm{d}\,A = mc\,\mathrm{d}\,\vartheta\,, \tag{15.32}$$

ahol i^* a vízpárával telített levegő fajlagos entalpiája.
Innen

$$\int_0^A \frac{\delta\,\mathrm{d}\,A}{m} = \int_{\vartheta_1}^{\vartheta_2} \frac{c\,\mathrm{d}\,\vartheta}{i^* - i} \tag{15.33}$$

az egyenlet bal oldala M. JAKOB szerint a *Merkel*-szám

$$\mathbf{Me} = \frac{\delta A}{m}. \tag{15.34}$$

A δ tényező természetes huzatú hűtőtornyoknál $\delta = 0{,}85...3{,}3$ kg/(m^{2}s) és ventilátorosnál $\delta = 0{,}9...5{,}6$ kg/(m^{2}s).
A

$$Q = mc\left(\vartheta_1 - \vartheta_2\right) = m_L\left(i_2 - i_1\right),$$

illetve

$$Q = mc\Delta\vartheta = m_L\Delta i \tag{15.35}$$

egyenletből

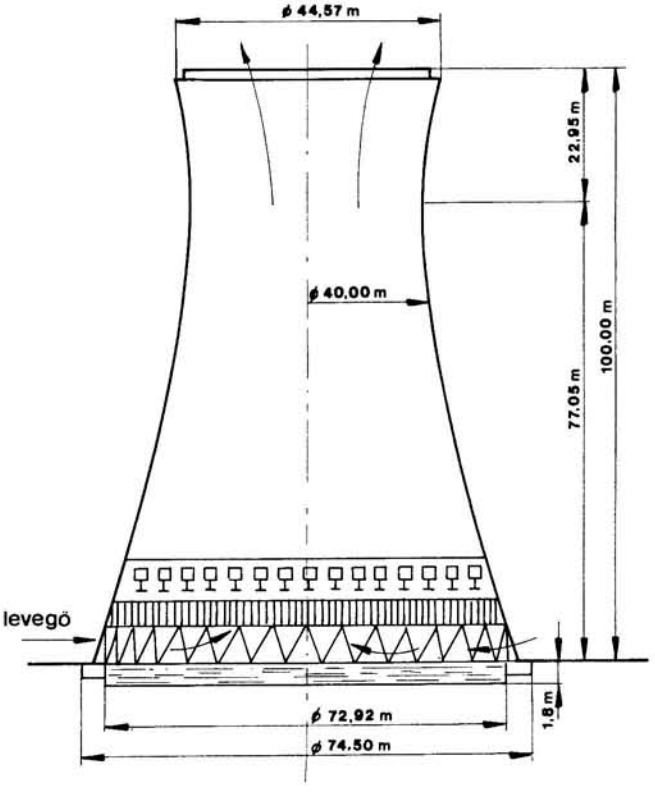
$$\lambda = \frac{c\Delta\vartheta}{\Delta i}. \tag{15.36}$$

Mérések szerint minden hűtőtorony-szerkezetre (-rácsozatra) kísérletileg meghatározható egy

$$\mathbf{Me} = K_0 \lambda^n \tag{15.37}$$

képlet, ahol K_0 és n tapasztalati állandók, és K_0 a Merkel szám $\lambda = 1$ esetén. SPANGEMACHER vizsgálatai szerint (adott kísérleti hűtőtoronynál) $K_0 = 1{,}49$ és $n = 0{,}7$; RABEK GÉZA $K_0 = 1{,}445$ és $n = 0{,}651$ értéket ad meg [53, 57].

A *15.33. ábra* természetes huzatú nedves hűtőtorony vázlata. A legnagyobb méretű ilyen tornyok betonból épülnek és elérik a 100...115 m magasságot. A földközeli átmérő 73...80 m. A legszűkebb toronyátmérő pl. 77 m magasságban 40 m. Az alapterületre vonatkoztatott locsolássűrűség 5...10 $m^3/(m^2h)$. A torony alján vízmedence fogja fel a lehűlt víztömeget.



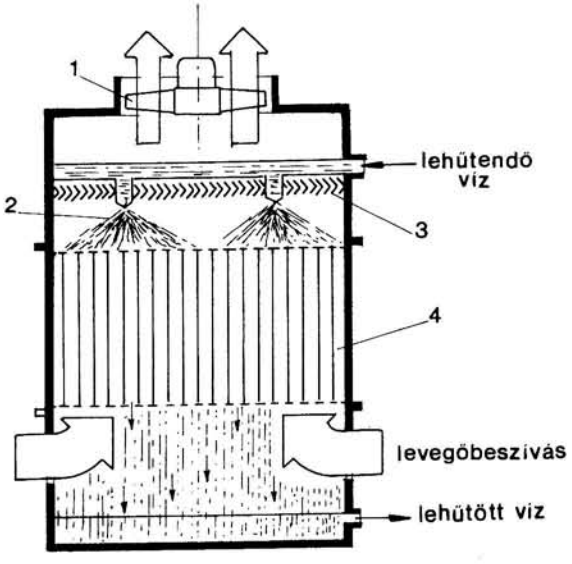
15.33. ábra. Természetes huzatú hűtőtorony vázlata

A legnagyobb méretű ilyen tornyok maximális átmenő vízárama 70 ezer m^3/h.

A mesterséges huzatú hűtőtornyokat főleg axiálventilátorokkal szerelik fel.

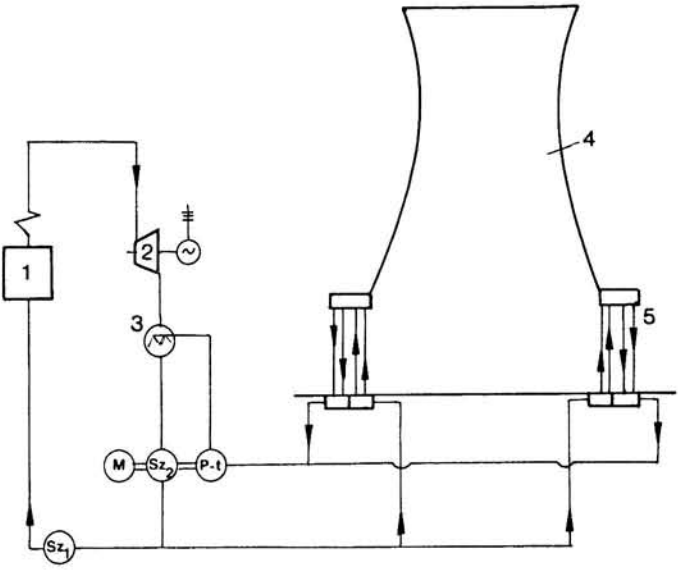
Kisebb egységek átmenő vízárama 5...100 m^3/h, közepeseké 350 m^3/h. A legnagyobb ventilátoros hűtőtornyoké 1500...6000 m^3/h.

A *15.34. ábra* axiálventilátoros hűtőcella (*Sulzer-Escher-Wyss* típus).



15.34. ábra. Ventilátoros hűtőcella
1 – axiálventilátor, 2 – vízpermet, 3 – cseppfogó, 4 – hűtőbetét (töltet)

A száraz hűtőtornyok típuspéldája a *Heller–Forgó*-féle zárt vízcirkulációs, keverőkondenzátorral kapcsolt rendszer *(15.35. ábra)*. A torony alján helyezkednek el az apróbordás hőcserélő egységek, ezek hézagain át áramlik a levegő a toronyba. A gőzturbina fáradt gőzét a torony lehűtött vize csapatja le keverőkondenzátorban. Az ejtővíz egy része a gőzkazánba megy mint tápvíz, a másik része a hűtőtorony lemezbordás hőcserélőjébe lehűtés céljából. A HELLER LÁSZLÓ professzor által feltalált hűtőtoronyrendszert vízszegény vidékeken világszerte elterjedten alkalmazzák.



15.35. ábra. Heller–Forgó-féle száraz hűtőtoronyrendszer
1 – gőzkazán, 2 – gőzturbina, 3 – keverőkondenzátor, 4 – száraz hűtőtorony, 5 – apróbordás hőcserélő, P-t – Pelton-turbina, Sz_1 – kazántápszivattyú, Sz_2 – keringetőszivattyú

Irodalom a III. részhez

1. ARNOLD, W.: Hőátadáson alapuló készülékek szerkesztése. Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1965
2. AUSTMEYER, K. E.: ZFL Int. Z. für Lebensmittel-techn. u. Verfahrenstechnik **37** (1986) 7. 474–480
3. BAEHR, H.: Kältetechnik **5** (1953), 255–259
4. BARTSCH, A.: Regeneratoren der Tieftemperaturtechnik. VEB Verlag Technik. Berlin, 1963
5. BASS E.: Vegyipari gépek I. Tankönyvkiadó, Budapest, 1961
6. BÄCKSTRÖM, E. H. M.–EMBLIK, E.: Kältetechnik. V. Braun, Karlsruhe, 1965
7. BEJAN, A.: Convection Heat Transfer. Wiley, New York, 1995
8. BENEDEK P.–LÁSZLÓ A.: A vegyészmérnöki tudomány alapjai. Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1964
9. BOEHM, J.: Kältetechnik **7** (1955) 12, 358–362; Chem. - Ing. - Techn. **29** (1957) 9, 624-625
10. BOŠNJAKOVIĆ, F.: Technische Thermodynamik. I., II. Steinkopff, Dresden, 1972, 1971
11. COULSON, J. M.–RICHARDSON, J. F.: Chemical Engineering. Wiley, New York, 1960 (3. kiadás)
12. DREES, H.: Kühlanlagen. Verlag Technik, Berlin, 1966
13. Dubbel's Taschenbuch für den Maschinenbau I., II. Springer, Berlin, 1953 (11. kiadás)
14. Dubbel's Taschenbuch für den Maschinenbau. Springer, Berlin, 1997 (19. kiadás)
15. DUNN, P. G.–REAY, D. A.: Hőcsövek. Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1982
16. FÁBRY GY.: NME Közlemények **10** (1964), 105–127
17. FÁBRY GY.: Hűtőgépek. Mezőgazdasági Kiadó, Budapest, 1972
18. FÁBRY GY.: Általános és vegyipari géptan II. Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1975
19. FÁBRY GY.: Vegyipari gépészek kézikönyve. Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1987
20. FÁBRY GY: Élelmiszeripari eljárások és berendezések. Mezőgazda Kiadó, Budapest, 1995
21. FÁBRY GY: Vegyipari gépek és műveletek III. Tankönyvkiadó, Budapest, 1989
22. FEJES G.–FÁBRY GY: Vegyipari gépek és műveletek II. Tankönyvkiadó, Budapest, 1975

23. FOUST, A. S.–WENZEL, L. A.–CLUMP, C. W.–MAUS, L.–ANDERSEN, L. B.: Principles of Unit Operations. Wiley, New York, 1980
24. FRITZ, W.: Chem. - Ing. - Techn. **35** (1963) 11, 753–764
25. GEANKOPLIS, C. J.: Transport Processes and Unit Operation. Englewood Cliffs, N. J., Prentice Hall, 1993
26. GREGORIG, R.: Cambiadores de calor. Urmo, Bilbao, 1968
27. GRESZ I.: M. Kémikusok Lapja. **24** (1969) 4, 449–453
28. HAUSEN, H.: Kältetechnik **23** (1971) 3, 86–89
29. HAUSEN, H.: Wärmeübertragung im Gegenstrom, Gleichstrom und Kreuzstrom. Spinger, Berlin. 1976
30. HOLICS L.: Fizika. Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1986
31. JAKUBITH, M.: Chemische Verfahrenstechnik. VCH Verlag, Weinheim, 1991
32. KASZATKIN, A. G.: Alapműveletek, gépek és készülékek a vegyiparban. Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1976
33. KERÉNYI J.: Konzerv- és hűtőipari gépek. II. Mezőgazdasági Kiadó, Budapest, 1988.
34. KLENKE, K.: Brennstoff-Wärme-Kraft, **18** (1966) 3. 97–105
35. KOMONDY Z.–HALÁSZ L.: Hűtőgépek. Tankönyvkiadó, Budapest, 1970
36. KRAUSSOLD, H.: Technik **3** (1949) 205–213; 257–261
37. LEVENSPIEL, O.: Engineering Flow and Heat Exchange. Plenum. Press, New York, 1984
38. LIENERTH A.: Periodica Polytechnica **3** (1959) 1, 51–64
39. LIENERTH, A.: VDI-Berichte Verfahrenstechnik 290. (1976), 357–365
40. MANCZINGER J.–RADNAI GY.: Vegyipari műveletek I. Műegyetemi Kiadó, Budapest, 1995
41. MANCZINGER J.–SAWINSKY J.: Vegyipari műveletek I. Ábrafüzet. Műegyetemi Kiadó, Budapest, 1995
42. MATZ, G.: Kristallisation. Springer, Berlin, 1969.
43. MCCABE, W.–SMITH, J. C.–HARRIOTT, P.: Unit Operations of Chemical Engineering, McGraw Hill, New York, 1993
44. MUCSKAI L.: Kristályosítás. Műszaki Könyvkiadó. Budapest, 1971.
45. NOWOTNY C.: Kalorikus készülékek. Tankönyvkiadó, Budapest, 1963.
46. NUSSELT, W.: VDI-Zeitschrift **60** (1916) 27. 541–546; 28. 569–575
47. ÖRVÖS, M.–B. FEHÉR K.–BALÁZS T.–CSURY I.: Periodica Polytechnica **38** (1994), 123–138
48. PALLAI, I.–FONYÓ, ZS.: Studies in Computer-Aided Modelling, Design and Operation. Elsevier, Amsterdam, 1992
49. PAPP, A.–SAXER, K.: Verfahrenstechnik **15** (1981) 3, 195–196
50. PLANK, R.: Handbuch der Kältetechnik 1.–12. kötet. Springer, Berlin, 1953–1990

51. PLEVA L.: Vegyipari gépek üzemtana II. Veszprém, 1966.
52. QUAK, K.: Technisches Wissen, Wärme und Kraft. Fachbuchverlag, Leipzig, 1955
53. RÁBEK, G.: Instalaciones térmicas. Univ. Central de Venezuela, 1982
54. RANT, Z.: Verdampfen in Theorie und Praxis. Steinkopff, Dresden, 1959
55. SATTLER, K.: Termikus elválasztási módszerek. Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1983
56. SCHACK, A.: Der industrielle Wärmeübergang. Verlag Stahleisen. Düsseldorf, 1962
57. SPANGEMACHER, K.: Brennstoff-Wärme-Kraft **16** (1964), 5. 241–246
58. STANDIFORD, F. C.: Chem. Engng, **70** (1963) 25, 158–176
59. SZALAY J.–FÁBRY GY.: M. Kémikusok Lapja, **52** 1997. 4. 186–190
60. TEMA Standars of Tubular Exchanger Manufacturers Assoc. (6. kiadás), New-York, 1978
61. Ullmanns Encyklopädie 2. kötet. Verlag Chemie, Weinheim, 1972 (4. kiadás)
62. VAJDA Ö.: Gőzfűtésű elgőzölögtetők. Mérn. Továbbk. Int. Budapest, 1947
63. VÍGH A.: Cukoripar **42** (1989) 2, 3, 4.
64. WALTER, R. O.–KONDOROSSY, P.: Chemie-Technik **4** (1975) 3.
65. WERTÁN P.: Cukorgyártás. Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1965
66. WONG, H. Y.: Hőátadási zsebkönyv. Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1983
67. ZLOKARNIK, M.: Dimensional Analysis and Scale-up in Chemical Engineering. Springer, Berlin, 1991
68. ZOGG, M.: Wärme- und Stofftransportprozesse. Salle-Sauerländer, Aarau, 1983

IV. Rész

ANYAGÁTADÁSI MŰVELETEK

16. Az anyagátadás elméleti alapjai

A vegyipari és élelmiszeripari technológiák műveletei között gyakoriak és fontosak az anyagátadási műveletek. E műveletek jellemzője, hogy végrehajtásuk során két egymással érintkező fázis között anyagátvitel (anyagátbocsátás) megy végbe. Az anyagátvitel tulajdonképpen egy vagy több komponens átmenetét jelenti az egyik fázisból egy másik fázisba. Ilyen értelemben ezeket a műveleteket komponensátadási műveleteknek is nevezhetjük. A komponensátadás végbemehet: a) két egymással nem elegyedő fázis között, ezek a hagyományos anyagátadási műveletek, b) szelektíven működő membránokkal elválasztott elegyedő fázisok között, ezek az ún. nemegyensúlyi vagy membránműveletek.

Az anyagátadási műveletek célja általában a kiindulási elegy, oldat stb. komponensek szerinti szeparálása, ennek megfelelően szokás elválasztási (vagy szétválasztási) műveletekről is beszélni. A 17. fejezetben bemutatjuk, hogy az anyagátvitel meghatározó jellemzője a két fázis határfelületén kialakuló sorba kapcsolt két anyagátadási folyamatot egyesítő anyagátbocsátás. Kézenfekvő lenne tehát anyagátbocsátási műveletekről beszélni. Az anyagátadási művelet megnevezés használata azonban mégis általánosabb, ezzel ugyanis azt hangsúlyozzuk, hogy a művelet sebességét meghatározó részfolyamat az anyagátadás, pontosabban a határfelületi rétegekben kialakuló diffúzió. Éppen ebből a meggondolásból a korábbi szakkönyvekben az anyagátadási műveleteket diffúziós műveleteknek is nevezték; ezt azonban nem tartjuk túlzottan szerencsésnek.*

---

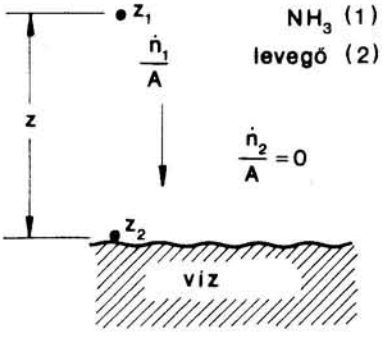
* Jelen fejezet egy tetszőleges (gáz, folyadék vagy szilárd) fázison belül, de a fázishatár közelében lejátszódó folyamattal, az „anyagátadással" foglalkozik. Az egyik fázisból a másikba történő, a fázishatáron keresztül végbemenő anyagátvitelt, az „anyagátbocsátást" a 17. fejezet tárgyalja.

16.1. A diffúzió megnyilvánulási formái

Az anyagátbocsátás, a hőátbocsátáshoz hasonlóan (10. fejezet), összetett folyamat, mely magába foglalja az egyes fázisokon belül, a fázishatár felé irányuló vagy azzal ellentétes irányú komponensáramokat és a komponensek átlépését a fázishatáron keresztül. Láttuk, hogy a hőátbocsátásnál a hőcserélő közegeket általában szilárd szerkezeti fal választja el egymástól. Az anyagátbocsátás viszont szilárd szerkezeti fal nélkül az érintkező fázisok határán kialakuló két határrétegen (filmen) keresztül megy végbe. Mivel az anyagátadás legtöbbször áramló fázisok között játszódik le, ezek a határrétegek általában mozgásban vannak.

Az anyagátbocsátásban résztvevő komponensek áramsűrűsége a fázisok között megoszló komponensek átadási mechanizmusától függ. Anyagátadásról csak egyetlen fázisban beszélünk. Az anyagátadás fogalma alatt tulajdonképpen egy vagy több komponens átvitelét értjük a fluidum főtömegéből a fázishatár-felületig vagy ellentétes irányban. Ha a fázisok nyugalomban vannak, az anyagátadás csak molekuláris diffúzió eredménye. Áramló rendszereknél az áramlás képének megfelelően kétféle mechanizmust definiálhatunk: 1) vezetéses mechanizmust (diffúziót) a lamináris határrétegen át merőlegesen a konvektív áramlásra, 2) „turbulens diffúzió"-t, melyet a szakirodalom konvektív anyagátadásnak nevez és amelynek nagysága nemcsak a fázist alkotó komponensek fizikai tulajdonságaitól, hanem jelentős mértékben a hidrodinamikai feltételektől (sebesség, turbulencia) is függ [11, 36, 39, 50, 53, 71].

A molekuláris diffúziónak is további két különböző megnyilvánulási formája van. Az ún. *ekvimoláris ellenáramú diffúziónál* (vagy ekvimoláris szembediffúziónál) az egyik fázis irányából diffundáló komponensekkel szemben az ellentétes irányban más komponensek diffundálnak ekvimoláris áramsűrűséggel. Tipikusan ilyen ekvimoláris szembediffúzióval találkozunk a desztilláció műveleténél, ahol ideális elegyek esetén, a komponensek moláris párolgáshői azonossága következtében a gőzfázisból a folyadékfázisba átvitt anyagmennyiség kondenzációjánál felszabaduló hőmennyiség ekvimoláris mennyiségű folyadékot párologtat el.



16.1. ábra. Egyirányú diffúzió: ammónia levegőből történő elnyeletése vízzel

Az ún. *egyirányú diffúziónál* viszont csak egy, vagy csak bizonyos komponensek diffundálnak és csak egyetlen irányban. Ilyen szelektív egyirányú diffúzió pl. az

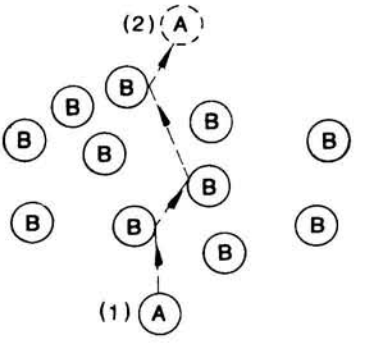
ammónia levegőből történő elnyeletése vízzel *(16.1 ábra)*. A levegő vízben bekövetkező elnyeletése gyakorlatilag zérus, a víz levegőbe történő párolgása pedig környezeti körülmények között elhanyagolható. A legtöbb anyagátadási művelet ezt az egyirányú diffúziós mechanizmust követi; tipikusan ilyen művelet az abszorpció, az adszorpció, az extrakció vagy a szárítás. Az egyirányú diffúziónál ahhoz, hogy a komponensek összes koncentrációja változatlan maradjon, szükségszerű egy addicionális konvektív komponensáram kialakulása, amely a nem diffundálódó komponenseket a diffúzióval ellentétes irányba, vagyis a főtömegbe visszaszállítja.

16.2. Fick-törvény és az ekvimoláris ellenáramú diffúzió

A molekulák mozgása diffúzióval véletlenszerű. E véletlenszerű mozgást mutatja sematikusan a *16.2 ábra*. *A* típusú molekula *B* típusú molekulák érintésével jut el (1) pontból a (2) pontba. Ha az (1) pont környezetében több *A* típusú molekula van mint a (2) pont környezetében, akkor több molekula mozog az (1) → (2) úton, mint az ellentétes irányban. Azt mondhatjuk, hogy a nagyobb koncentrációjú (1) pontból diffúzió megy végbe a kisebb koncentrációjú (2) pont felé.

Ha pl. egy kék színű festéket cseppentünk egy pohár vízbe, az lassan eloszlik a pohárban, vagyis molekuláris diffúziót hozunk létre. Ha viszont meggyorsítjuk a keveredést, pl. egy kanállal megkeverjük a pohár tartalmát, akkor már nem diffúzióval van dolgunk, hanem konvektív anyagtranszportról beszélünk. E két típusú anyagátviteli módozat analóg a már jól ismert hőátviteli módozatokkal, a hővezetéssel és a konvektív hőátadással.

A molekulák vezetéses transzportját, a diffúziót leíró általános egyenlet FICK nevéhez fűződik (1855). Egy irányban (*z* irányban) *Fick empirikus összefüggése* azt mondja ki, hogy a diffúzióval átvitt komponensáramsűrűség arányos az áramlásra merőleges *A* fázishatár-felülettel, és a koncentrációgradienssel, az arányossági tényező pedig a diffúziós együttható:



16.2. ábra. A molekuláris diffúzió mint véletlenszerű mozgás a nagyobb koncentrációjú (1) pontból a kisebb koncentrációjú (2) pont felé

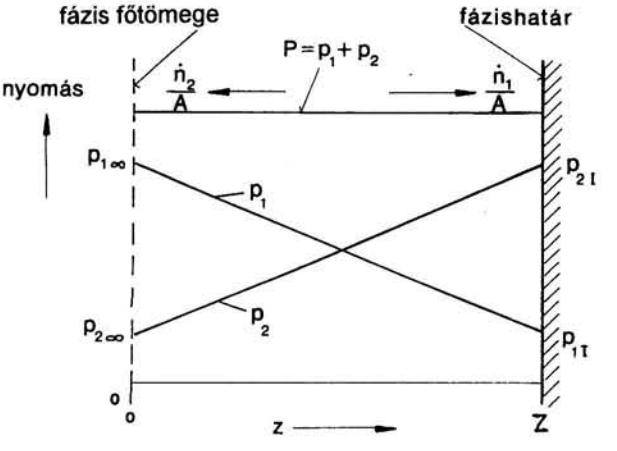
$$\frac{\mathrm{d}n_i}{A\,\mathrm{d}t} = -D_i \frac{\mathrm{d}c_i}{\mathrm{d}z} \quad \text{kmol/(m}^2\text{s)}. \tag{16.1}$$

A (16.1) egyenletben a negatív előjel arra utal, hogy a i-edik komponens diffúziója a koncentrációcsökkenés irányában megy végbe. A D_i diffúziós együttható [m²/s] azt mutatja, hogy egységnyi anyagátadási felületen időegység alatt 1 kmol/m⁴ koncentrációgradiens hatására mennyi felületre merőleges irányú i komponens áramlik át diffúzióval. Gázokra a diffúziós együttható statisztikus meggondolásokkal a kinetikus gázelmélet szerint értelmezhető: $D_i = \frac{1}{3} \lambda \bar{v}$, ahol λ a molekulák átlagos szabad úthossza, $\bar{v}$ a molekulák átlagos sebessége. Az ipari gyakorlatban a gázok és a folyadékok diffúziós együtthatója táblázatos formában rendelkezésünkre áll, ill. félempirikus összefüggésekkel számítható.

Vizsgáljuk meg *két gázfázisú komponens* ekvimoláris ellenáramú diffúzióját (ekvimoláris szembediffúzió). A Fick-törvényt átírhatjuk az ideális gáztörvény figyelembevételével parciális nyomásokra:

$$p_i V = n_i R T, \tag{16.2}$$

ahol p_i az 1. komponens parciális nyomása, n_i az 1. komponens mólszáma, R az általános gázállandó: 8314 J/(Kkmol). A (16.2) egyenletből a c_i koncentráció:



16.3. ábra. A nyomás a távolság függvényében a gázfázisú ekvimoláris szembe-diffúziónál

$$c_i = \frac{n_i}{V} = \frac{p_i}{RT} \quad . \tag{16.3}$$

Mivel a fázishatár-felület mindkét komponensre áteresztő, a *16.3 ábra* jelöléseivel a (16.1) egyenletből:

$$\frac{\dot{n}_1}{A} = -\frac{D_{G1}\,\mathrm{d}p_1}{RT\ \mathrm{d}z} \quad \text{és} \quad \frac{\dot{n}_2}{A} = -\frac{D_{G2}\,\mathrm{d}p_2}{RT\ \mathrm{d}z}, \tag{16.4}$$

továbbá $$\dot{n}_1 = \dot{n}_2\,, \text{ és } D_{G1} = D_{G2}. \tag{16.5}$$

A példaképpen választott ekvimoláris szembediffúziónál az 1. komponens parciális nyomása a főtömegtől a fázishatár-felületig csökken, a 2. komponensre a változás fordított irányú. Az összes nyomás állandó, az $\dot{n}_1/A$ áramsűrűség iránya a fázishatár, az $\dot{n}_2/A$ áramsűrűség iránya pedig a fázis főtömege.

Jelöljük $_\infty$ -alsó indexszel a főtömeg, $_\mathrm{I}$ -alsó indexszel a fázishatár-felület (Interface) parciális nyomását, és integráljuk a (16.4) egyenletet:

$$\int_0^Z \mathrm{d}z = -\frac{D_{G1}}{RT\,(\dot{n}_1 / A)} \int_{p_{1\infty}}^{p_{1\mathrm{I}}} dp_1$$

$$\frac{\dot{n}_1}{A} = \frac{D_{G1}}{RT}\ \frac{p_{1\infty} - p_{1\mathrm{I}}}{Z} = D_{G1}\ \frac{c_{1\infty} - c_{1\mathrm{I}}}{Z} \tag{16.6}$$

$$\frac{\dot{n}_2}{A} = \frac{D_{G2}}{RT}\ \frac{p_{2\mathrm{I}} - p_{2\infty}}{Z} = D_{G2}\ \frac{c_{2\mathrm{I}} - c_{2\infty}}{Z}\,. \tag{16.7}$$

A (16.6) és (16.7) egyenletek értelmében $\dot{n}_1/A$ áramsűrűség jön létre a fázishatár-felület irányában balról jobbra és $\dot{n}_2/A$ áramsűrűség jön létre a főtömeg irányában jobbról balra, azaz a nagyobb koncentrációjú (parciális nyomású) pontokból a kisebb koncentrációjú pontok felé.

16.3. Diffúzió és konvekció

Vizsgáljuk meg áramló rendszereknél a konvekció és a diffúzió együttes hatását. Feltételezve, hogy a *16.3 ábrának* megfelelően létrejön $\dot{n}_1 / A$ komponens-áramsűrűség és ennek megfelel v_{1d} diffúziós áramlási sebesség. Ha ezen túlmenően a főtömeg v_∞ sebességgel konvektív is, áramlik ugyanebben az irányban balról jobbra, a két sebesség összege:

$$v_1 = v_\infty + v_{1d}. \tag{16.8}$$

Ha a (16.8) egyenletet a c_1 koncentrációval szorozzuk, három komponens-áramsűrűséget definiálunk:

$$c_1 v_1 = c_1 v_\infty + c_1 v_{1d} \tag{16.9}$$

$$\dot{n}_1 / A = c_1 v_\infty + \dot{n}_{1d} / A \ . \tag{16.10}$$

A bal oldali kifejezés az 1. komponens teljes áramsűrűsége, a jobb oldali első tag a mozdulatlan ponthoz viszonyított konvektív komponens-áramsűrűség, a második tag pedig a relatív diffúziós áramsűrűség a mozgó fluidumhoz képest.

Legyen $\dot{n}$ az összes konvektív áramsűrűség a mozdulatlan rendszerhez képest

$$\dot{n} / A = (\dot{n}_1 + \dot{n}_2) / A = c\, v_\infty , \tag{16.11}$$

ebből

$$v_\infty = \frac{(\dot{n}_1 + \dot{n}_2)}{c\, A}, \tag{16.12}$$

ahol c az összes koncentráció $(c_1 + c_2)$.

A (16.12) egyenletet (16.10) -be helyettesítve az összes konvektív áramsűrűségre kapjuk:

$$\dot{n}_1 / A = \frac{c_1}{c} \frac{(\dot{n}_1 + \dot{n}_2)}{A} + \dot{n}_{1d} / A, \tag{16.13}$$

ill. a Fick-törvény behelyettesítésével:

$$\dot{n}_1 / A = \frac{c_1}{c} \frac{\dot{n}_1 + \dot{n}_2}{A} - D_1 \frac{\mathrm{d}c_1}{\mathrm{d}z}. \tag{16.14}$$

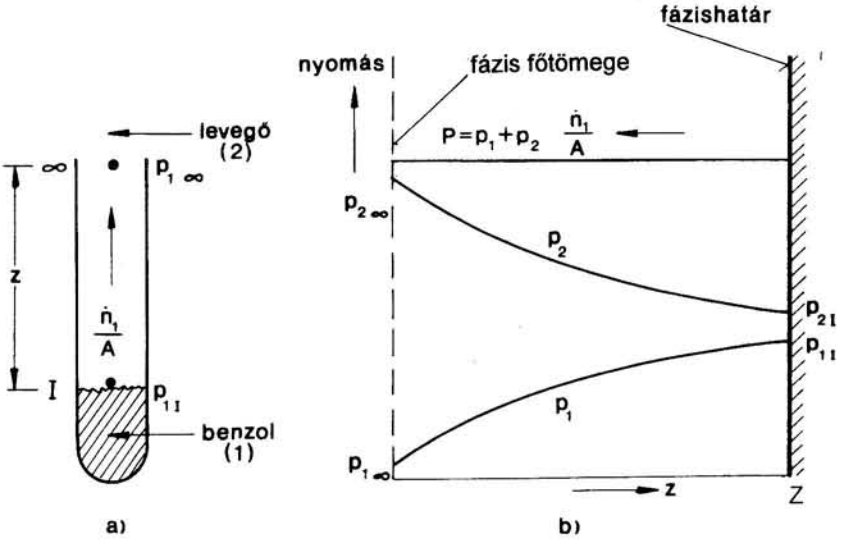
Hasonló összefüggés érvényes az $\dot{n}_2 / A$ összes áramsűrűségre:

$$\dot{n}_2 / A = \frac{c_2}{c} \frac{\dot{n}_1 + \dot{n}_2}{A} - D_2 \frac{\mathrm{d}c_2}{\mathrm{d}z}. \qquad (16.15)$$

A (16.14) és (16.15) egyenletek együttes megoldásához $\dot{n}_1 / A$ és $\dot{n}_2 / A$ egymáshoz való viszonyát kell ismernünk. Ekvimoláris ellenáramú diffúziónál $\dot{n}_1 / A = -\dot{n}_2 / A$, így a konvektív tag zérus lesz és az eredeti Fick I. törvényt nyerjük vissza.

16.4. Egyirányú diffúzió: Stefan-egyenlet

Ha csupán az 1. komponens diffundál, de a 2. komponens nem, egyirányú diffúzióról beszélünk. A *16.4a ábra* benzol elgőzölögtetését ábrázolja egy kémcsőben, mely felett levegő áramlik. A benzol diffúziója a levegőbe $\dot{n}_1/A$ diffúziós áramsűrűséget hoz létre. A levegő benzolban oldhatatlan, tehát $\dot{n}_2/A = 0$.



16.4. ábra. Benzol levegőbe történő elgőzölögtetése
a – egyirányú diffúzió, b – nyomások a hely függvényében

Az egyirányú diffúzió általános összefüggésének levezetéséhez a (16.14) egyenletből indulunk ki. Figyelembevéve, hogy a 2. komponens teljes transzportja zérus, $\dot{n}_2 / A = 0$, kapjuk:

$$\frac{\dot{n}_1}{A} = \frac{c_1}{c} \cdot \frac{(\dot{n}_1 + 0)}{A} - D_1 \frac{\mathrm{d}c_1}{\mathrm{d}z}. \tag{16.16}$$

Mivel ideális gázra érvényes: $c_1 = \frac{p_1}{RT}$ és $\frac{c_1}{c} = \frac{p_1}{P}$ (16.17)

$$\frac{\dot{n}_1}{A} = \frac{p_1}{P}\frac{\dot{n}_1}{A} - \frac{D_1}{RT}\frac{\mathrm{d}p_1}{\mathrm{d}z} \tag{16.18}$$

$$\frac{\dot{n}_1}{A}\left(1 - \frac{p_1}{P}\right) = -\frac{D_1}{RT}\frac{\mathrm{d}p_1}{\mathrm{d}z} \tag{16.19}$$

$$\frac{\dot{n}_1}{A}\int_0^Z \mathrm{d}z = -\frac{D_1}{RT}\int_{p_{1l}}^{p_{1\infty}} \frac{\mathrm{d}p_1}{1 - p_1 / P} \tag{16.20}$$

$$\frac{\dot{n}_1}{A} = \frac{D_1}{RT}\frac{P}{Z}\ln\frac{P - p_{1\infty}}{P - p_{1l}}. \tag{16.21}$$

Bevezetve a nemdiffundáló inert gázra a logaritmikus koncentrációkülönbséget:

$$p_{2\,átl} = \frac{p_{2\infty} - p_{2l}}{\ln\left(\frac{p_{2\infty}}{p_{2l}}\right)} = \frac{p_{1l} - p_{1\infty}}{\ln\left(\frac{P - p_{1\infty}}{P - p_{1l}}\right)}. \tag{16.22}$$

a (16.21) és (16.22) egyenletekből az 1. komponens áramsűrűsége:

$$\frac{\dot{n}_1}{A} = \frac{D_1}{RT} \cdot \frac{P}{p_{2\,átl}} \cdot \frac{(p_{1l} - p_{1\infty})}{Z}. \tag{16.23}$$

A (16.23) és a (16.6) egyenletek összevetéséből látható, hogy az egyirányú diffúziónál egy pótlólagos $P/p_{2átl}$ egynél nagyobb szorzótényezővel növekszik a diffúzió áramsűrűsége. Azt is mondhatjuk, hogy egyirányú diffúziónál a $P/p_{2átl}$ (ill. $c/c_{2átl}$) tényezővel *intenzifikálódik* a diffúzió.

A (16.23) egyenletet, valamint a differenciális formában felírt (16.19) egyenlet átalakított formáját:

$$\frac{\dot{n}_1}{A} = -\frac{D_1}{RT}\frac{P}{p_2}\frac{\mathrm{d}p_1}{\mathrm{d}z} \tag{16.24}$$

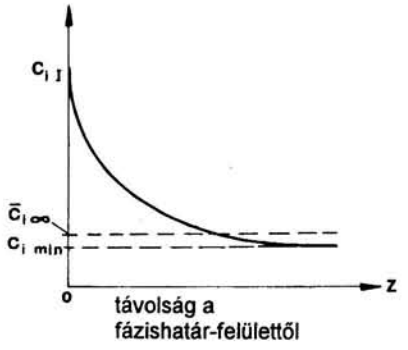
felfedezőjéről *Stefan-egyenletnek* nevezték el (1871) és az intenzifikáló ($P/p_{2átl}$, ill. P/p_2) szorzótényezőt *Stefan-faktornak* hívják. A vezetéses komponensáramok intenzifikálódását egyirányú diffúziónál fizikailag úgy foghatjuk fel, hogy a komponensek összes koncentrációjának állandósága miatt szükségszerű egy addicionális konvektív áram kialakulása, amely a nemdiffundálódó komponenseket a diffúzióval ellentétes irányba, vagyis a főtömegbe visszaszállítja. Ez az addicionális konvektív áram megnöveli a diffundálódó komponensek áramsűrűségét is. A kialakuló parciális nyomásokat mutatja a *16.4b ábra*. Általában mondható, hogy az egyirányú diffúzió Stefan-egyenletét akkor kell használni, ha a diffundálódó komponens parciális nyomása már nem elhanyagolható, azaz $p_1/P > 0{,}1$. Ennél kisebb parciális nyomásoknál nem követünk el nagy hibát a *Fick-törvény* alkalmazásával.

A *16.4 ábrán* bemutatott benzol elgőzölögtetésnél ez az elképzelés azt jelenti, hogy a párolgás sebessége annyival nagyobb a Fick-törvényhez képest, amennyivel a levegőmolekulák „visszatolódnak" a fázishatártól a főtömeg felé. Hasonló az elképzelés a nedves anyagok szárítása esetében is.

16.5. Konvektív anyagátadás

Az előző alfejezetekben főként a molekuláris diffúzió megjelenési formáit tanulmányoztuk nyugalmi állapotra vagy a konvektív áramlásra merőleges irányú vezetéses transzportra a lamináris határrétegen keresztül. Az ilyen módon kialakuló diffúzió a legtöbb esetben lassú, ezért a fluidumok sebességét olyan mértékig megnöveljük, hogy turbulens anyagátadás alakuljon ki.

Az ún. turbulens anyagátadásánál a viszkózus határréteg, melyben lamináris áramlás valósul meg, nem tölti ki a teljes teret, mellette megtalálható a turbulens áramlású réteg, s e kettő között az átmeneti zóna. A viszkózus határ-



16.5. ábra. Turbulens anyagátadás-koncentráció lefutása

rétegben a transzport molekuláris vezetéssel történik. A turbulens magban viszont a molekuláris transzport hatása általában elhanyagolható a turbulens transzport mellett. Itt a turbulens vezetési tényezők több nagyságrenddel felülmúlják a molekuláris vezetési tényezőket. Az átmeneti rétegben mindkét hatást figyelembe kell venni, mivel a turbulens és a molekuláris vezetési tényezők összemérhető nagyságúak.

A turbulens anyagátadás tipikus koncentrációlefutását mutatja a *16.5 ábra.* A fázishatár-felület mellett nagy a koncentrációesés, majd egy fokozatos kiegyenlítődés áll elő. Az átlagkoncentráció értéke egy kicsit nagyobb, mint a minimális koncentráció ($c_{i\,\min}$).

A turbulens anyagátadás leírását a mérnöki gyakorlat úgy oldja meg, hogy a molekuláris diffúziós tényezőkhöz egy turbulens vezetési (keveredési) tényezőt hozzáad. A (16.1) egyenletből állandó c összes koncentrációnál:

$$\frac{\dot{n}_i}{A} = -\left(D_i + D_t\right)\frac{\mathrm{d}c_i}{\mathrm{d}z}, \tag{16.25}$$

ahol D_t a turbulens diffúziós együttható (m²/s). Ha D_t átlagos értéket használunk és integráljuk az I és a ∞ pontok között

$$\frac{\dot{n}_i}{A} = \frac{D_i + D_t}{Z}\left(c_{iI} - c_{i\infty}\right), \tag{16.26}$$

ahol Z a főtömeg és a határfelület közti távolság. A $(D_i + D_t) / Z = \beta_i$ a kísérleti komponensátadási tényező (mol/s m²) / (mol/m³), azaz (m/s) egységben. A konvektív anyagátadás definiáló egyenlete tehát:

$$\frac{\dot{n}_i}{A} = \beta_i\left(c_{iI} - c_{i\infty}\right), \tag{16.27}$$

ahol $c_{i\,\infty}$ a koncentráció a főtömegben, és ez rendszerint az átlagkoncentrációt jelenti. A β_i – komponensátadási tényező (mass-transfer coefficent) reciproka a komponens-transzport eredő ellenállásaként fogható fel (a hajtóerő és az áramsűrűség hányadosa).

A (16.27) egyenlet szerint a konvektív anyagátadással (komponensátadással) átvitt anyagmennyiség arányos a fázishatár-felülettel, valamint a fluidum főtömege és a fázishatár-felület közti koncentrációkülönbséggel. A (16.6) és (16.27) egyenletek összevetésével kapjuk a komponensátadási tényező filmelméleti definícióját:

$$\beta_i = \frac{D_i + D_t}{Z} = \frac{D_{i\,eff}}{Z}. \tag{16.28}$$

E szerint β_i az effektív vezetési együttható (effektív diffúziós együttható) és a film (határréteg) vastagságának hányadosa.

A (16.27) anyagátadási egyenletben definiált β_i – komponensátadási tényező megfelel a hőátadásnál megismert α hőátadási tényező fogalmának. A β_i tényező azonban az α tényezőnél lényegesen nehezebben becsülhető, mivel 1) az A fázishatár-felület általában nem mérhető 2) az effektív diffúziós együttható komponens- és áramlásfüggő 3) a film vastagsága általában nehezen mérhető, továbbá 4) a $c_{i,I}$ – fázishatár-felületi koncentráció nem mérhető. Ezek következménye, hogy β_i becslése a gyakorlati anyagátviteli problémák tervezésénél általában nehéz.

16.6. Komponens-mérlegegyenlet

A konvektív anyagátadás problémájának megoldása általában megkövetelné a kontinuitási egyenlet, a három impulzus-mérlegegyenlet, a hő-mérlegegyenlet és a C db komponens-mérlegegyenlet egyidejű megoldását. A konvektív hőátvitelhez hasonlóan ennek a $C + 5$ db parciális differenciálegyenletnek a szimultán megoldása a hozzátartozó peremfeltételekkel általánosan nem lehetséges. A hasonlóságelmélet a dimenziómentes számok bevezetésével már áttekinthetőbb képet nyújt a probléma kezeléséhez. A komponensátadási hasonlóság bevezetéséhez azonban először fel kell írnunk az általános komponens-mérlegegyenletet. A kiindulási összefüggésként a (2.3a) tömeg-mérlegegyenlet általánosításával kapott

$$\frac{\partial \varphi}{\partial t} = -\operatorname{div}\left(\underline{j}_k + \underline{j}_v\right) + G \tag{16.28a}$$

általános kontinuitási összefüggést használjuk fel, ahol φ az általánosított sűrűség, $\underline{j}_k$ a konvektív áramsűrűség, $\underline{j}_v$ a vezetéses áramsűrűség és G a forrás.

Az 1.6 alfejezet, ill. az *1.1 táblázat* szerint az i-edik komponens sűrűségének a koncentráció felel meg: $c_i = n_i / V$. A komponens konvektív áramsűrűsége: $c_i \underline{v}$, a vezetéses áramsűrűsége pedig: $-D_i \operatorname{grad} c_i$. Az átadási áram a (16.27) egyenlet szerint $\beta_i A (c_{i\,I} - c_{i,\infty}) = \beta_i A \Delta c_i$; térfogategységre vonatkoztatva pedig $\beta_i \omega \Delta c_i$, ahol ω a fajlagos anyagátadási felület.

Az idő és térfogategységben képződő komponens mennyiségéhez a kémiai reakciósebesség definícióegyenletét használjuk fel:

$$r = \frac{1}{\nu_i} \frac{1}{V} \frac{\mathrm{d}\, n_i}{\mathrm{d}\, t} \quad \left(\frac{\mathrm{mol}}{\mathrm{m^3 s}} \right). \tag{16.29}$$

Az i komponensre a forrás, vagyis az i komponensáram térfogat szerinti differenciálhányadosa a reakciósebesség és a ν_i sztöchiometriai együttható szorzata:

$$G = \frac{\mathrm{d}\, c_i}{\mathrm{d}\, t} = \nu_i r .$$

Az (1.20) egyenletnek megfelelően az i-edik komponensre felírt *komponens-mérlegegyenlet* a fentiekben értelmezett tagokkal:

$$\frac{\partial c_i}{\partial t} = - \operatorname{div}(c_i \underline{v}) + \operatorname{div}(D_i \operatorname{grad} c_i) + \beta_i \omega \Delta c_i + \nu_i r \tag{16.30}$$

(lokális megváltozás) (konvekció) (vezetés) (átadás) (forrás)

Mivel a kémiai reakciókkal könyvünkben nem foglalkozunk a forrás tagtól a továbbiakban eltekintünk. Természetesen minden egyes kémiai komponensre felírható a (16.30) egyenlet vagyis, ha a komponensek száma C, összesen C db komponens-mérlegegyenletünk van.

16.7. Anyagátadási hasonlóság

Modellelmélet

Az előző alfejezetben ismertetett konvektív anyagátadás problémáját a hasonlóságelmélet alapján a megfelelő dimenziómentes számok bevezetésével kezelhetjük. A modellelmélet szerint a (16.30) komponens-mérlegegyenletből indulunk ki. Egy dimenzióra, stacionárius és forrás nélküli rendszerre:

$$\frac{\partial (c_i\, v_x)}{\partial x} = D_i \frac{\partial^2 c_i}{\partial x^2} + \beta_i\, \omega\, \Delta c_i\,. \qquad (16.31)$$

Az egyes tagok mértékegysége mol/(m^3·s). Ha az egyenletet a könnyebb áttekinthetőség érdekében egyetlen karakterisztikus v sebességgel, c_i koncentrációval és L hosszmérettel írjuk át, a következőt kapjuk:

$$\left[\frac{c_i\, v}{L}\right] = \left[\frac{D_i\, c_i}{L^2}\right] + \left[\frac{\beta_i\, c_i}{L}\right]. \qquad (16.32)$$

A (16.32) egyenlet természetesen már nem numerikus egyenlőséget, hanem dimenzionális megfeleltetést jelent. A bal oldal a konvekciót, a jobb oldal első tagja a diffúziót, a második tagja a komponensátadást reprezentálja. A diffúziótaggal végigosztva a következő dimenziómentes változókat kapjuk:

$$\frac{\left[c_i\, v / L\right]}{\left[D_i\, c_i / L^2\right]} = \frac{vL}{D_i} = \mathbf{Pe'} \qquad \text{(Peclet'-szám)}, \qquad (16.33)$$

$$\frac{\left[\beta_i\, c_i / L\right]}{D_i\, c_i / L^2} = \frac{\beta_i\, L}{D_i} = \mathbf{Sh} \qquad \text{(Sherwood-szám)}. \qquad (16.34)$$

A **Pe'**-szám a konvektív és vezetéses komponensáramok viszonyát, a **Sh**-szám pedig az átadásos és vezetéses komponensáramok viszonyát fejezi ki. Az áramlásra jellemző addicionális dimenziómentes szám az impulzus-mérlegegyenletből adódik. A következő alfejezetben látható lesz, hogy ez a pótlólagos dimenziómentes szám a kényszerkonvekcióval végbemenő anyagátadásnál (a hidrodinamikai és hőtani hasonlósághoz hasonlóan) a **Re**-szám. (Természetes konvekciónál a **Gr**-szám kerül be az anyagátadásnál is az egyenletbe).

A mérnöki gyakorlatban általában a **Pe'** -szám helyett a **Pe' /Re** hányadossal dolgozunk, ez a Schmidt-szám (**Sc**) :

$$\mathbf{Sc} = \frac{\mathbf{Pe}'}{\mathbf{Re}} = \frac{v\,L / D_i}{v\,L\,\rho / \eta} = \frac{\eta}{\rho\,D_i} = \frac{\upsilon}{D_i}. \qquad (16.35)$$

A **Sc**-szám jellegzetessége, hogy csak fizikai tulajdonságoktól függ, tehát anyagi jellemző. A kinematikus viszkozitás és a diffúziós együttható arányaként tulajdonképpen a fluidum hidrodinamikai diffuzivitásának és anyagátadási diffuzivitásának arányát fejezi ki. A kinetikus gázelmélet szerint a Schmidt-szám értéke gázokra egységnyi.

Dimenzióanalízis

A konvektív anyagátadás hasonlóságát befolyásoló tényezők a tapasztalatok szerint a következők: 1) a fluidum anyagi tulajdonságai: ρ sűrűség, η dinamikai viszkozitás, β_i komponensátadási tényező, D_i diffúziós együttható; 2) műveleti jellemzők: v sebesség, L karakterisztikus hosszméret. A *16.1 táblázat* mutatja a konvektív anyagátadást befolyásoló tényezők dimenzióit és SI-mértékegységeit.

16.1. táblázat

Konvektív anyagátadás befolyásoló tényezői

Változók	Jelölések	Dimenzió	SI-mértékegységek
Sűrűség	ρ	ML^{-3}	kgm^{-3}
Dinamikai viszkozitás	η	$ML^{-1}T^{-1}$	$Pa \cdot s$
Komponensátadási tényező	β_i	LT^{-1}	ms^{-1}
Diffúziós együttható	D_i	L^2T^{-1}	m^2s^{-1}
Sebesség	v	LT^{-1}	ms^{-1}
Karakterisztikus hossz	L	L	m

A Buckingham-féle Π-tétel szerint (3.3 alfejezet) a 6 változóra 3 alapmennyiségnél összesen három ún. dimenzióhomogenitási egyenlet írható fel, így 6-3=3 dimenziómentes számot definiálhatunk. A befolyásoló tényezők hatványszorzata:

$$\Pi = \rho^a\,\eta^b\,\beta_i^c\,D_i^d\,v^e\,L^f \qquad (16.36)$$

a dimenziók beírásával:

$$\Pi = \left(\frac{M}{L^3}\right)^a \left(\frac{M}{LT}\right)^b \left(\frac{L}{T}\right)^c \left(\frac{L^2}{T}\right)^d \left(\frac{L}{T}\right)^e L^f , \tag{16.37}$$

az alapmennyiségek szerint rendezve:

$$\Pi = (\mathrm{L})^{-3a-b+c+2d+e+f} \cdot (\mathrm{M})^{a+b} \cdot (\mathrm{T})^{-b-c-d-e} . \tag{16.38}$$

Ahhoz, hogy Π dimenziómentes legyen az alapmennyiségek kitevőinek összege zérus kell hogy legyen, vagyis

$$\left.\begin{aligned} &\text{L - re: } -3a - b + c + 2d + e + f = 0 \\ &\text{M - re: } a + b = 0 \\ &\text{T - re : } -b - c - d - e = 0 . \end{aligned}\right\} \tag{16.39}$$

Három alapmennyiség kitevőjét (b, c, e) megtartva, a többi mennyiség kitevője:

$$\text{M – ből: } \quad a = -b \tag{16.40}$$

$$\text{T – ből: } \quad d = -b - c - e \tag{16.41}$$

$$\text{L – ből: } \quad f = -3b + b - c + 2b + 2c + 2e - e = c + e . \tag{16.42}$$

A (16.40 – 16.42) egyenleteket a (16.36) kifejezésbe írva, majd kitevők szerint rendezve:

$$\Pi = \left(\frac{\eta}{\rho D_i}\right)^b \left(\frac{\beta_i L}{D_i}\right)^c \left(\frac{\nu L}{D_i}\right)^e = (\mathbf{Sc})^b (\mathbf{Sh})^c (\mathbf{Pe'})^e . \tag{16.43}$$

A Schmidt-szám és a Sherwood-szám mellett szereplő **Pe'**-szám tulajdonképpen az áramlásra jellemző dimenziómentes szám. Képezve a **Pe'/Sc** hányadost ui. a **Re**- számot kapjuk,

$$\mathbf{Pe'} / \mathbf{Sc} = \frac{\nu L}{D_i} / \frac{\eta}{\rho D_i} = \frac{\nu L \rho}{\eta} = \mathbf{Re} \tag{16.44}$$

Ennek megfelelően a (16.43) összefüggés módosításával a konvektív anyagátadás általános kritériális egyenlete (kényszerkonvekciónál):

$$\mathbf{Sh} = \text{konst}\,(\mathbf{Sc})^n\,(\mathbf{Re})^m. \tag{16.45}$$

A komponensátadási tényező kiszámítására használatos összefüggés ebből:

$$\beta_i = \frac{D_i}{L} \cdot \text{konst} \cdot (\mathbf{Sc})^n (\mathbf{Re})^m. \tag{16.46}$$

Az állandók és kitevők értékeit kísérleti úton határozzák meg; a kitevők jellemző értékei: $0{,}3 < n < 0{,}5$, és $0{,}5 < m < 0{,}8$.

16.8. Analógia a konvektív anyag-, hő- és impulzustranszportok között

Az extenzív mennyiségek vezetéses és átadásos áramainak párhuzamos tárgyalásnál már könyvünk első részében (1.4. alfejezet) rámutattunk a molekuláris komponens-, hő- és az impulzustranszportok közötti hasonlóságra. Az ún. turbulens vezetési együtthatók bevezetésével a transzportálódó mennyiségek turbulens transzportjára is fennáll ez a hasonlóság.

A (16.25) egyenletben már láttuk a *Fick I. törvény* kiterjesztését a turbulens anyagátadásra. Hasonló módon felírható a turbulens hőátadás és turbulens impulzusátadás is a *Fourier I.* (1.9) és a *Newton-féle súrlódási tételek* (1.13) alapján, az ún. turbulens vezetési együtthatók figyelembevételével. Az ún. turbulens diffuzivitásokat a molekuláris diffuzivitásokhoz a tapasztalattal összhangban egyszerűen hozzáadjuk. A három transzportálódó mennyiség turbulens transzportegyenlete, vagy más néven a konvektív anyag-, hő- és impulzusátadási egyenletek a következők:

$$\frac{\dot{n}_1}{A} = -\left(D_i + D_t\right)\frac{\mathrm{d}c_i}{\mathrm{d}z}, \tag{16.25}$$

$$\frac{\dot{Q}}{A} = -\left(a + a_t\right)\frac{\mathrm{d}\,(\rho\, c_p\, T)}{\partial\, z}, \tag{16.47}$$

$$\tau = \frac{\dot{I}}{A} = -(\upsilon + \upsilon_t)\frac{\mathrm{d}(\rho\, v_x)}{\partial\, z}, \tag{16.48}$$

ahol D_t a turbulens diffuzivitási, a_t a turbulens hődiffuzivitási, υ_t a turbulens impulzusdiffuzivitási együtthatók. Nemcsak a fenti egyenletek hasonlóak, de a turbulens transzportjelenségekre (konvektív transzportálódó mennyiségekre) használt legtöbb empirikus korreláció is hasonló egymáshoz. Ezek a hasonlóságok azonban sem matematikailag sem pedig fizikailag nem megfelelően megalapozottak és nem egzaktak, tehát a fenti formában alkalmatlanok a transzportjelenségek egymáshoz való viszonyításához.

A szakirodalom jelentős terjedelemben foglalkozik a három transzportálódó extenzív mennyiség turbulens transzportjának hasonlóságával. Az ide vonatkozó kutatások célja minden esetben az, hogy *analógiákat* dolgozzanak ki a komponens-, hő- és impulzustranszportokra, melyek következtetéseket tesznek lehetővé az egyik transzportjelenségből a másik kettőre. Olyan összefüggéseket próbáltak kidolgozni tehát, melyek lehetővé teszik az egyik konvektív transzport ismeretében a másik kettőre számszerű, tehát kvantitatív adatok becslését.

A komponens-, hő- és az impulzustranszportok közötti kapcsolatot tehát *analógiának* nevezzük, mivel a hasonlóság szót lefoglaltuk két változó homogén lineáris összefüggésének kifejezésére. ($x'' = Kx'$).

Reynolds-analógia

REYNOLDS gondolt először arra, hogy kapcsolat van az impulzus- és a hőtranszport között. Ma már tudjuk, hogy a kapcsolat mindhárom transzport között fennáll. Az analógiát a (16.25, 16.47, 16.48) egyenletekből vezetjük le. Fluidum áramlásánál, feltételezve, hogy a hőtranszport a fluidumból a fal felé tart (z a faltól való távolság):

$$\frac{\dot{Q}}{A} = -\rho\, c_p\, (a + a_t)\frac{\mathrm{d}\, T}{\mathrm{d}\, z}. \tag{16.49}$$

Hasonló meggondolással az impulzustranszport:

$$\tau = -\rho\, (\upsilon + \upsilon_t)\frac{\mathrm{d}\, v_x}{\mathrm{d}\, z}. \tag{16.50}$$

Feltételezve, hogy a molekuláris együtthatók, tehát a és υ értékei a turbulens együtthatók mellett elhanyagolhatóan kicsik és a turbulens együtthatók egyenlők, azaz $a_t = \upsilon_t$, a (16.49) és (16.50) egyenletekből adódik:

$$\left(\frac{\tau}{\dot{Q}/A}\right) c_p \, \mathrm{d}T = \mathrm{d}v_x \,. \tag{16.51}$$

Ha hasonlónak tételezzük fel a $\dot{Q}/A$ hőáramsűrűséget és a τ impulzus-áramsűrűséget, azok aránya minden sugárirányú pozícióban állandónak tekinthető. Integráljuk a (16.51) egyenletet a faltól (ahol $T = T_{\mathrm{fal}}$ és $v = 0$) egy tetszőleges közbülső pontig (ahol T és v értéke a főtömegnek felel meg). A zárójeles kifejezést a falra vonatkoztatva:

$$\left(\frac{\tau}{\dot{Q}/A}\right)_{\mathrm{fal}} c_p \left(T - T_{\mathrm{fal}}\right) = v - 0 \,. \tag{16.52}$$

Behelyettesítve a hőátadási tényező (10.8) definícióegyenletéből $\dot{Q}/A = \alpha \, (T - T_{\mathrm{fal}})$, ill. a csősúrlódás leküzdésére szolgáló erő (3.32) definícióegyenletéből $\tau = f \, \rho \, v^2/2$ összefüggéseket, kapjuk a hő- és impulzustranszportok analógiáját

$$\frac{f \, \rho \, v^2/2}{\alpha \left(T - T_{\mathrm{fal}}\right)} c_p \left(T - T_{\mathrm{fal}}\right) = v$$

$$\frac{f}{2} = \frac{\alpha}{\rho \, c_p \, v} = \mathbf{St} \,. \tag{16.53}$$

A jobb oldali kifejezés a hőátadás / hőkonvekció arányt kifejező dimenziómentes szám az ún. Stanton-szám.

Hasonló levezetéssel a $D_t = \upsilon_t$ egyenlőség feltételezésével a (16.25) egyenletből ill. a (16.27) $\dot{n}/A = \beta \, (c_i - c_{il})$ figyelembevételével kapjuk a komponens- és impulzustranszportok analógiáját:

$$\frac{f}{2} = \frac{\beta}{v} = \mathbf{St'} \,. \tag{16.54}$$

A jobb oldali kifejezés a komponensre vonatkozó Stanton-vessző-szám. Ez a dimenziómentes szám a komponensátadás / komponenskonvekció arányát fejezi ki. Mindhárom transzportra vonatkozó összefüggést a szakirodalom *Reynolds-analógiának* nevezi:

$$\frac{f}{2} = \mathbf{St} = \mathbf{St'} \tag{16.55a}$$

$$\frac{f}{2} = \frac{\alpha}{\rho\, c_p\, v} = \frac{\beta}{v}. \tag{16.55b}$$

A kísérleti adatok gázáramokra közelítőleg igazolják a (16.55) összefüggést, amikor a *Schmidt-* és a *Prandtl-számok* közel egységnyiek, és így csak a súrlódás lényeges (az ún. alakellenállások elhanyagolhatók). Folyadékoknál és olyan esetekben, amikor az alakellenállások lényegesek, az analógia már nem érvényes.

Egyéb analógiák

A *Reynolds-analógia* feltételezi a D_t a_t és v_t turbulens diffuzivitások egyenlőségét, továbbá azt, hogy a molekuláris diffuzivitások ezekhez képest elhanyagolhatóan kicsik. Ha a **Pr** = 1, $\upsilon = a$ és **Sc** = 1, $\upsilon = D_i$ akkor $(\upsilon + \upsilon_t) = (a + a_t) = (D_i + D_t)$, tehát az analógia a molekuláris tagokkal együtt is érvényes. Az analógia azonban érvényességét veszti, ha a viszkózus fázishatárréteg lényegessé válik. Ebben az esetben a turbulens határréteg válik elhanyagolhatóvá és a molekuláris diffuzivitás hatása dominál.

PRANDTL módosította a Reynolds-analógiát mindkét határréteg figyelembevételével, a két diffuzivitás sorbakapcsolásával. A *Prandtl-analógia* lényege az a feltevés, hogy a belső turbulens magban a Reynolds-analógia érvényes, de az áramlás szélén lévő határrétegben nem. E határréteg miatt a Reynolds-feltevés kiegészítésre szorul, mégpedig olyan formában, hogy a Prandtl-analógia a hőáram esetén a **Pr-** és a **Re**-számot a komponensáram esetén a **Sc-** és a **Re**-számot, is tartalmazza:

$$\frac{f/2}{\mathbf{St}} = f\,(\mathbf{Re}, \mathbf{Pr}) \tag{16.56}$$

$$\frac{f/2}{\mathbf{St}'} = f\,(\mathbf{Re}, \mathbf{Sc}). \tag{16.57}$$

KÁRMÁN TÓDOR tovább módosította a Prandtl-analógiát a turbulens mag és a határréteg közötti közbülső réteg (pufferrégió) bevonásával. Az így kapott *Kármán-összefüggés* a kísérleti adatokat a Prandtl-analógiánál jobban megközelítette.

A legszélesebb körben használt analógia CHILTON és COLBURN ún. *j-faktor-analógiája*. Chilton és Colburn új dimenziómentes számokat vezetett be, nevezetesen a hőtranszportra:

$$j_H = \mathbf{St}\,(\mathbf{Pr})^{2/3} = \left(\frac{\alpha}{\rho\, c_p\, v}\right)\left(\frac{\upsilon}{a}\right)^{2/3}, \tag{16.58}$$

ill. a komponenstranszportra:

$$j_D = \mathbf{St}'\,(\mathbf{Sc})^{\,2/3} = \left(\frac{\beta_i}{v}\right)\left(\frac{\upsilon}{D_i}\right)^{2/3}. \tag{16.59}$$

Ezek segítségével lehetővé vált a Reynolds-analógia alaki fenntartása tetszőleges, tehát egytől eltérő **Pr-** és **Sc-** számok esetében is. Chilton és Colburn ui. a j_H, j_D és az $f/2$ dimenziómentes számok egyenlőségét posztulálta:

$$j_H = j_D = f/2. \tag{16.60}$$

Az összefüggés eredetileg lamináris és turbulens kísérleti eredmények általánosításával született, azonban sík lap menti lamináris áramlásra analitikusan is levezethető.

A (16.60) analógia rendkívül hasznosnak bizonyult impulzus-, hő- és komponensátadási feladatok korrelációjánál. Az impulzusátadásnál a súrlódási együttható magában foglalja a súrlódásos és az alaki ellenállásokat. Ha az alakellenállások jelentősek (pl. töltött ágyak), $f/2$ nagyobb mint j_H és j_D, de általában $j_H \cong j_D$.

A szakirodalom hőátadási és anyagátadási tényezőket korreláló egyenleteket a j_H és j_D faktorok segítségével adják meg. A j_H és j_D faktorok a **Nu-** és a **Sh**-számok függvényében is megadhatók:

$$j_H = \mathbf{St\,(Pr)}^{2/3} = \left(\frac{\alpha}{\rho\, c_p\, v}\right)\left(\frac{\upsilon}{a}\right)^{2/3} = \frac{\mathbf{Nu}}{\mathbf{Re\,(Pr)}^{1/3}} \qquad (16.61)$$

$$j_D = \mathbf{St'(Sc)}^{2/3} = \left(\frac{\beta_i}{v}\right)\left(\frac{\upsilon}{D_i}\right)^{2/3} = \frac{\mathbf{Sh}}{\mathbf{Re(Sc)}^{1/3}}. \qquad (16.62)$$

A (16.61 – 16.62) hő- és komponensátadási egyenleteket a szakirodalom *Chilton-Colburn* (vagy csak *Colburn*) *típusúaknak* nevezi, megkülönböztetve azokat a (10.39-10.40), ill. a (16.46) ún. *Nusselt típusú egyenletektől.*

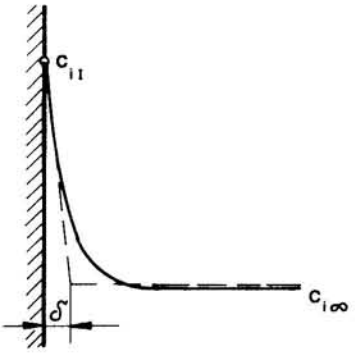
16.9. Átadási elméletek

A határréteg bármely részében (lamináris, átmeneti és turbulens) vezetéssel valósul meg a transzport. Az egész határrétegen át történő vezetéses mechanizmusú transzportfolyamatot *átadásnak* vagy *áramló rendszereknél konvektív anyagátadásnak* nevezzük. Ahogy ezt a (16.27) egyenletnél láttuk, az átadási folyamat tárgyalásához komponensátadási tényezőt definiálunk. A β_i komponensátadási tényezőket a mérnöki gyakorlatban empirikus korrelációkkal számítjuk. Számos próbálkozás történt az empirikus egyenletek elméleti megalapozására, ezek az ún. *átadási elméletek.* Hangsúlyoznunk kell, hogy ezek az ún. átadási modellek még mindig egyetlen fázison belüli folyamattal foglalkoznak.

Filmelmélet

A filmmodell a legegyszerűbb átadási elmélet: egy lamináris áramlású filmet tételez fel, melyben a transzport molekuláris vezetéssel valósul meg (WHITMAN (1923)). A film vastagságát úgy határozza meg, hogy a filmen kívül a hajtóerő zérus legyen. A 10.3 alfejezetben a hőátadásra értelmezett határréteghez hasonlóan, itt is feltételezzük tehát azt, hogy a határréteg az összes ellenállást magába foglalja *(16.6 ábra).*

$$\frac{n_i}{A} = \beta_i\,(c_{i,I} - c_{i,\infty}) = \frac{D_i + D_t}{\delta}\,(c_{i\,I} - c_{i\infty}). \qquad (16.63)$$



16.6. ábra. Film-modell

A film vastagsága: $\beta_i = (D_i + D_t) / \delta = D_{\text{eff}} / \delta$, vagyis a komponensátadási tényező a filmelméleti értelmezés szerint az effektív diffúziós együttható első hatványával arányos.

A tapasztalat azonban egyértelműen azt mutatja, hogy a j_D értéke a $(\upsilon / D_i)^{2/3}$ kifejezéssel arányos (16.59), így $\beta_i \propto D_{\text{eff}}^{2/3}$. *A filmelmélet tehát nem korrekt.* Előnye azonban az egyszerűsége, főként komplex eseteknél, mint pl. egyidejű diffúzió és kémiai reakció.

Behatolási- és felületmegújulási elmélet

A *behatolási elméletet* HIGBIE vezette le (1935), majd DANCKWERTS ún. *felületmegújulási elméletté* módosította (1951). A behatolási elmélet szerint az egymással komponenst cserélő fázisok elemeinek érintkezési ideje rövid, az anyagátadás a határréteg állandó megújulása közben megy végbe (behatolás, penetráció), így a filmben állandósult koncentrációgradiens nem alakulhat ki. A folyadékelemek érintkezési ideje azonos és az átadás e szerint felváltva lejátszódó konvektív áramlás és vezetéses transzport. Az elmélet szerint

$$\beta_i = \sqrt{\frac{4\, D_{\text{eff}}}{\pi\, \tau}}\,, \tag{16.64}$$

ahol τ az érintkezési idő.

DANCKWERTS módosítása szerint [13] a fáziselemek nem azonos ideig érintkeznek egymással, hanem az érintkezési idő statisztikai értelemben véletlen eloszlású. Bevezetve az s felületmegújulási faktort (s^{-1}), amely az időegységre jutó megújított felület / összfelület arányát jelenti, a kapott összefüggés:

$$\beta_i = \sqrt{D_{\text{eff}} s}\ . \tag{16.65}$$

Mindkét elmélet szerint tehát $\beta_i \propto D_{\text{eff}}^{0,5}$. Bár ez a modell nem felel meg a tapasztalati $\beta_i \propto D_{\text{eff}}^{2/3}$ összefüggésnek, bizonyos rendszereknél kielégítő eredményt szolgáltat. Ilyen eset az állandó felületmegújulással működő folya-

dékáramlás töltött oszlopokban. Általában a D_{eff} kitevőjének tapasztalati értéke 0,5 ... 1,0 között van.

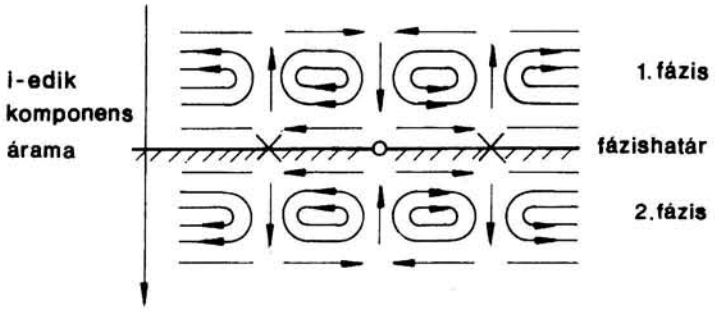
További elméletek születtek a film- és a felületmegújulási elméletek kombinációjából, ezek azonban nem szolgáltattak újabb lényeges információt. Az ún. *határréteg-elmélet* szerint a fluidumok szilárd felületen történő áramlásánál, elméleti úton is levezethető a tapasztalatnak leginkább megfelelő $\beta_i \propto D_{\text{eff}}^{2/3}$ összefüggés.

16.10. Határfelületi jelenségek

A β_i komponensátadási tényező nem fizikai állandó, hanem a folyamat kinetikáját jellemzi. Ezért β értéke sok változó függvénye, ami az anyagátadási tényezők értékének számítását vagy kísérleti meghatározását megnehezíti. Értéke függ a fázisok fizikai-kémiai tulajdonságaitól (sűrűség, viszkozitás stb.) és a hidrodinamikai feltételektől (lamináris, átmeneti vagy turbulens áramlás). Mindezeket befolyásolja a hőmérséklet, a nyomás, az összetétel, valamint a berendezés konstrukciója, mérete, geometriája és az ún. határfelületi jelenségek.

A *határfelületi jelenségek* két fluidumfázis között a határfelületen fellépő befolyásoló folyamatok, melyek az anyagátadás lényeges intenzifikálódását eredményezhetik. A határfelületi jelenségek következtében az anyagátadás elméleti meggondolások alapján megháromszorozódhat a film- vagy a penetrációs modell alapján számított értékhez képest. E jelenség fő kiváltó oka a felületi feszültség gradiense, azaz $\partial\sigma / \partial x_i$, de befolyással van rá a két fázis viszkozitás-együttható- és diffúziós együttható-aránya is.

Két folyadék közötti határfelületi folyamatokra ún. instabilitásokra először CARLO MARANGONI figyelt fel, (1865, 1871), ezért a jelenséget általában a szakirodalom *Marangoni-féle instabilitásnak* nevezi. A jelenség alapja az, hogy a kisebb felületi feszültségű folyadékok „robbanásszerűen" szétterülnek nagyobb felületi feszültségű folyadékokon, de fordítva ez nem következik be. A felületi feszültség ui. az az erő, amely a határfelület létrehozásához szükséges munka ellen hat. Ennek következménye az ún. *forgórekeszes örvények* kialakulása, melyet a *16.7 ábrán* mutatunk be.



16.7. ábra. Marangoni-instabilitás: forgórekeszes örvények kialakulása

A fázishatár-felület 0 pontjában, ahol a felületi feszültség kicsi, azaz $\frac{\partial \sigma}{\partial c_i} < 0$, a folyadék megpróbál szétterülni. A folyadékhiány pótlására a fázisok belsejéből folyadékáramlás indul meg és ez a forgórekeszes örvények kialakulásához vezet. A későbbi vizsgálatok kimutatták, hogy a határfelületi jelenségeket négy tényező befolyásolja: 1) az anyagátadás iránya, 2) a felületi feszültség gradiens nagysága és előjele, 3) a diffúziós együtthatók aránya, 4) a kinematikai viszkozitások aránya. Ezen tényezők alapján definiálhatók az ún. stabilitási kritériumok.

Általánosan mondható, hogy az anyagátadás intenzifikálódása elméletileg jelentős lehet (157 ... 316 %-os), de ezek az értékek csak viszonylag kis méretű berendezéseknél észlelhetők. Kis méreteknél ui. kis kontakt idők alakulnak ki, melyek kedveznek a Marangoni-instabilitás kialakulásának. Nagyobb méretű berendezéseknél –, melyek a vegyészmérnöki gyakorlatban általánosabbak – a hosszabb kontakt idők és az erőteljes keveredések nem kedveznek a Marangoni-instabilitás kialakulásának.

17. Anyagátbocsátás és gázabszorpció

17.1. Az anyagátadási műveletek típusai

Az anyagátadási műveleteknél egy vagy több komponens szelektív átvitelét hajtjuk végre az egyik fázisból a másikba. E műveletek célja általában a kiindulási elegy komponensek szerinti szeparálása. Az elválasztás megvalósításához a kiindulási elegyet egy másik nem, vagy csak alig elegyedő fázissal hozzuk érintkezésbe azért, hogy bizonyos komponens(ek) az eredeti fázisból a másik fázisba kerüljenek át. A fázispár lehet a gáz (vagy gőz)-folyadék, gáz (vagy gőz)-szilárd, folyadék-folyadék és folyadék-szilárd. A két nem, vagy csak alig elegyedő fázis közötti bensőséges érintkeztetés közben a komponensek a fázisok között a mindenkori fizikai körülményeknek megfelelően megoszlanak. A fázisokat ezután egyszerű fizikai módszerekkel szeparáljuk. A megfelelő körülmények és fázisok megválasztásával biztosítjuk, hogy bizonyos komponensek az egyik, mások a másik fázisban dúsuljanak fel.

A két egymással nem elegyedő fázis között végrehajtott anyagátadási műveleteket *hagyományosnak* nevezzük. E műveleteket szokás *egyensúlyiaknak* is nevezni, ui. ezekre jellemző, hogy a két fázis között többé kevésbé beáll a fázisegyensúly. Ezzel ellentétben a szelektíven működő membránokkal elkülönített elegyedő fázisok között végrehajtott műveleteket *nemegyensúlyi* vagy *membránműveleteknek* nevezzük. Ezek az ún. nemhagyományos anyagátadási műveletek.

Az iparban a leggyakrabban a következő fontosabb hagyományos anyagátadási műveletekkel találkozunk:

1. *Abszorpciónál* bizonyos kiválasztott komponensek kinyerése történik gázelegyekből, megfelelő folyadékfázisú abszorbens segítségével. A fordított műveletnél, amelyet kihajtásnak (sztrippelésnek) vagy deszorpciónak nevezünk, az illékonyabb komponensek folyadékból gázfázisba vitele megy végbe.
2. *Desztillációnál* (vagy lepárlásnál) homogén folyadékelegyek komponensek szerinti szétválasztása történik a folyadékfázis és annak részleges elgőzölögtetésével létrejövő gőzfázis közötti anyagátvitel alapján. Az eredeti elegy illékonyabb komponensei a gőzben, a kevésbé illékonyak a folyadékban dúsulnak fel.

3. *Extrakciónál* a kiindulási folyadék- vagy szilárd fázis egyik (vagy néhány) összetevőjének szelektív kioldását hajtjuk végre az eredeti kiindulási fázissal nem, vagy csak részben elegyedő folyadékfázisú oldószerrel. Folyadék-folyadék extrakciónál a kiindulási anyag folyadék, szilárd-folyadék extrakciónál a kiindulási anyag szilárd halmazállapotú.
4. *Adszorpciónál* gázok, gőzök vagy folyadékok bizonyos komponenseit nyeletjük el szilárd pórusos anyagokkal (adszorbensekkel). Itt tehát az anyagátmenet a szilárd fázis irányába történik, ellentétben a fordított irányú deszorpcióval, ahol általában az adszorbeált anyag visszanyerése megy végbe.
5. *Ioncsere* az adszorpció sajátos formája. Egyes szilárd anyagok (ioncserélő anyagok) képesek mozgékony ionjaikat elektrolitoldatok ionjaira kicserélni.
6. *Szárításnál* célunk a szilárd anyagok nedvességtartalmának eltávolítása. A szilárd anyagból a folyadék eltávolítása elpárologtatással történik, amelyhez a szükséges párolgáshőt általában a meleg levegő konvektív áramlással szállítja.
7. *Kristályosításnál* szilárd kristályos fázis kiválasztása játszódik le oldatokból vagy olvadékokból. E művelet az oldatok (olvadékok) túltelítésével és pl. hőelvonással, ill. az oldatok hőmérsékletének változtatásával hajtható végre; jellemzője a folyadékfázisból a szilárd fázisba történő anyagátmenet.

17.2. Az anyagátadási műveletek megvalósítása

A fentiekből nyilvánvaló, hogy az anyagátadási műveletek megvalósítása két fázis létrehozását igényli. Attól függően, hogy a két fázist a homogén kiindulási elegyből energiaközléssel (vagy energiaelvonással), ill. segédanyag hozzáadásával hozzuk létre megkülönböztetünk

1. *hővel*, mint elválasztó hatást kiváltó tényezővel és

2. *segédanyaggal*, mint elválasztó hatást kiváltó tényezővel dolgozó szeparációs műveleteket.

Az előbbit az angol szakirodalom *ESA*- (energy separating agent) műveletnek, az utóbbit *MSA*- (mass separating agent) műveletnek nevezi [11, 36, 39, 58, 71]. *ESA*- műveletre példa a desztilláció vagy a kristályosítás, *MSA*-műveletre pedig az abszorpció, adszorpció, extrakció vagy a szárítás.

A segédanyag a különböző műveleteknél más és más nevet kaphat (oldószer, entrainer, abszorbens, adszorbens, munkaközeg, mosófolyadék, szolvens, ill. angolul solvent, stb.), de mindenképpen az eredeti fázisból elvonandó komponensek (solute = szolutum) új hordozójaként lép fel. Ez azt jelenti, hogy a segédanyaggal dolgozó elválasztási műveleteknél csak a szolutum képezi a

megoszló komponenst, (vagy komponenseket), tehát a két fázis főtömegét az eredeti és az új hordozók képezik. Például az ammónia levegőből történő vizes elnyeletésénél a víz és a levegő az ammónia hordozói. A levegő egyben a kiindulási gázelegy főtömegét, a víz pedig a művelet segédanyagaként az új fázis főtömegét képezi. A fentiekkel ellentétben a csupán hővel dolgozó (*ESA*) műveleteknél az egyik fázisból a másikba jutó komponensek közvetlenül is részt vesznek az anyagátadásban, tehát nem tekinthetők hordozóknak.

A fázisok érintkeztetése történhet *fokozatszerűen* és *folytonosan*. Folytonos érintkeztetésnél nem különül el fokozatonként a fizikai szétválasztás és keverés. A fázisok a készüléken belül sehol sem jutnak egyensúlyba, tehát mindenütt fennáll a kémiai potenciálban kifejezhető hajtóerő-különbség.

Ha két egymással nem elegyedő fázist egyszer hozzuk érintkezésbe egymással azért, hogy a komponensek megoszlása létrejöjjön, majd a fázisokat mechanikai úton szétválasztjuk, *egyfokozatú műveletről* beszélünk. Ha az egy fokozattal elért szétválasztási mérték nem elegendő, a fázisokat többször újra érintkeztethetjük, ez esetben *többfokozatú műveletről* van szó. A fázisok áramlásának iránya lehet megegyező, ez az *egyenáramú művelet* és lehet ellenkező, ez az *ellenáramú művelet*. A műveletben általában az ellenáramú műveleteket preferáljuk, ui. ezeknél egyenletesebb hajtóerő-eloszlás biztosítható. Különleges esetekben keresztáramú fázisvezetést is alkalmazunk. Végül megemlítjük, hogy az anyagátadási műveleteket is megvalósíthatjuk *szakaszos* és *folyamatos* üzemmódban. A folyamatos műveletek számos előnye ellenére a szakaszos műveletek is megőrizték jelentőségüket, elsősorban kis mennyiségű termékek előállításánál és olyan gyártásoknál, ahol a berendezés nagy rugalmasságot igényel a kis beruházási költségek mellett.

Jelen fejezetben az anyagátbocsátás elméletének kifejtése mellett a gázabszorpció műveletével foglalkozunk. A 18. és 19. fejezetekben a desztilláció elméleti és gyakorlati témaköreit tárgyaljuk, majd a 20. fejezetben a két művelet berendezéseinek alaptípusait ismertetjük. A 21. fejezetben tárgyaljuk az extrakciót, a 22. fejezetben az adszorpciót, a 23. és a 24. fejezetben pedig a szárítást, szárítóberendezéseket. Az utolsó, 25. fejezetben tárgyaljuk a nemegyensúlyi membránszétválasztó műveleteket.

17.3. Fázisegyensúlyok

Gáz-folyadék és folyadék-folyadék egyensúlyokat a hőmérséklet, a nyomás és az összetételek befolyásolják. Két fázis közti egyensúly kialakulását a Gibbs-féle fázisszabály korlátozza.

$$F = C + 2 - P \tag{17.1}$$

ahol C a komponensek száma,
P fázisok száma
F a rendszer szabadsági foka.

Ha pl. a CO_2-levegő-víz gáz-folyadék egyensúlyát vizsgájuk, két fázisunk és három komponensünk van, azaz

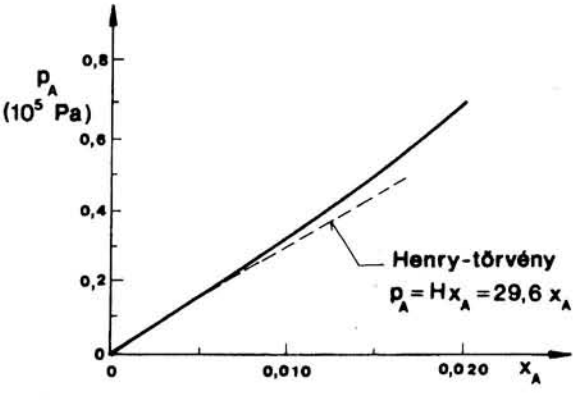
$$F = 3 + 2 - 2 = 3.$$

E szerint a szabadsági fok: 3. Ha rögzítve van az össznyomás és a hőmérséklet, csak egyetlen további változó előírása megengedett. Ha adott a CO_2 (A) folyadékfázisú móltörtje (x_A), a fázisszabály szerint már meghatározott a CO_2 gőzfázisbeli móltörtje (y_A) vagy parciális nyomása (p_A) a gázfázisban. Az y_A, ill. p_A értékei kísérleti úton határozhatók meg.

A folyadék-gáz egyensúly létrehozása és a minták analízise alapján felvehető a $p_A \sim x_A$ összefüggés. Ilyen egyensúlyi összefüggést mutat a *17.1 ábra* a SO_2 – levegő – víz rendszerre 293 K hőmérsékleten. A $p_A \sim x_A$ összefüggés (az $_A$ alsó index itt a SO_2 -ra vonatkozik), gyakran egyenessel fejezhető ki

$$p_A = H x_A, \tag{17.2}$$

ahol H a Henry-állandó [N/m²]. Ha mindkét oldalt P össznyomással osztjuk, kapjuk



17.1. ábra. SO_2–levegő–víz egyensúlyi görbe 293 K hőmérsékleten (p_A az SO_2 parciális nyomása a gázfázisban, x_A az SO_2 móltörtje a folyadékfázisban)

$$y_A = H' x_A \tag{17.3}$$

összefüggést, ahol $H' = H/P$ – módosított dimenziómentes Henry-állandó. Érdemes megjegyezni, hogy H' értéke a nyomástól függő, H értéke viszont a nyomástól független.

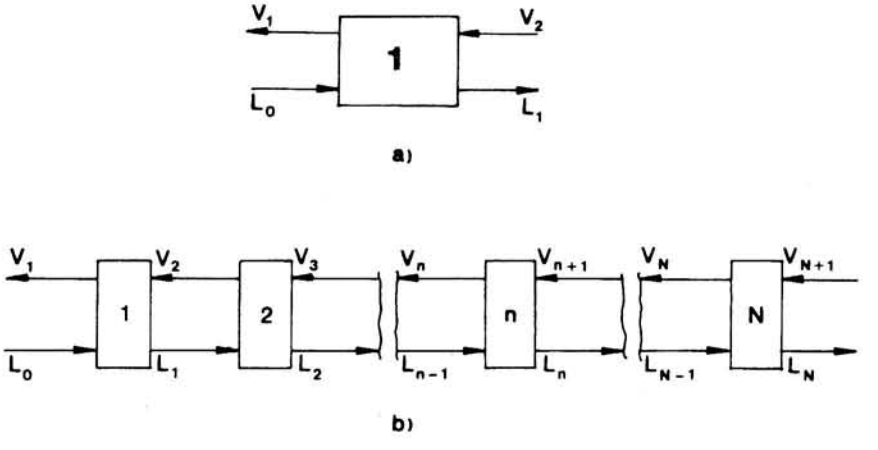
A *17.1 ábrán* látható, hogy a mérési adatok $x_A \cong 0{,}005$ értékig követik a Henry-törvényt, ahol $H = 29{,}6$. Általában mondható, hogy $5 \cdot 10^5$ Pa összenyomásig H értéke független a nyomástól.

17.4. Egy- és többfokozatú abszorpciós egyensúlyi egységek

Teljes tömegmérlegek és komponensmérlegek

Egyfokozatú érintkeztetésnél a két különböző fázist először bensőséges érintkeztetésbe hozzuk, majd fizikailag szétválasztjuk. Az érintkeztetés ideje alatt végbemegy a különböző komponensek diffúziója, ill. újraeloszlása a fázisok között, és ha elegendő tartózkodási idő áll rendelkezésre, beáll a fázisok közötti egyensúly. Ilyen ideális esetben egyfokozatú *egyensúlyi egységről* beszélünk. Az egyensúlyi egységeket *elméleti tányéroknak* is nevezzük.

Az egyfokozatú egységre a *17.2.a ábra* jelöléseivel felírhatjuk a teljes tömegmérleget:



17.2. ábra. Egyfokozatú (a) és többfokozatú ellenáramú (b) egyensúlyi egységek

$$L_0 + V_2 = L_1 + V_1 \tag{17.4}$$

és a komponensmérlegeket (bármelyik *i*-edik komponensre):

$$L_0 x_{i0} + V_2 y_{i2} = L_1 x_{i1} + V_1 y_{i1}, \qquad (i = 1,\ldots C) \tag{17.5}$$

ahol L és V a folyadék és gázfázis tömege vagy tömegárama (kg, ill. kg/s) *,

x_i és y_i pedig az *i*-edik komponens folyadék- és gőzfázisbeli tömegtörtje.

A (17.4) és (17.5) egyenletek azonban nemcsak tömegekkel (ill. tömegáramokkal) és tömegtörtekkel, hanem mólokkal (ill. móláramokkal) és móltörtekkel is felírhatók.

Többfokozatú egyensúlyi egységnél az egyfokozatú egységeket egymás után kapcsoljuk, azaz a fázisokat többször újraérintkeztetjük. Ily módon az egyfokozatú egységgel elérhető szétválasztási mérték növelhető. A segédanyag csökkentése és a koncentráltabb termékelőállítás érdekében ellenáramú többfokozatú egységet használunk. A *17.2b ábra* jelöléseivel az N fokozatú ellenáramú egyensúlyi egység teljes tömegmérlege:

$$L_0 + V_{N+1} = L_N + V_1 \tag{17.6}$$

és a komponensmérlege (bármely *i*-edik komponensre):

$$L_0 x_{i0} + V_{N+1} y_{iN+1} = L_N x_{iN} + V_1 y_1. \qquad (i = 1,\ldots C) \tag{17.7}$$

Az egyenletek itt is felírhatók tömegekkel, tömegáramokkal, mólokkal és móláramokkal. A koncentrációk ennek megfelelően értelem szerint tömegtörtek vagy móltörtek.

A *17.2 ábra* alapján a tömegmérleg és a komponensmérleg az első n fokozatig:

$$L_0 + V_{n+1} = L_n + V_1 \tag{17.8}$$

$$L_0 x_{i0} + V_{n+1} y_{in+1} = L_n x_{in} + V_1 y_{i1}. \tag{17.9}$$

---

* Az anyagátadási műveletek tárgyalásánál a moláris tömegáramokat az egyszerűsítés érdekében „felül pont" nélkül jelöljük.

Ebből

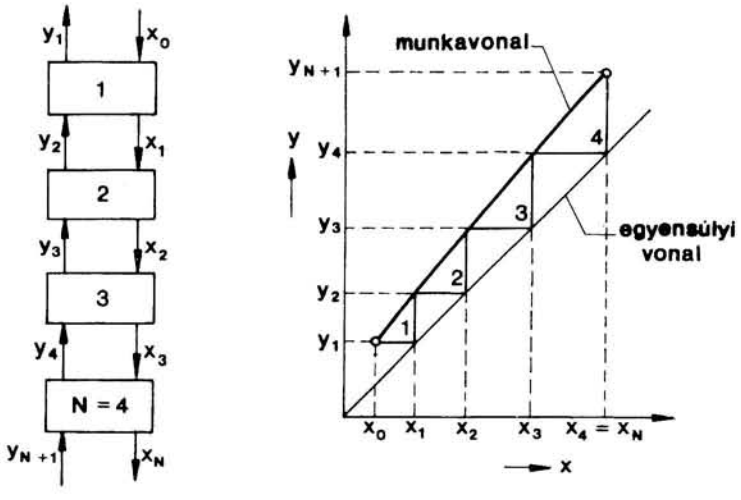
$$y_{i\,n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} x_{i\,n} + \frac{V_1 y_{i1} - L_0 x_{i0}}{V_{n+1}}. \qquad (17.10)$$

A (17.10) egyenlet – melyet *munkavonalnak* nevezünk – megadja az egyes fokozatok között egymás mellett elhaladó V és L áramok $y_{i\,n+1}$ és x_{in} összetartozó (de nem egyensúlyi) koncentrációit.

Az egyensúlyi egységek száma nem elegyedő áramoknál

a) Ha a folyadékáram csak a kinyerendő A komponenst tartalmazza a hordozó B komponens mellett, továbbá a gázáram is csak az A komponenst tartalmazza a hordozó C komponens mellett, *nem elegyedő áramokról* beszélhetünk.

A (17.10) egyenletet $y \sim x$ egyensúlyi diagramon ábrázolva, gyakran görbét kapunk, ui. a munkavonal meredeksége L_n/V_{n+1} fokozatonként változik. Az elválasztáshoz szükséges egyensúlyi (vagy elméleti) fokozatok száma az $y \sim x$ diagramon grafikus úton meghatározható a munkavonal és az egyensúlyi görbe közti „lelépcsőzéssel" *(17.3 ábra)*. Az 1. fokozatból kiindulva y_1 és x_0 a munkavonalon lévő kiindulási pontot jelenti (komponensindexet elhagyva). Az 1. fokozatot elhagyó összetételek y_1 és x_1 az egyensúlyi vonalon találhatók. Ez-



17.3. ábra. Elméleti fokozatok számának grafikus meghatározása

után az 1. és 2. fokozatok közötti koncentrációk az y_2 és x_1 ismét a munkavonalon találhatók, majd az egyensúlyi görbe következik y_2 és x_2-vel és így tovább. A lelépcsőzés a kívánt y_{n+1} összetételig folytatódik.

b) Ha az L és V áramok a kinyerendő A komponenst kis mennyiségben tartalmazzák a munkavonal L_n/V_{n+1} meredeksége közel állandó. Ha az egyensúlyi vonal is egyenes a vizsgált koncentrációtartományban *analitikus összefüggés* is levezethető a gázabszorpció és a fordított művelet a kihajtás (sztrippelés) koncentrációváltozásának számítására tetszőleges N elméleti tányérral rendelkező ellenáramú kaszkád esetén. A kiindulási koncentrációk és az elméleti fokozatok száma alapján a kilépő összetételek, a kiindulási koncentrációk és az előírt gáz-, ill. folyadékkoncentráció alapján pedig az elméleti fokozatok száma számítható. Az egyenleteket a szakirodalom *Kremser-egyenleteknek* nevezi és a következő formákban írhatók fel:

*A) Abszorpció (*A *szolutum V fázisból L-be tart)*:

$$\frac{y_{N+1} - y_1}{y_{N+1} - mx_0} = \frac{\boldsymbol{A}^{N+1} - \boldsymbol{A}}{\boldsymbol{A}^{N+1} - 1} \tag{17.11}$$

$$N = \frac{\lg\left[\dfrac{y_{N+1} - mx_0}{y_1 - mx_0}\left(1 - \dfrac{1}{\boldsymbol{A}}\right) + \dfrac{1}{\boldsymbol{A}}\right]}{\lg \boldsymbol{A}} \tag{17.12}$$

*B) Kihajtás vagy sztrippelés (*A *szolutum az L fázisból V-be tart):*

$$\frac{x_0 - x_N}{x_0 - \left(y_{N+1} / m\right)} = \frac{\left(1/\boldsymbol{A}\right)^{N+1} - \left(1/\boldsymbol{A}\right)}{\left(1/\boldsymbol{A}\right)^{N+1} - 1} \tag{17.13}$$

$$N = \frac{\lg\left[\dfrac{x_0 - (y_{N+1}/m)}{x_N - (y_{N+1}/m)}(1 - \boldsymbol{A}) + \boldsymbol{A}\right]}{\lg\left(1/\boldsymbol{A}\right)}, \tag{17.14}$$

ahol m az egyensúlyi vonal meredeksége vagy megoszlási hányados ($m = y/x$), $\boldsymbol{A}$ az abszorpciós faktor [$\boldsymbol{A}=L/(mV)$], a munkavonal és az egyensúlyi vonal meredekségének hányadosa. Szokás ennek reciprokát is használni és stipping-

faktornak nevezni $\left(S = 1/A = \frac{mV}{L} \right)$. Ha A értéke az abszorberben kissé változik, megengedett a műveleti egység két végén számolt értékek mértani átlagával számolni.

Kremser-egyenlet levezetése abszorpcióra

Az 1. tányér komponensmérlege:

$$V\,(y_2 - y_1) = L\,(x_1 - x_0)$$

$$x_1 = \frac{y_1}{m} \qquad \text{és} \qquad \frac{L}{mV} = A$$

$$V\,(y_2 - y_1) = L\left(\frac{y_1}{m} - x_o\right)$$

ebből:

$$y_1 = \frac{y_2 + A\,m\,x_0}{1 + A} = \frac{(A-1)\,y_2 + A\,(A-1)\,m\,x_0}{A^2 - 1}. \qquad \text{(a)}$$

Hasonlóan a 2. tányérra:

$$y_2 = \frac{y_3 + A\,y_1}{1 + A}. \qquad \text{(b)}$$

Ha (a) egyenletet (b)-be helyettesítjük és átrendezzük

$$y_2 = \frac{(1 + A)\,y_3 + A^2\,m\,x_0}{A^2 + A + 1} = \frac{(A^2 - 1)\,y_3 + A^2\,(A-1)\,m\,x_0}{A^3 - 1}. \qquad \text{(c)}$$

A tányérokon továbbhaladva az egyenletek rekurzív alakja nyilvánvalóan folytatódik. N tányér esetén

$$y_N = \frac{(A^N - 1)\,y_{N+1} + A^N (A-1) m x_0}{A^{N+1} - 1}. \qquad \text{(d)}$$

A komponensmérleg N tányérra

$$L\,(x_N - x_0) = V\,(y_{N+1} - y_1)$$

vagy

$$A\,(y_N - m\,x_0) = y_{N+1} - y_1. \qquad \text{(e)}$$

A (d) és (e) egyenletekből y_N-t kiküszöbölve és átrendezve

$$\frac{y_{N+1} - y_1}{y_{N+1} - m\,x_0} = \frac{A^{N+1} - A}{A^{N+1} - 1}. \qquad \text{(f)}$$

Az (f) összefüggés a (17.11) Kremser-egyenlet abszorpcióra.

17.1. példa

1 mol % -os acetontartalmú levegőből az aceton 90%-át kívánjuk kinyerni ellenáramú többfokozatú vizes abszorpcióval. Az összes gázáram 30 kmol/h, az összes vízáram 90 kmol/h. A művelet 300 K hőmérsékleten izoterm, az össznyomás 101,3 kPa. A gáz-folyadék egyensúlyi összefüggés az acetonra: $y_A = 2{,}53\,x_A$. Határozzuk meg a szükséges elméleti tányérok számát grafikusan és a Kremser-egyenlet segítségével is.

Megoldás

Előírt és kiindulási értékek: $y_{A\,N+1} = 0{,}01$, $x_{A\,0} = 0$, $V_{N+1} = 30$ kmol/h , $L_o = 90$ kmol/h. Készítsünk komponensmérleget acetonra:

belépő aceton: $y_{A\,N+1}\,V_{N+1} = (0{,}01)\,(30) = 0{,}3$ kmol/h,
V_1-ben a kilépő aceton: $(0{,}1)\,(0{,}3) = 0{,}03$ kmol/h,
L_N-ben a kilépő aceton: $(0{,}9)\,(0{,}3) = 0{,}27$ kmol/h.

A belépő levegő mennyisége:

$$(1 - y_{A\,N+1})\,V_{N+1} = (1 - 0{,}01)\,(30) = 29{,}7 \text{ kmol levegő/h}$$

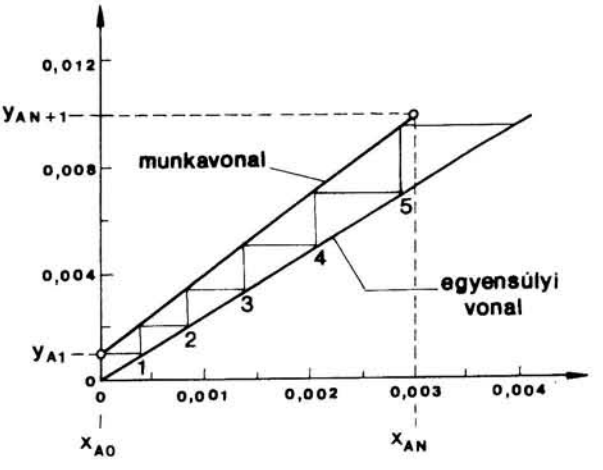
$$V_1 = 29{,}7 + 0{,}03 = 29{,}73 \text{ kmol levegő és aceton/h}$$

$$y_{A1} = \frac{0{,}03}{29{,}73} = 0{,}00101$$

$$L_N = 90 + 0{,}27 = 90{,}27 \text{ kmol víz és aceton/h}$$

$$x_{AN} = \frac{0{,}27}{90{,}27} = 0{,}003 \ .$$

1. Mivel a folyadék- és a gázáramok csak nagyon keveset változnak, a munkavonal L_n/V_{n+1} meredeksége gyakorlatilag állandó. A munkavonalat (y_{A1}, x_0) pontból kiindulva megszerkesztjük és hozzárajzoljuk az egyensúlyi vonalat *(17.4 ábra)* *. A lépcsőzést is az (y_{A1}, x_0) pontból indítva, a grafikus szerkesztéssel kapott szükséges elméleti tányérszám: 5,2.



17.4. ábra. Ellenáramú többfokozatú abszorpció elméleti tányérszáma *(17.1. példa)*

2. A (17.12) Kremser-egyenlet alkalmazásához kiszámítjuk az abszorpciós faktor értékét az egység két végén:

$$A_1 = \frac{L}{m\,V} = \frac{L_0}{m\,V_1} = \frac{90}{(2{,}53)(29{,}73)} = 1{,}2$$

* A tányérokat sorszámozzuk, a komponensek jele: A, B... stb.

$$A_N = \frac{L_N}{m V_{N+1}} = \frac{90{,}27}{(2{,}53)(30)} = 1{,}19 .$$

A mértani átlag: $A = \sqrt{A_1 A_N} = 1{,}195$. Behelyettesítve a (17.12) egyenletbe:

$$N = \frac{\lg\left[\dfrac{0{,}01 - 2{,}53\,(0)}{0{,}00101 - 2{,}53\,(0)}\left(1 - \dfrac{1}{1{,}195}\right) + \dfrac{1}{1{,}195}\right]}{\lg\,(1{,}195)} = 5{,}04 \text{ elméleti tányér.}$$

Az így kapott tányérszám jó egyezést mutat a grafikus módszerrel nyert 5,2 értékkel.

Szolutummentes moláris tömegáramok és mólarányok

Abszorpciónál bizonyos komponensek (szolutum) kinyerése történik gázelegyből folyadék-halmazállapotú abszorbenssel. Ennek következtében a fokozatonként kialakuló összes tömegáramok, ill. összes moláris tömegáramok általában nem azonosak. Ezt úgy fejezzük ki, hogy általában nem érvényes a fokozatonkénti moláris tömegáramok azonossága. (Hasonló a helyzet az extrakciónál. A desztillációnál azonban – legalábbis ideális elegyeknél – többékevésbé érvényes a fokozatonkénti moláris tömegáramok azonosságának tétele).

Mivel abszorpciónál a fokozatonkénti összes anyagáramok változnak, de a semleges hordozókomponensek áramai jó közelítéssel állandóak, a mérnöki gyakorlatban ún. szolutummentes moláris tömegáramokkal szokás dolgozni. A hordozó inert gáz móláramának és a hordozó abszorbens móláramának állandósága egyúttal a munkavonal egyenességét eredményezi.

A szolutummentes móláramok mellett azonban koncentrációként a móltörtek helyett a szolutumnak a hordozó inert gázhoz, ill. oldószerhez viszonyított mólarányát kell használnunk. A szolutummentes móláram és a mólarány szorzata ui. így a szolutum kívánt móláramát adja meg [hasonlóan a szokásos (móláram) . (móltört) felíráshoz].*

* A mólarányok ui. egyúttal móláramarányoknak felelnek meg és ha azokat a nevezőben szereplő hordozó mólárammal szorozzuk, a számlálóban szereplő szolutummóláramot kapjuk.

Jelöljük az A szolutum hordozóhoz viszonyított mólarányát Y_A-val a gázfázisban és X_A-val a folyadékfázisban. Ezek a móltörtekkel a következő relációkban vannak:

$$X_A = \frac{x_A}{1 - x_A} \qquad Y_A = \frac{y_A}{1 - y_A}, \tag{17.15a}$$

ill:

$$x_A = \frac{X_A}{1 + X_A} \qquad y_A = \frac{Y_A}{1 + Y_A}. \tag{17.15b}$$

Fentieknek megfelelően az abszorpcióra felírt komponensmérlegek átírhatók szolutummentes bázisra. Jelölje V' a kmol inert gáz/s és L' a kmol inert oldószer/s móláramokat, a (17.7) egyenlet új formája (a komponensindex elhagyásával):

$$L'\left(\frac{x_0}{1 - x_0}\right) + V'\left(\frac{y_{N+1}}{1 - y_{N+1}}\right) = L'\left(\frac{x_N}{1 - x_N}\right) + V'\left(\frac{y_1}{1 - y_1}\right)$$

vagy

$$L' X_0 + V' Y_{N+1} = L' X_N + V' Y_1. \tag{17.16}$$

Természetesen, ha szolutummentes áramokkal és mólarányokkal dolgozunk az egyensúlyi összefüggést is át kell alakítanunk, tehát az $y = m\,x$ összefüggésből

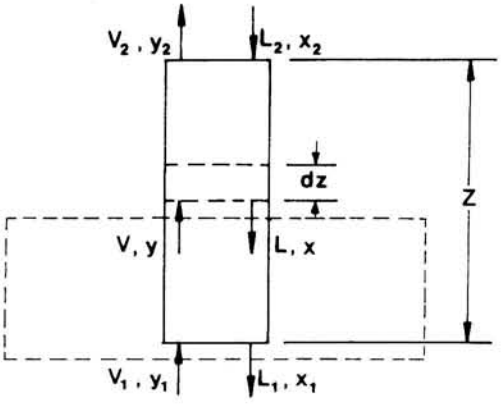
$$\frac{Y}{1 + Y} = m\,\frac{X}{1 + X} \qquad \text{áll elő.} \tag{17.17}$$

Ez egyúttal azt is eredményezi, hogy az egyensúlyi összefüggés a szolutummentes tömegáramok használatánál már a Henry-törvény érvényessége (m = állandó) esetén sem lesz egyenes.

A 17. fejezetben korábban felírt komponensmérlegeket, valamint a Kremser-egyenletet át lehet írni szolutummentes mólarányok. További könnyítést jelent az, hogy híg oldatoknál a móltörtek és mólarányok értékei jó közelítéssel azonosak. Ebből következik, hogy ilyen rendszereknél a közelítő számításokat szolutummentes móláramok és móltörtek kombinációjával is elvégezhetjük.

Az abszorpció minimális folyadékárama

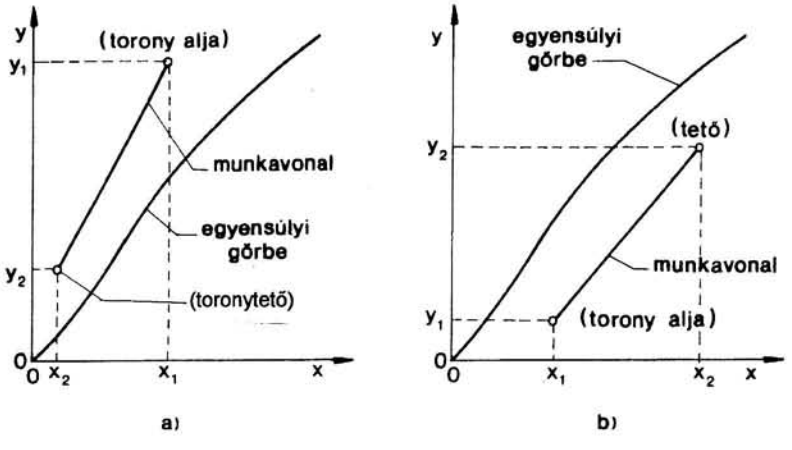
Mind tányéros, mind töltött oszlopok tervezésénél elsődleges a munkavonal és az egyensúlyi vonal megszerkesztése. Az elméleti tányérszám meghatározása ezután a korábbi alfejezetben ismertetett módon történhet. Az előző alfejezetben azt is láttuk, hogy abszorpciónál általános a szolutummentes moláris tömegáramok és mólarányok használata. Fontos rámutatnunk arra is, hogy minden abszorpciós feladathoz meghatározható egy minimális abszorbensmennyiség, melynél kisebb folyadékárammal a művelet nem valósítható meg. A minimális folyadékáram értelmezését töltött oszlopra mutatjuk be, de az értelemszerűen tányéros berendezésre is érvényes.



17.5. ábra. Töltött abszorpciós oszlop komponensmérlegéhez

Írjuk fel a *17.5 ábrán* látható töltött abszorber komponensmérlegét a szolutumra (szolutummentes tömegáramokkal és mólarányokkal felírva, továbbá a szolutum indexét elhagyva) a szaggatott vonallal határolt kolonnarészre:

$$L'\left(\frac{x}{1-x}\right)+V'\left(\frac{y_1}{1-y_1}\right)=L'\left(\frac{x_1}{1-x_1}\right)+V'\left(\frac{y}{1-y}\right). \qquad (17.18a)$$



17.6. ábra. Munkavonal helyzete a) abszorpciónál b) sztrippelésnél

Ha az oldat híg, $(1 - x)$ és $(1 - y)$ értékei közelítőleg 1-nek vehetők és a munkavonal $y \sim x$ diagramon egyenest ad *(17.6a ábra)*:

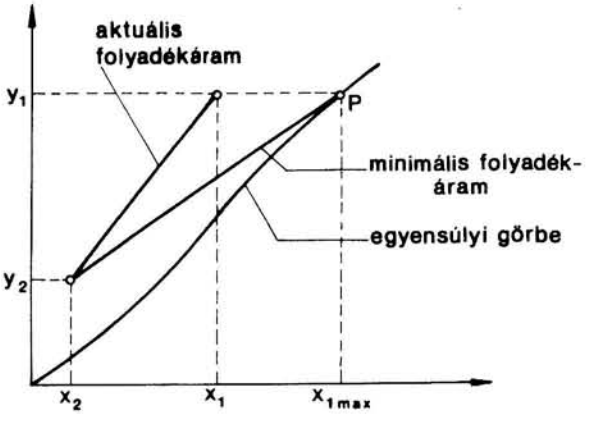
$$L' x + V' y_1 \cong L' x_1 + V' y \tag{17.18b}$$

$$y = \frac{L'}{V'} x + \frac{V' y_1 - L' x_1}{V'}. \tag{17.18c}$$

Ha a szolutum az L-ből a V-be transzportálódik, sztrippelésről vagy kihajtásról beszélünk és a munkavonal az egyensúlyi görbe alá kerül *(17.6b ábra)*.

Általában adott a belépő gázáram mennyisége V_1 és összetétele y_1. A gyakorlati feladatoknál általában a kilépő gáz összetétele előírt, a belépő folyadék-összetételt pedig a folyamat előírásai rögzítik. Egyedül az L_2 folyadékáram mennyiségét választhatjuk meg.

A *17.7 ábra* jelöléseivel, ha a munkavonal az y_1 belépő koncentrációnak megfelelő P pontot metszi, a munkavonal meredeksége a minimális folyadék/gáz aránynak felel meg. Ekkor végtelen magas oszlopra lenne szükségünk, azaz a lelépcsőzésnél végtelen sok elméleti tányért kapnánk.



17.7. ábra. Minimális folyadék/gáz arány abszorpciónál

(L/V) növelésével már véges számú elméleti tányért kapunk; az aktuális folyadék/gáz arány megválasztása azonban optimalizálási feladat. Nagy folyadékmennyiség üzemeltetése ui. növeli a regenerálási költséget és növelheti a szükséges toronyátmérőt is. Az optimális folyadékarány általában a minimális (L/V) arány kb. 1,5 -szöröse.

Végül megjegyezzük, hogy a tányéros oszlopok hatásfoka gyakran alacsony: fizikai abszorpciónál sokszor csak 30...40% körül van. A hatásfokok részletesebb magyarázatával a desztillációnál foglalkozunk.

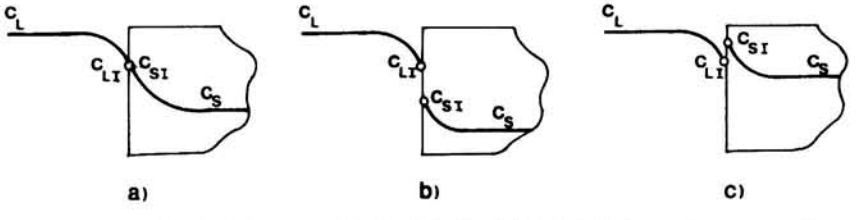
17.5. Anyagátbocsátás

A 16. fejezetben ismertetett anyagátadás csak az egy fázison belül kialakuló komponenstranszportot jelentette. Az anyagátadás fogalma alatt tehát egy vagy több komponens átvitelét értjük a fluidum főtömegéből a fázishatárfelületig vagy ellentétes irányban.

A 17.1 alfejezetben ismertetett anyagátadási műveletekre azonban az anyagátvitel meghatározó jellemzője a két érintkező fázis határfelületén kialakuló sorba kapcsolt két anyagátadást egyesítő folyamat az ún. *anyagátbocsátás*. Az anyagátbocsátás tehát a hőátbocsátáshoz hasonlóan, összetett folyamat és magába foglalja az anyagátadást (transzportot) az egyik fázison belül, az átlépést a fázishatáron keresztül és az anyagátadást (transzportot) a másik fázison belül.

A hőátbocsátásnál a hőcserélő közeget általában szilárd fal választja el egymástól. Az anyagátbocsátás viszont (legalábbis a hagyományos anyagátadási műveleteknél) a közvetlenül érintkező fázisok határán kialakuló ún. határrétegen (vagy filmen) keresztül megy végbe. Ez a határréteg kialakulhat változó geometriai felület mentén (nem elegyedő fluidumok részvételével) és kialakulhat többé kevésbé állandó geometriai felület mentén (szilárd fázis részvételével).

Az anyagátbocsátás vizsgálatánál a koncentrációlefutások (koncentrációprofilok) meghatározásához fontos az egyensúlyi összefüggések ismerete. A gáz-folyadék rendszerekre érvényes Henry-törvényt a 17.3 alfejezetben tár-



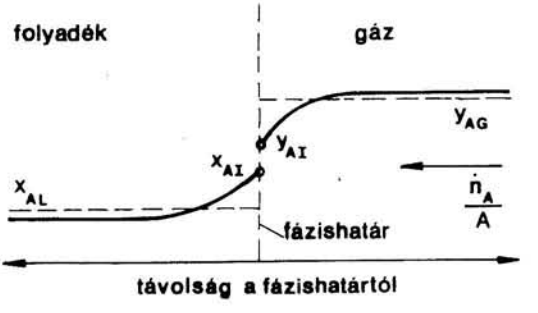
17.8. ábra. Fázishatár-koncentrációk alakulása különböző $K=c_{LI}/c_{SI}$ egyensúlyi arányoknál
a) $K = 1$, b) $K > 1$, c) $K < 1$ (a komponensindex elhagyásával).

gyaltuk. Két nem elegyedő fázis között kialakuló egyensúlyt a komponens fázishatár- koncentrációinak hányadosa az ún. egyensúlyi arány (vagy egyensúlyi megoszlási együttható) jellemzi. Példaképpen a *17.8 ábrán* a folyadék-szilárd fázisegyensúly jellemző koncentrációprofiljait mutatja be különböző $K = c_{LI}/c_{SI}$ egyensúlyiarány-értékeknél adszorpcióra, ahol az *i*-edik komponens a folyadékból a szilárd fázisba tart. Látható, hogy $K \neq 1$ értékeknél a koncentrációprofiloknak szakadása van, ui. az egyensúlyban nem a koncentrációk, hanem a kémiai potenciálok egyenlősége érvényes.

Az anyagátbocsátás koncentrációprofilja

Ha a gáz- és folyadékfázist közvetlenül érintkeztetjük, pl. töltött, tányéros vagy permetező oszlopban, a kialakuló fázishatár-felületet általában nem tudjuk meghatározni. Az egyes fázisokban azonban koncentrációgradiens áll elő és jó közelítéssel feltételezhetjük a fázishatáron az egyensúly beállását.

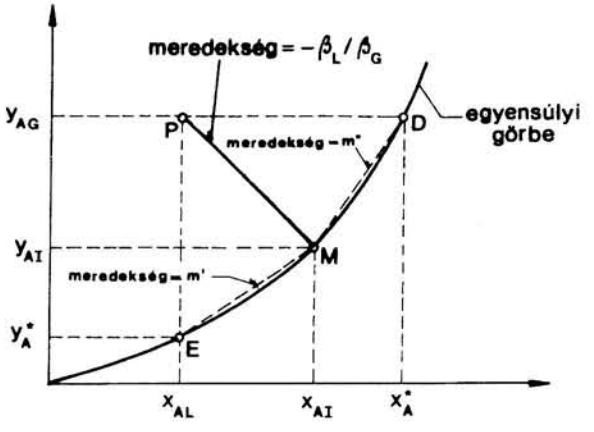
Tekintsük a gázabszorpció esetét, ahol egy gáz- és folyadékfázis közötti anyagátvitel megy végbe. Feltételezve, hogy az *A* szolutum a *G* gázfázis főtömegéből az *L* folyadékfázisba tart, annak át kell lépnie a fázishatáron, majd az útját az *L* folyadékfázisban folytatja. A fázishatár környezetében fellépő koncentrációgradienst (móltörtekkel) mutatja a *17.9 ábra.* Az *A* komponens gáz főtömegbeli móltörtje: $y_{A\,G} = p_A/P$, a folyadékbeli pedig $x_{A\,L}$. Látható, hogy az $y_{A\,G}$ koncentráció a fázishatárnál y_{AI}-ig csökken. A folyadékfázisban pedig az x_{AI} koncentráció csökkenése játszódik le x_{AL}-értékig. A fázishatáron egyensúly alakul ki, melyet az $y_{AI} \,|||\, x_{AI}$ módon jelölhetünk. Kémiai reakciók nélküli abszorpciónál jó közelítéssel feltételezhetjük, hogy maga a fázishatár nem fejt ki ellenállást, ill. annak mértéke a határrétegek ellenállásához képest elhanyagolható.



17.9. ábra. A komponens koncentrációprofilja anyagátbocsátásnál (*A* komponens abszorpciója)

Koncentráció-hajtóerők és fázishatár-koncentrációk

A móltörtben kifejezett koncentrációkat ábrázoltuk ekvimoláris szembediffúzió esetére $y \sim x$ diagramon *(17.10 ábra)*. *P* pont a főtömeg-koncentrációkat (y_{AG} és x_{AL}), *M* pont pedig a fázishatár-koncentrációkat (y_{AI} és x_{AI}) reprezentálja. Ha *A* komponens a gázból a folyadékba tart, *B* komponens ekvimoláris szembediffúzióval a folyadékból a gázba,



17.10. ábra. Koncentráció-hajtóerők alakulása az anyagátbocsátásnál

$$\frac{\dot{n}_A}{A} = \beta_G (y_{AG} - y_{AI}) = \beta_L (x_{AI} - x_{AL}) \ , \qquad (17.19)$$

ahol β_G és β_L a komponensátadási tényező (filmegyüttható) kmol/(sm^2) mértékegységben. Átrendezve

$$-\frac{\beta_L}{\beta_G} = \frac{y_{AG} - y_{AI}}{x_{AL} - x_{AI}}, \qquad (17.20)$$

vagyis a koncentráció-hajtóerők hányadosa, azaz a *PM* vonal meredeksége egyenlő $-\beta_L/\beta_G$ -értékkel. Ez azt jelenti, hogy ha a két filmegyüttható ismert, a fázishatár-koncentrációk meghatározhatók a *PM* vonal $-\beta_L/\beta_G$ meredekséggel történő megszerkesztésével. A *P* pontból húzott egyenes és az egyensúlyi görbe metszéspontja ugyanis a fázishatár-koncentráció *M* pontját adja meg. A főtömeg-koncentrációk a folyadék- és gázfázis mintáinak analíziséből nyerhetők.

Könnyű belátni, hogy egyirányú diffúziónál a *17.10 ábrán* vázolt koncentráció-diagram kvalitatív formája nem változik, csupán a *PM* vonal meredeksége lesz más. Ha *A* komponens diffundál a stagnáló *B* folyadékban, a β-értékek a *Stefan-faktorokkal* szorzódnak $\left(\frac{1}{x_{B,\text{átl}}},\ \text{ill.}\ \frac{1}{y_{B,\text{átl}}}\right)$, azaz a *PM* vonal meredeksége:

$$-\frac{\beta_L / (x_{B,\text{átl}})}{\beta_G / (y_{B,\text{átl}})} = \frac{y_{AG} - y_{AI}}{x_{AL} - x_{AI}}. \qquad (17.21)$$

Híg oldatoknál azonban $x_{B,\text{átl}}$ és $y_{B,\text{átl}}$ értékei közel egységnyiek, tehát ekkor a (17.20) egyenlet közelítőleg az egyirányú diffúzióra is érvényes.

17.6. Anyagátbocsátási tényező

A β komponensátadási tényezőket (vagy filmegyütthatókat) általában nehéz kísérletileg meghatározni. Ezért vezették be az ún. anyagátbocsátási tényezőket (overall mass-transfer coefficient) mind folyadék-, mind gázfázisra. Ezek definiáló egyenletei az *A* komponens anyagátbocsátására:

$$\frac{\dot{n}_A}{A} = K_G (y_{AG} - y_A^*) \qquad (17.22)$$

$$\frac{\dot{n}_A}{A} = K_L (x_A^* - x_{AL}), \qquad (17.23)$$

ahol K_G és K_L a gáz- és a folyadékfázishoz tartozó teljes hajtóerőkre vonatkozó anyagátbocsátási tényezők (kmol/sm^2); y_A^* az x_{AL} – koncentrációval egyensúlyban lévő, x_A^* pedig az y_{AG} – koncentrációval egyensúlyban lévő értékeket jelenti, azaz $y_A^* \,|||\, x_{AL}$ és $x_A^* \,|||\, y_{AG}$.

Ekvimoláris szembediffúzióra vagy híg oldatok esetén az egyirányú diffúzióra is érvényes a (17.19) összefüggés, ahol a komponensátadási tényezők-

kel és a részleges (fázishatárig felírt) hajtóerőkkel írtuk fel az A komponens áramsűrűségét. A *17.10. ábra* alapján ugyanakkor felírható:

$$y_{AG} - y_A^* = (y_{AG} - y_{AI}) + (y_{AI} - y_A^*). \tag{17.24}$$

Az E és M pontok közötti meredekség

$$m' = \frac{y_{AI} - y_A^*}{x_{AI} - x_{AL}}. \tag{17.25}$$

A (17.24) és (17.25) egyenletekből

$$y_{AG} - y_A^* = (y_{AG} - y_{AI}) + m'(x_{AI} - x_{AL}). \tag{17.26}$$

Ha a (17.26) móltört különbségeit a (17.22) és a (17.19) egyenletek felhasználásával a K_G-, β_G- és β_L-értékekkel helyettesítjük és $\frac{\dot{n}_A}{A}$ -val egyszerűsítünk, a következőt kapjuk:

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{\beta_G} + \frac{m'}{\beta_L}. \tag{17.27}$$

A (17.27) egyenlet bal oldala az anyagátbocsátás teljes ellenállását reprezentálja a teljes gázoldali hajtóerő alapján, és ez egyenlő a gázoldali filmellenállás $\left(\frac{1}{\beta_G}\right)$ és a folyadékoldali filmellenállás $\left(\frac{m'}{\beta_L}\right)$ összegével.

Hasonló módon a *17.10. ábrából*

$$x_A^* - x_{AL} = (x_A^* - x_{AI}) + (x_{AI} - x_{AL}) \tag{17.28}$$

$$m'' = \frac{y_{AG} - y_{AI}}{x_A^* - x_{AI}}, \tag{17.29}$$

majd hasonló átalakításokkal:

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{m'' \beta_G} + \frac{1}{\beta_L}. \tag{17.30}$$

Könnyen belátható, hogy a (17.27) és (17.30) egyenletek anyagátbocsátásra megfelelnek a hőátbocsátásra használt (10.12) egyenletnek. Hőátvitelnél a β komponensátadási tényezők helyett α hőátadási tényezők szerepelnek, és nincs szükség a $y \sim x$ korrekcióját végző egyensúlyi görbe meredekségre. Hőátbocsátás egyenletében viszont harmadik összetevőként szerepel a szilárd fal ellenállása $\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)$.

A (17.27) és (17.30) egyenletek két speciális esetét említjük meg:

1. Ha m' kicsi, vagyis az egyensúlyi görbe majdnem vízszintes, akkor kis y_A a gázban nagy egyensúlyi x_A^*-ot ad. Ebben az esetben (m'/β_L) kicsi, az A szolutum a folyadékban nagyon jól oldódik és így

$$\frac{1}{K_G} \cong \frac{1}{\beta_G}, \tag{17.31}$$

a gázfázis egyedül szabályozza az anyagátbocsátást. (Az M pont az E közelébe esik).

2. Ha m'' nagyon nagy, akkor A nagyon rosszul oldódik a folyadékban $1/(m''\beta_G)$ válik kicsivé

$$\frac{1}{K_L} \cong \frac{1}{\beta_L}. \tag{17.32}$$

Ekkor a folyadékfázis szabályozza az anyagátbocsátást. Ilyen eset áll elő pl. CO_2 abszorciójánál levegőből vízzel.

Végül megemlítjük, hogy a (17.27) és (17.30) egyenletek *egyirányú diffúzióra* is kiterjeszthetők. A β_G, β_L, ill. K_G, K_L együtthatókat azonban ott a megfelelő *Stefan-faktorokkal* szoroznunk kell. β_G és β_L-nél a logaritmikus átlagkoncentrációkat a főtömeg és a fázishatár között kell képeznünk, K_G, K_L -nél viszont a teljes koncentrációváltozásra (x_{BL} *és* x_B^*, ill. y_B^* *és* y_{BG} között).

17.7. Folytonos érintkeztetésű oszlopok számítása

Átviteli egység fogalma

Az anyagátadási műveletek berendezéseinél általában nincs lehetőségünk annak meghatározására, hogy milyen határfelület áll rendelkezésre a komponensátmenet számára. Emiatt a kísérletileg megfigyelt anyagátbocsátást a készülék egységnyi térfogatára vonatkoztatott átbocsátási tényezővel mérjük. Ennek az ún. térfogati (vagy volumetrikus) anyagátbocsátási tényezőnek a bevezetéséhez jelölje ω az egységnyi térfogatra vonatkoztatott érintkeztetési felületet (m^2 felület / m^3 töltött térfogat), S a készülék keresztmetszeti területét és dz a vizsgált töltetmagasságot. Ekkor a dz differenciális töltetmagasságnak megfelelő dA érintkeztetési felület *(17.5 ábra)*:

$$\mathrm{d}A = \omega \, S \, \mathrm{d}\, z \tag{17.33}$$

és a térfogati anyagátbocsátási együtthatók pedig a K_G, ill. K_L tényezők és ω szorzatai, azaz

$$K_G\,\omega \left[\frac{\text{kmol}}{\text{s}\cdot \text{m}^3}\right], \quad \text{ill.} \quad K_L\,\omega \left[\frac{\text{kmol}}{\text{s}\cdot \text{m}^3}\right].$$

(Megjegyezzük, hogy ω helyett a használata gyakoribb e területen az egységnyi térfogatra vonatkoztatott érintkeztetési felület jelölésére. Könyvünkben azonban erre a fogalomra az ω -t használjuk, így itt is ez szerepel).

A $K_G\,\omega$, ill. $K_L\,\omega$ bevezetésének előnye, hogy ezek a térfogati együtthatók közvetlenül mérhetők és magukban foglalják a K_G, ill. K_L és a ω értékeinek együttes változását (áramlási sebesség, töltettípus stb.)

Az A komponens átmenetére felírt (17.22) és (17.23) egyenletek differenciális alakjaiból a (17.33) behelyettesítésével kapjuk:

$$\mathrm{d}\,\dot{n}_A = K_G\,(y_{AG} - y_A^*)\,\mathrm{d}\,A = K_G\,\omega\,S\,\,(y_{AG} - y_A^*)\,\mathrm{d}\,z$$

$$\mathrm{d}\,\dot{n}_A = K_L\,(x_A^* - x_{AL})\,\mathrm{d}\,A = K_G\omega\,S\,(\,x_A^* - x_{AL}\,)\,\mathrm{d}\,z\,. \tag{17.34}$$

Az oszlop differenciális dz töltetmagasságához tartozó A komponens átmenete (V-ből L-be):

$$\mathrm{d}\,\dot{n}_A = \mathrm{d}\,(V\,y_{AG}) = \mathrm{d}\,(L\,x_{AL})\,. \tag{17.35}$$

Ekvimoláris diffúziónál vagy híg oldatokban végbemenő egyirányú diffúziónál feltételezhető, hogy V = konst., ill. L = konst és így a (17.34) és (17.35) egyenletekből:

$$K_G\,\omega\,S\,(y_{AG} - y_A^*)\,\mathrm{d}\,z = V\,\mathrm{d}\,y_{AG}$$

$$K_L\,\omega\,S\,(x_A^* - x_{AL})\,\mathrm{d}\,z = L\,\mathrm{d}\,x_{AL} \tag{17.36}$$

Az A, G és L indexeket elhagyva, a változókat szeparálva írhatjuk:

$$\int_o^Z \mathrm{d}\,z = Z = \frac{V}{K_G\,\omega\,S}\int_{y_2}^{y_1}\frac{\mathrm{d}\,y}{y - y^*}$$

$$\int_o^Z \mathrm{d}\,z = Z = \frac{L}{K_L\,\omega\,S}\int_{x_2}^{x_1}\frac{\mathrm{d}\,x}{x^* - x}\,. \tag{17.37}$$

Fenti egyenletek szerint a folytonos érintkeztetésű anyagátadási berendezések oszlopmagasságát (töltetmagasság) két tényező szorzataként kapjuk.

$$Z = (H\,T\,U)_G \cdot (N\,T\,U)_G$$

$$Z = (H\,T\,U)_L \cdot (N\,T\,U)_L\,, \tag{17.38}$$

ahol *HTU* az átviteli egység magassága és *NTU* az átviteli egységek száma. Az átviteli egységek (vagy átadási egységek) fogalmát CHILTON és COLBURN vezette be (1935) és ez a fogalom folytonos érintkeztetési berendezéseknél hasonló szerepet tölt be, mint az elméleti tányér vagy az egyensúlyi egység fogalma tányéros készülékeknél.

Az *átviteli egység magassága* (height of transfer unit) *HTU* használata

gázfázisra: $$(H\,T\,U)_G = \frac{V}{K_G\,\omega\,S}\left(\frac{\mathrm{k\,mol/s}}{(\mathrm{kmol/s\cdot m^3})\,\mathrm{m^2}} = \mathrm{m}\right)$$

$$\text{folyadékfázisra: } (H\,T\,U)_L = \frac{L}{K_L\,\omega\,S}\left(\frac{\text{kmol/s}}{(\text{kmol/s}\cdot\text{m}^2)\,\text{m}^2} = \text{m}\right) \quad (17.39)$$

azt a tényt tükrözi, hogy a $K_G\,\omega$ és $K_L\,\omega$ térfogati anyagátadási együtthatók értékei a komponens áramsűrűségével olyan nagymértékben változnak, hogy az együtthatókat az áramsűrűségekkel osztva állandóbb és a töltetre jellemzőbb értéket nyerhetünk, mint maga az együttható. Látható, hogy a *HTU* egyetlen hosszúságdimenzióval fejezi ki egy ún. átviteli egység megvalósításához szükséges töltetmagasságot.*

Az *átviteli egységek száma* (number of transfer units), melyet az

$$(NTU)_G = \int_{y_2}^{y_1} \frac{\mathrm{d}\,y}{y - y^*}, \quad \text{ill. az} \quad (NTU)_L = \int_{x_2}^{x_1} \frac{d\,x}{x^* - x} \quad (17.40)$$

az ún. hajtóerő- integrálok fejeznek ki, megadják azt, hogy a hajtóerő $(y - y^*)$, ill. $(x^* - x)$ hányszor van meg a be- és kilépő koncentrációk különbségében.

Az *NTU* jelentése az integrálszámítás középértéktétele segítségével válik érthetőbbé. E szerint egy határozott integrál osztva az integrálás tartományának hosszával, az integrálandó függvény középértékével egyenlő:

$$\left(\frac{1}{y - y^*}\right)_{\text{átl}} = \frac{1}{y_1 - y_2}\int_{y_2}^{y_1} \frac{\mathrm{d}\,y}{y - y^*} \quad (17.41)$$

$$(y_1 - y_2)\left(\frac{1}{y - y^*}\right)_{\text{átl}} = \int_{y2}^{y_1} \frac{\mathrm{d}\,y}{y - y^*} = (NTU)_G. \quad (17.42)$$

Az *NTU* integrál tehát megadja, hogy valamelyik fázisban elérni kívánt véges változás hányszorosa e véges változás során kialakuló hajtóerő átlagának.

---

* Szokás a fajlagos felületet nedvesítés nélkül értelmezni és ω mellett egy φ nedvesítési tényezőt is bevezetni. Jelen könyvben ettől eltekintünk és ω már a nedvesített fajlagos felületet jelenti.

Átviteli egység értelmezése

Általában mondhatjuk, hogy a (17.38) egyenletek két tényezőjéből a *HTU* a szétválasztó töltet (kolonnabelső szerkezet) hatékonyságát mutatja. Minél kisebb az egységmagasság, a töltet annál hatékonyabb. A másik tényező az *NTU* a szétválasztási feladat nehézségének mértéke. Nehéz szétválasztási feladatoknál és nagyon tiszta termékelőírásoknál sok átadási egységre, tehát magas oszlopokra van szükségünk.

Sokszor a folytonos érintkeztetésű (töltött) oszlopok számítását is az elméleti tányér (egyensúlyi egység) koncepciójával végzik. Ennek magyarázata az, hogy a professzionális folyamatszimulátorokban ezek a programok a különböző anyagátadási műveletekre rendelkezésre állnak. Erre az esetre a kolonnatöltet hatékonyságát célszerű az egy elméleti tányérnak megfelelő magassággal jellemezni. Ezt a nemzetközi szakirodalom *HETP*-vel (height equivalent to a theoretical plate) vagy *HETS*-sel (height equivalent to a theoretical stage) jelöli. A *HETP*-(vagy *HETS*) értékek a különböző töltetek hatékonyságát jól jellemzik. A *HETP* reciproka (n_t) az ún. hatékonysági szám.

A $(HTU)_G$ és $(HTU)_L$ átviteli egységmagasságokat a β_G *és* β_L komponensátadási együtthatók alapján a *HTU* részmagasságokból is számíthatjuk. Ha a (17.37) egyenletben ugyanis K_G és K_L helyett β_G és β_L értékeket használunk, a gáz- és folyadékoldali *HTU* részmagasságokat kapjuk. Ezek összege adja a teljes $(HTU)_G$- és $(HTU)_L$- értéket. Az összegzésnél természetesen korrigálni kell a megfelelő tagokat a m munkavonal-meredekséggel és a V/L moláris áramok arányával.

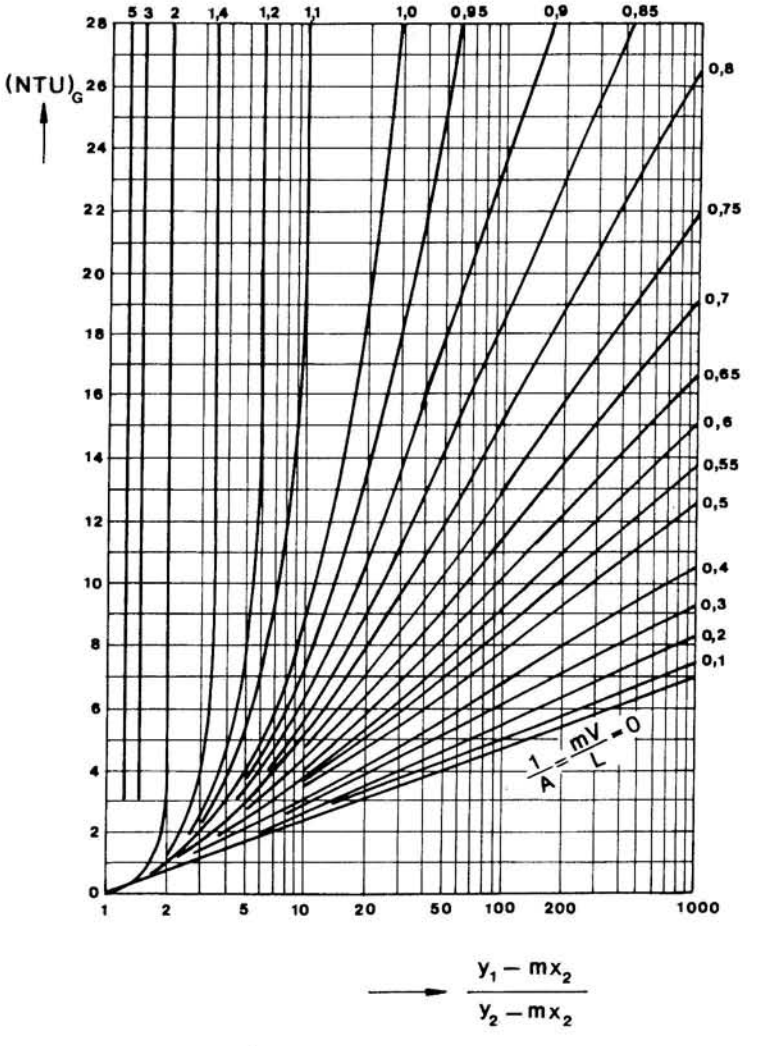
Végül megemlítjük, hogy egyirányú diffúziónál a (17.37) egyenletek értelem szerint módosulnak. Gázfázisra pl.

$$Z = \left[\frac{V}{K_G \, \omega \, S} \frac{(1-y)_{\text{átl}}}{(1-y)} \right]_{\text{átl}} \int_{y_2}^{y_1} \frac{\mathrm{d}\, y}{y - y^*}, \qquad (17.43)$$

ahol az $(1-y)_{\text{átl}}$ az $(1-y)$ és az $(1-y^*)$ logaritmikus középértéke. Nyilvánvaló, hogy az $\dfrac{(1-y)_{\text{átl}}}{1-y}$ tényező az egyirányú diffúzióra jellemző *Stefan-faktort „hozza be"* az átviteli egység egyenletébe. Ennek értéke azonban gyakran (híg oldatoknál) jó közelítéssel egységnyi.

Átviteli egységek számítása

Az $(NTU)_G$ és $(NTU)_L$ integrálokat változó hajtóerőknél általában grafikusan lehet meghatározni. A számítás egyszerűsödik, ha mind a munkavonal, mind az egyensúlyi vonal egyenes (híg oldatoknál). Ebben az esetben ui. a (17.40) egyenletben kijelölt integrálás analitikusan elvégezhető azután, hogy a munkavonalból és az egyensúlyi összefüggésből x, ill. y-t kiküszöböljük és az



17.11. ábra. Átviteli egységek száma abszorpciónál

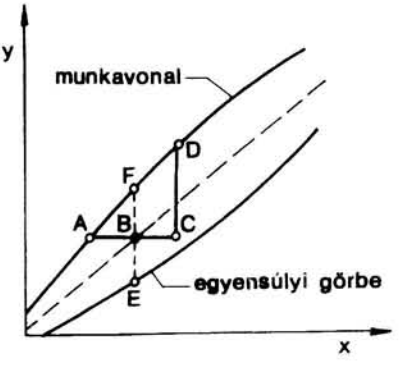
y^*, ill. x^*-értékeket írjuk be az integranduszba. Az integrálás elvégzése után kapott analitikus kifejezés, pl. a gázfázisra:

$$(NTU)_G = \frac{1}{1-(mV/L)} \ln\left[\left(1-\frac{mV}{L}\right)\left(\frac{y_1 - m\,x_2}{y_2 - m\,x_2}\right)+\frac{mV}{L}\right] . \qquad (17.44)$$

A (17.44) egyenlet alkalmazását a *17.11 ábrán* közölt nomogram is megkönnyíti. Ha a folyadékáram koncentrációjának változása jelentősebb mint a gázáramé (pl. kihajtásnál), célszerűbb a $(NTU)_L$-re vonatkozó összefüggést használni:

$$(NTU)_L = \frac{1}{1-(L/mV)} \ln\left[\left(1-\frac{L}{mV}\right)\left(\frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m}\right)+\frac{L}{mV}\right] . \qquad (17.45)$$

Az elméleti tányérok lelépcsőzéses szerkesztéséhez hasonlóan az $(NTU)_G$ és $(NTU)_L$ grafikus meghatározása az $y \sim x$ diagramon is elvégezhető. A BAKER-től származó eljárás szerint (1931), először a munka- és az egyensúlyi vonalak között, egy az ordinátákat felező vonalat szerkesztünk *(17.12 ábra)*. A munkavonaltól ezután úgy határozzuk meg a C pontot, hogy az AB szakasz egyenlő legyen BC -vel. A munkavonalon C fölött függőlegesen így elhelyezkedő D pont (az A ponttól) egy átviteli egységnek felel meg, ui. a szerkesztett ACD lépcső az átlagos FE hajtóerővel egyezik meg. (A gázfázis koncentrációváltozása éppen a lépcső átlagos hajtóerejével azonos). A lépcsőzést a kívánt y_2 -ig folytatva megkapjuk az átviteli egységek számát.



17.12. ábra. Anyagátviteli egységszám meghatározása grafikusan Baker szerint

Az $(NTU)_L$ grafikus meghatározásánál a szerkesztést ellenkező irányban kell elvégezni, a szaggatott vonal az abszcisszák felezőtávolságán helyezkedik el a munka- és egyensúlyi vonal között.

17.2. példa

Acetont abszorbeálunk levegőből tiszta vízzel $S = 0{,}186$ m^2 keresztmetszetű Raschig- gyűrűvel töltött oszlopban 293 K hőmérsékleten és 101,32 kPa nyomáson. A belépő levegő acetontartalma 2,6 mol%, a kilépő levegő acetontartalma 0,5 mol%. A gáz moláris tömegárama: 13,65 kmol gáz/h. A víz moláris tömegárama 45,36 kmol víz/h. A berendezés térfogati anyagátbocsátási együtthatója: $K_G\omega = 2{,}183 \cdot 10^{-2}$ kmol/(s m^3). Az egyensúlyi összefüggés egyenes $y = mx = 1{,}186\,x$. Határozzuk meg a töltött oszlop magasságát.

Megoldás

Híg oldatról lévén szó, móltörtekkel és összes móláramokkal számolunk:

$$V \cong \frac{13{,}65}{3600} = 3{,}8 \cdot 10^{-3} \ \text{kmol/s}$$

$$L \cong \frac{45{,}36}{3600} = 1{,}26 \cdot 10^{-2} \ \text{kmol/s}.$$

Egyenes egyensúlyi vonalnál

$$\int_{y_2}^{y_1} \frac{\mathrm{d}\,y}{y - y^*} = \frac{y_1 - y_2}{(y - y^*)_{\text{átl}}}$$

$$(y - y^*)_{\text{átl}} = \frac{(y_1 - y_1^*) - (y_2 - y_2^*)}{\ln\left[(y_1 - y_1^*)/(y_2 - y_2^*)\right]}$$

$$y_1 = 0{,}026; \qquad y_2 = 0{,}005; \qquad x_2 = 0; \qquad y_2^* = 0$$

A teljes komponensmérlegből:

$$45{,}36\left(\frac{0}{1-0}\right) + 13{,}65\left(\frac{0{,}026}{1-0{,}026}\right) = 45{,}36\left(\frac{x_1}{1-x_1}\right) + 13{,}65\left(\frac{0{,}005}{1-0{,}005}\right)$$

$$x_1 = 0{,}00648$$

$$y_1^* = 1{,}186\, x_1 = 0{,}0077$$

$$(y - y^*)_{átl} = \frac{(0{,}026 - 0{,}0077) - (0{,}005 - 0)}{\ln\left[(0{,}026 - 0{,}0077) / (0{,}005 - 0)\right]} = 0{,}01025$$

$$(HTU)_G = \frac{V}{K_G\, \omega\, S} = \frac{3{,}8 \cdot 10^{-3}}{(2{,}183 \cdot 10^{-2})\,(0{,}186)} = 0{,}936 \text{ m}$$

$$(NTU)_G = \frac{y_1 - y_2}{(y - y^*)_{átl}} = \frac{0{,}026 - 0{,}005}{0{,}01025} = 2{,}05 \text{ átviteli egység.}$$

Az oszlop magassága:

$$Z = (HTU)_G \cdot (NTU)_G = 0{,}936 \cdot 2{,}05 = 1{,}92 \text{ m}$$

Megjegyzés

A számítás a *17.11. ábra* nomogramjával is számítható

$$\frac{1}{A} = \frac{mV}{L} = \frac{1{,}186 \cdot 3{,}8 \cdot 10^{-3}}{1{,}26 \cdot 10^{-2}} = 0{,}358$$

$$\frac{y_1 - m\, x_2}{y_2 - m\, x_2} = \frac{0{,}026}{0{,}005} = 5{,}2$$

$(NTU)_G$ a nomogram alapján 2 körüli érték.

17.8. Az abszorpció megvalósítása

Az abszorpció a vegyipar széles körben alkalmazott művelete. Néhány abszorpcióval dolgozó fontos gázelválasztási feladat pl. a CO_2 és a CO eltávolítása az ammóniaszintézisnél, SO_3 elnyeletése a kénsavgyártásnál, HCl elnyeletése sósav előállításánál, nitrogén-oxidok vizes elnyeletése salétromsav elő-

állításánál, NH_3 elnyeletése vízzel, C_6H_6 és H_2S kinyerése, különböző szénhidrogének gőzeinek elnyeletése az kőolaj-feldolgozó iparban, oldószerek (pl. alkohol, aceton) visszanyerése stb. Az utóbbi időben az abszorpciós folyamatok főszerepet kapnak a *környezetközpontú folyamattervezésnél*, az atmoszférába kiengedett hulladékgázok mérgező szennyeződésektől történő megtisztításánál. Ilyen folyamat pl. a hulladékgázok szerves vegyületektől történő mentesítése, a füstgázok SO_2-mentesítése, a műtrágyagyártásnál keletkező gázok tisztítása a fluorvegyületektől stb. Ugyancsak jelentős területe az abszorpciónak a gázok szárítása vízelvonó folyadékokkal, rendszerint kénsavval.

Az *oldószerkiválasztás* főbb általános szempontjai a következők: *1)* jó oldhatóság és szelektív elnyeletés, *2)* kis gőznyomás és ezzel elhanyagolható mértékű gázzal távozó veszteség, *3)* kis viszkozitás, mely gyors abszorpciót tesz lehetővé, kis nyomáseséssel *4)* ne legyen korrozív, tűzveszélyes és mérgező, *5)* legyen olcsó.

Az abszorpció típusai és hőjelenségei

A gyakorlat szempontjából az abszorpciónak két típusát különböztetjük meg:

1. Az ún. *fizikai abszorpciónál* kémiai reakció nem megy végbe, csak fizikai elnyeletési folyamat. A komponens teljes elnyelése lehetetlen, azaz a fizikai abszorpció addig tart, ameddig az elnyelt komponens parciális nyomása az oldat felett egyenlővé válik a komponens belépő gázban levő parciális nyomásával.

2. Ha az elnyeletésnél kémiai reakció játszódik le, *kemoszorpcióról* (vagy kemiszorpcióról) beszélünk, ilyen pl. CO_2 elnyeletése NaOH-oldatban. Ha a keletkezett vegyület nem illékony, azaz az oldat felett az elnyelt alkatrész gőznyomása elhanyagolható, akkor elméletileg teljes elnyeletést lehet elérni. A kemoszorpció részfolyamatai:

a) a gáz alakú komponens diffúziója a gázfázis belsejéből a fázishatárfelület irányába,
b) e komponens oldódása: a folyadékoldali fázisréteg koncentációja a Henry-törvénynek megfelelően áll be,
c) az oldott komponens diffúziója a fázishatár-felülettől a reakciózóna felé,
d) kémiai reakció a folyadékban lévő reakciópartnerrel,

e) az oldott reakciópartnerek és a reakciótermékek diffúziója, az előálló koncentrációgradienseknek megfelelően.

A kemoszorpció tárgyalása a vegyipari reaktorok témaköréhez tartozik [13].

Fel kívánjuk hívni a figyelmet arra is, hogy az abszorpciót hőjelenség kíséri. Az *abszorpciós hő* a kondenzációs hő, az oldáshő és a hígításhő összege, azonban a hígításhőt kicsinysége miatt a másik két hőmennyiség mellett elhanyagolhatjuk.

Hőszínezet szempontjából ismerünk közel izoterm abszorpciót, ahol nincs hőmérséklet-emelkedés a folyamat közben. *Izoterm abszorpció* a gyakorlatban pl. a szénhidrogének abszorpciója olajokban, ahol kicsiny az abszorpciós hő. Izotermnek tekinthető továbbá a CO_2 abszorpciója vízben, ahol az abszorpciós hő elég jelentős ugyan, de kevés oldódik a gázból, és így a hőmérséklet alig változik. *Adiabatikus abszorpciónál* viszont a készülék elvileg tökéletesen hőszigetelt, ezért az abszorpciós hő felmelegíti az oldatot és ez befolyásolja az oldhatóságot.

Olyan gázok esetében, amelyek az oldat hőmérsékletén kondenzálódhatnak, az abszorpciós hőben a kondenzációs hő is jelentkezik. Különösen fontos ez olyan esetben, amikor nedves gáz vizes elnyeletéséről van szó és a gáz belépési hőmérséklete lényegesen magasabb, mint a torony tetején adagolt víz hőmérséklete, amelyet a kilépő gáz hőmérsékletével egyenlőnek tekintünk. Ekkor a torony tetején adagolt hidegebb víz hatására a belépő, vízgőzzel telített gázból annyi víz fog kicsapódni, amennyi a gáz be- és kilépési hőmérséklete közötti különbségnek megfelel. A vízgőz igen jelentős kondenzációs hője növeli az oldat hőmérsékletét és ezért hígabb oldat nyerhető.

A különböző gázok oldhatósága ugyanis a folyadékokban erősen hőmérsékletfüggő. Az oldhatóság növekvő hőmérséklettel csökken, éspedig a fizikai oldásnál erősebben mint a kémiai kötésnél, különösen az alacsonyabb gáznyomásoknál. Ezzel összefüggésben nyílik lehetőség az elnyelt gázokat tartalmazó oldat melegítéssel történő regenerálására. Megfordítva is érvényes: csökkenő hőmérséklettel lehetővé válik az abszorpciós elnyeletés fokozása.

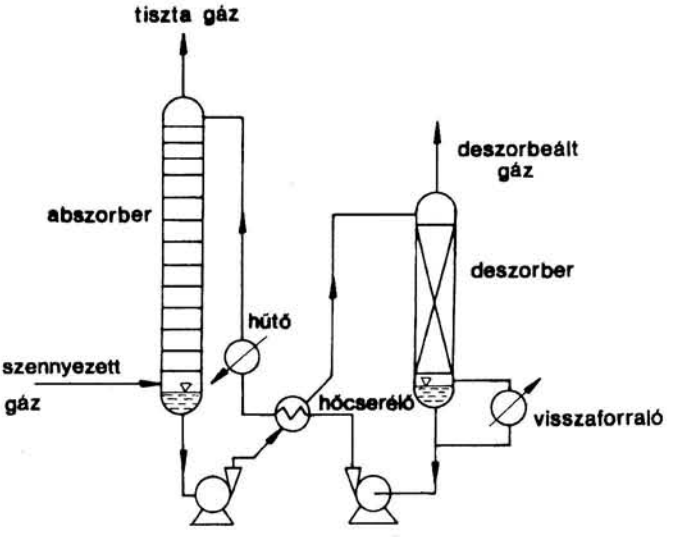
Általában az is megállapítható, hogy a kémiai abszorpciót kísérő entalpiaváltozás nagyobb (az oldáshő és a reakcióhő összege), mint a fizikai abszorpció entalpiaváltozása.

Oldószerregenerálás

Az abszorpciót követően az elnyelt gázt általában vissza kell nyernünk az abszorbensből és regenerálnunk kell az abszorbenst (oldószert) az ismételt felhasználás előtt. Ez deszorpcióval történik, mely megvalósítható:

1. inert gázzal vagy vízgőzzel végzett kihajtással;

2. az abszorbens melegítésével *(17.13. ábra);*
3. és nyomáscsökkentéssel.



17.13. ábra. Abszorpció és deszorpció melegítéssel

Az *inert gázzal* történő kihajtásnál az abszorbeátumoldat a torony tetején, az inert gáz pedig a torony alján lép be. Inert gázként általában levegőt használnak, amellyel a deszorbeálódó gáz elegyet alkot. Ebből a gáz kinyerése általában nehéz, ezért ezt a módszert csak akkor alkalmazzák, amikor a deszorbeált gázkomponenst nem kívánják tovább felhasználni. Vízben nem oldódó gázok (gőzök) esetében *vízgőzt* alkalmazhatunk, és a vízgőz kondenzálása után a vizet fázisszétválasztás után tisztán kaphatjuk meg. Ezt a módszert különösen a kőolaj-feldolgozó ipar alkalmazza.

Melegítéssel történő deszorpciónál a deszorbeálandó komponensen kívül az abszorbens egy része is elpárolog. A keletkező elegyet rektifikálással választják szét.

A *nyomáscsökkentéssel* végzett oldószerregenerálás akkor a legegyszerűbb, ha az abszorpció az atmoszférikusnál nagyobb nyomáson megy végbe. Ebben az esetben a regenerálás már a nyomás atmoszférikusra csökkentésével megvalósítható. Atmoszférikus abszorpciót követően a deszorpciót vákuumban kell végrehajtani. A deszorpció mind teljesebb megvalósítása érdekében a nyomáscsökkentést gyakran a hőközléses kihajtással kombinálják.

Az abszorpciós eljárások megvalósítására használt készülékek alaptípusainak konstrukciói nem sokban különböznek a megfelelő desztillációs berendezésektől. Az abszorpciós és desztillációs készülékkonstrukciókat közösen a 20. fejezetben ismertetjük.

18. A desztilláció alapjai

A folyadékelegyek szétválasztásának leggyakoribb és széles körben alkalmazott művelete a desztilláció, ill. az ismételt desztilláció: a rektifikálás. Mindkét művelet a komponensek illékonyságának különbözőségén alapul. A folyadékkal érintkező és vele termodinamikai egyensúlyban levő gőzfázisban két vagy több, eltérő illékonyságú vegyületet tartalmazó rendszer esetén a nagyobb tenziójú (kisebb forráspontú) komponens(ek) koncentrációja nagyobb, mint a folyadékban. Ezt a dúsulási lehetőséget hasznosítjuk a desztilláció, ill. a rektifikálás művelete során, laboratóriumi és ipari méretekben egyaránt [6, 11, 31, 36, 37, 39, 58, 78, 79, 117, 121].

A desztilláció (valamint magyar szinonimája a lepárlás) a művelet általános gyűjtőfogalmai, ennek megfelelően az egyensúlyi desztilláció és az ismételt desztilláció (rektifikálás) megnevezésére egyaránt használhatók. Mivel azonban az egyensúlyi desztillációval könyvünkben csak az elméleti alapok ismertetése során foglalkozunk – amelyet külön jelzünk –, a desztilláció kifejezés is általában a több fokozatú műveletre vonatkozik. Ez a szóhasználat egyébként megfelel a hazai és angol nyelvű műszaki gyakorlatnak.

18.1. Gőz-folyadék egyensúlyok jellemzése

Forrásponti és egyensúlyi görbék

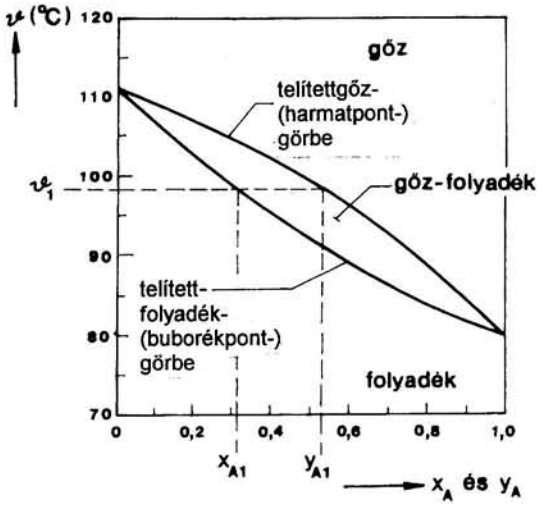
A 17.3 alfejezetben bemutattuk, hogy a fázisegyensúlyokra érvényes a Gibbs-féle fázistörvény. E szerint a fázisok és szabadsági fokok számának összege egyenlő a komponensek kettővel megnövelt számával. Például ammóniavíz gőz-folyadék egyensúlynál két komponensünk és két fázisunk van, így a szabadsági fok: 2. Ha a nyomás adott, csak egyetlen további adat rögzíthető. Ez lehet vagy a folyadékösszetétel (egy adat ui. $x_A + x_B = 1$), vagy a gőzösszetétel, vagy a hőmérséklet. Bármely két adat rögzítésével a másik kettő kötelezően meghatározott lesz.

Ideális elegyekre érvényes a *Raoult-törvény*

$$p_A = p_A^o \, x_A , \tag{18.1}$$

ahol p_A az A komponens parciális nyomása, p_A^o a tiszta A komponens gőznyomása és x_A az A komponens folyadékfázisú móltörtje.

A gőz-folyadék egyensúlyok egyik ábrázolási módja az ún. *forráspontdiagram*. Benzol (A) - toluol (B) forráspontdiagramját mutatja P = 101,32 kPa össznyomásnál a *18.1. ábra*. A felső görbe a *telítettgőz-* vagy *harmatpontgörbe*; az alsó görbe *a telítettfolyadék-* vagy *buborékpontgörbe*. A két görbe közötti terület a kétfázisú régió. Ha pl. x_{A1} = 0,318 összetételű folyadékelegyet forrásban tartunk (98 °C-on), a folyadékkal egyensúlyban lévő gőzfázis összetétele y_{A1} = 0,532 lesz.



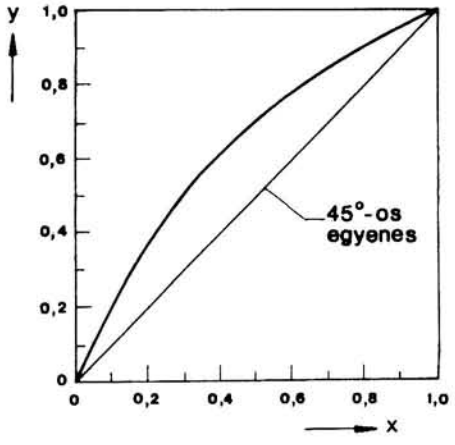
18.1. ábra. Benzol (A) -toluol (B) forráspontdiagram
P = 101,32 kPa nyomáson

A forráspontgörbe ideális elegyekre a gőznyomásadatokból számolható. Ha ui. a (18.1) *Raoult-törvényt* a *Dalton-törvénnyel* kombináljuk:

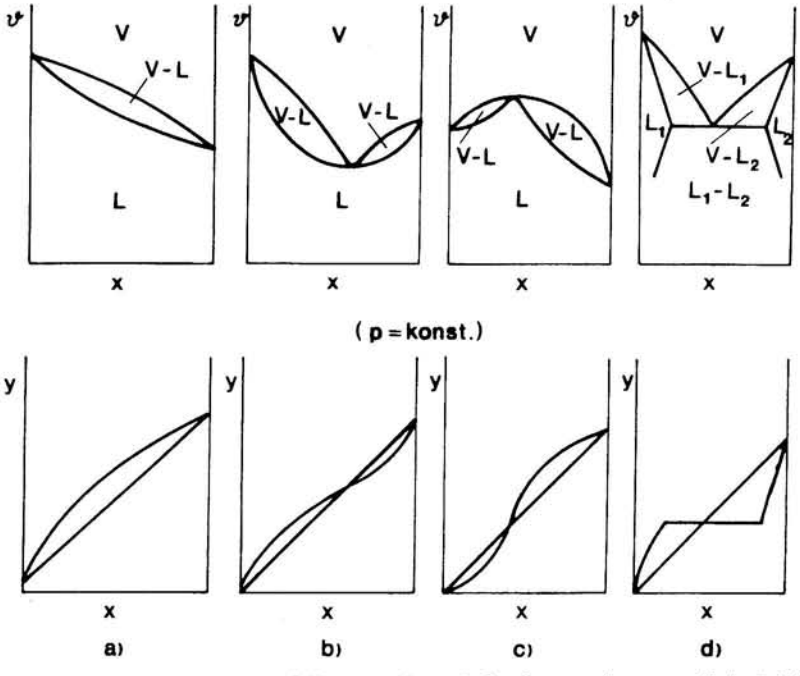
$$p_A = P y_A , \tag{18.2}$$

$$y_A = \frac{p_A^o(\vartheta) \, x_A}{P} , \tag{18.3}$$

ahol P az össznyomás, y_A a A komponens gőzfázisú móltörtje.

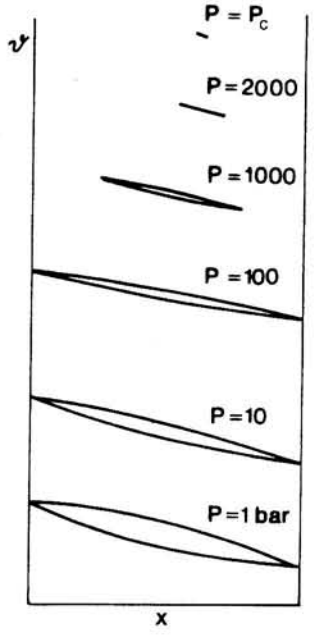


18.2. ábra. Benzol (A) -toluol (B) egyensúlyi görbéje $P = 101{,}32$ kPa nyomáson



18.3. ábra. Különböző típusú biner rendszerek forráspont- és egyensúlyi görbéi a – reguláris vagy normális elegy, b – minimális forráspontú azeotrop elegy, c – maximális forráspontú azeotrop elegy, d – minimális forráspontú heterogén azeotrop elegy

A gőz-folyadék egyensúlyok másik ábrázolási módja $y \sim x$ vagy *egyensúlyi diagram (18.2. ábra)*. Ez a diagram biner elegyre azt mutatja, hogy az illékonyabb komponens gőzmóltörtje hogyan függ ugyanezen komponens folyadékmóltörtjétől állandó nyomáson. Ezt az ábrázolásmódot az ipari művelettanban azért részesítjük előnyben, mert ez közvetlenül és áttekinthetően szemlélteti a folyadék- és gőzfázis összetétele közötti összefüggést az illékonyabb komponensre. A 45°-os egyenes meghúzása érzékelteti, hogy az y_A az A komponensben gazdagabb mint x_A. A *18.1.* és *18.2. ábrák* reguláris vagy normális elegyre jellemző forráspont- és egyensúlyi görbékre jellemzők. Nemideális elegyekre jellemző forráspont- és egyensúlyi görbéket ábrázoltuk a *18.3 ábrán.*



18.4. ábra. Biner rendszerek forráspontgörbéinek változása a nyomás növekedésével

a) reguláris vagy normális rendszerre,
b) minimális forráspontú homogén azeotrop rendszerre,
c) maximális forráspontú homogén azeotrop rendszerre,
d) minimális forráspontú heterogén azeotrop rendszerre (ebben az esetben az azeotrop hőmérséklet alatt két folyadékfázis van jelen).

Minimális forráspontú elegynél az azeotrop összetétel a minimális hőmérsékletnél, maximális forráspontú elegynél az azeotrop összetétel a maximális hőmérsékletnél lép fel. Az egyensúlyi görbe az azeotrop rendszereknél metszi a 45°-os egyenest. A minimális forráspontú elegyre példa az etanol-víz, a maximális forráspontú elegyre az aceton-kloroform biner rendszer. A nyomás növekedésével a forráspontdiagram két fázisnak megfelelő területe fokozatosan összeszűkül és a kritikus hőmérsékleten és nyomáson eltűnik *(18.4 ábra)*.

Egyensúlyi arány (*K*- érték) és relatív illékonyság (α)

A K_i egyensúlyi arány az *i*-edik komponens elgőzölögtetési hajlamát mutatja:

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{az\ i-edik\ komponens\ gőzfázisú\ móltörtje}{az\ i-edik\ komponens\ folyadékfázisú\ móltörtje}. \qquad (18.4)$$

Ha K_i értéke nagy, az *i*-edik komponens a gőzben, ha kicsi a folyadékban koncentrálódik. Ha K_i = 1 a komponens a gőz- és folyadékfázis között azonos mértékben oszlik meg. A *K*-érték a hőmérséklet, nyomás és az összetétel függvénye. Egyensúlyban bármely kettő rögzítésénél a harmadik is meghatározott lesz.

A komponensek illékonyságának különbözőségét – és ezzel a komponensek közötti szétválaszthatósági hajlamot – számszerűen az α relatív illékonyság jellemzi:

$$\alpha_{ij} \equiv \frac{\frac{y_i}{x_i}}{\frac{y_j}{x_j}} = \frac{K_i}{K_j}. \qquad (18.5)$$

Az *ij* index arra utal, hogy az *i*-edik komponensnek a *j*-edik komponensre vonatkoztatott illékonysági arányáról van szó. (Biner elegynél az index elhagyható). α értékét konvenció szerint a könnyebb komponensnek a nehezebb komponensre vonatkoztatott illékonysági arányaként definiáljuk, tehát általában $\alpha > 1$.

Az α relatív illékonyság (két egyensúlyi arány hányadosa), tehát azt mutatja, hogy adott hőmérsékleten és nyomáson az elegy egyik komponense hányszor illékonyabb a másiknál. Ideális elegyeknél a relatív illékonyság annál nagyobb, minél nagyobb mértékben különbözik egymástól a két komponens gőznyomása tiszta állapotban. A relatív illékonyság közel ideális elegyek esetén kevéssé változik a hőmérséklettel és ezt a tulajdonságát az egyszerűsített (közelítő) desztillációs számítások során gyakran kihasználjuk.

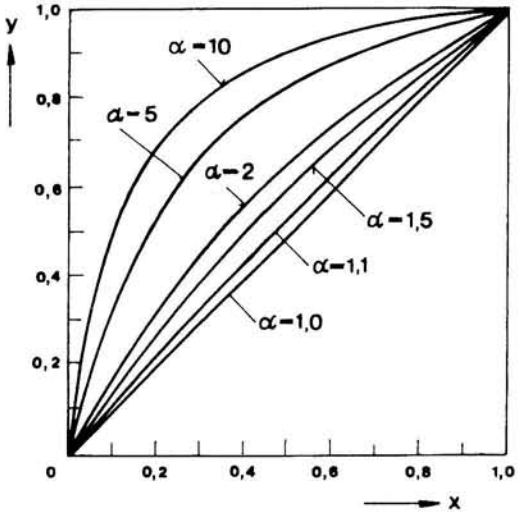
Biner elegyre a nagyobb gőznyomású elegy móltörtjét index nélkül írva

$$\frac{y}{1-y} = \alpha \frac{x}{1-x} \qquad (18.6)$$

adódik, ahonnan az egyensúlyi görbe egyenlete:

$$y = \frac{\alpha\, x}{1 + (\alpha - 1)\, x}, \tag{18.7}$$

amely reguláris rendszerekre különböző α- értékeknél egyenlő szárú hiperbolák egyenlete *(18.5 ábra)*. Az ábrából látható, hogy a gőz- és folyadékkoncentrációk különbsége annál nagyobb (vagyis a szétválasztás annál könnyebb), minél nagyobb α értéke.



18.5. ábra. Különböző relatív illékonyságú elegyek egyensúlyi görbéi reguláris rendszerekre

Végül megemlítjük, hogy gyakorlati közelítő számításokhoz, ideális elegyekre a relatív illékonyság értéke az ún. *Rose-féle összefüggéssel* becsülhető, amely a komponensek normál forráspontját (101,325 kPa nyomásnál) igényli:

$$\lg \alpha = 8{,}9\, \frac{T_2 - T_1}{T_1 + T_2} \tag{18.7a}$$

ahol T_1 és T_2 az illékonyabb és kevésbé illékony komponens abszolút normál forráspontja (K).

A gőz-folyadék fázisegyensúly kifejezései

A kémiai termodinamikából ismeretes, hogy a gőz-folyadék fázisegyensúly általános kifejezése az általánosított *Raoult–Dalton-törvény* szerint:

$$y_i \, f_i^P = x_i \, \gamma_i \, f_i^o , \tag{18.8}$$

ahol az f_i^P az i -edik komponens P össznyomáshoz tartozó fugacitása; γ_i az i-edik komponens aktivitási együtthatója, amely a folyadékelegy ideálistól való eltérését veszi figyelembe és f_i^o az ún. standard fugacitás, amelyet általában az i-edik tiszta komponens fugacitásaként definiálunk az elegy hőmérsékletén és nyomásán. Bevezetve a

$$\varphi_i = \frac{f_i^P}{P} \tag{18.9}$$

ún. gőzfázisú fugacitási együtthatót (vagy gőzkorrekciós tényezőt), amely a gőzelegy ideálistól való eltérését veszi figyelembe, az

$$y_i \, \varphi_i \, P = x_i \, \gamma_i \, f_i^o \qquad (i = 1,2,...,C) \tag{18.10}$$

összefüggést kapjuk, ahol P az elegy összes nyomása.

Ha a nyomás nem túlságosan nagy, a gőzfázis ideálisnak tekinthető (továbbá nem asszociálódó komponenseket tartalmaz), $\varphi_i = 1$, és a (18.8) egyenletben fugacitások helyett nyomások, az f_i^o tényezők helyett pedig gőznyomások írhatók:

$$y_i \, P = x_i \, \gamma_i \, p_i^o \qquad (i = 1,2,...C) . \tag{18.11}$$

Az α relatív illékonyság általános kifejezéséhez mindkét komponensre felírható a (18.10) alakú általánosított *Raoult–Dalton-törvény*:

$$y_1 \, P \, \varphi_1 = x_1 \, \gamma_1 \, f_1^o ,$$

$$y_2 \, P \, \varphi_2 = x_2 \, \gamma_2 \, f_2^o$$

A két egyenlet hányadosa:

$$\frac{y_1 \varphi_1}{y_2 \varphi_2} = \frac{x_1}{x_2} \frac{f_1^0 \gamma_1}{f_2^0 \gamma_2}. \tag{18.12}$$

Ebből a relatív illékonyság:

$$\frac{f_1^0 \gamma_1 \varphi_2}{f_2^0 \gamma_2 \varphi_1} = \frac{y_1 x_2}{x_1 y_2} = \frac{K_1}{K_2} = \alpha. \tag{18.13}$$

Nem túlságosan nagy nyomások esetén α kifejezése egyszerűsödik:

$$\alpha = \frac{p_1^0 \gamma_1}{p_2^0 \gamma_2}. \tag{18.14}$$

Ideális elegyeknél ($\gamma_1 = \gamma_2 = 1$) pedig

$$\alpha = \frac{p_1^0}{p_2^0}, \tag{18.15}$$

vagyis a relatív illékonyság egyszerűen az adott hőmérséklethez tartozó tiszta komponens-gőznyomások arányaként számítható.

A komponensek gőznyomása

Egy komponens gőznyomása jó közelítéssel exponenciálisan nő a hőmérséklettel. A szakirodalomból nagyszámú empirikus és félempirikus gőznyomásegyenlet ismert. Ezek közül a leggyakrabban használt az ANTOINE-tól származó, három állandót tartalmazó egyenlet:

$$\lg p^\circ = A - \frac{B}{C + T} = A - \frac{B}{c + \vartheta(^\circ\mathrm{C})}, \tag{18.16}$$

ahol A, B és C értékei viszonylag szűk (általában 100 °C-nál kisebb) hőmérséklet-tartományban állandók.

Az alifás szénhidrogének homológ sorára COX kimutatta, hogy a gőznyomások logaritmusait egy nem egyenletes, speciális hőmérsékletskála függ-

vényében ábrázolva olyan egyenesek adódnak, amelyek közös póluspontban találkoznak. Hasonló képet kapunk más szerves anyagcsoportok esetén is, de különböző homológ sorokhoz különböző póluspontok tartoznak. CALINGAERT *és* DAVIS megállapították, hogy a COX által választott hőmérsékletskála az $1/(\vartheta + 230)$ függvénnyel kielégítően közelíthető. Az így kapott két állandót tartalmazó gőznyomásegyenlet:

$$\lg p^{\circ} = A - \frac{B}{\vartheta(°C) + 230}, \tag{18.17}$$

amelynek diagramját a *18.6. ábrán* közöljük paraffin-szénhidrogénekre. A *Cox-diagram* alkalmazása – 20 °C alatti forrási hőmérsékletű anyagokra általában – a (18.16) egyenlettel egyenértékű pontosságú.

Többkomponensű rendszerek fázisegyensúlya

Az igényesebb desztillációs számítások során a tányérokra ismételt egyensúlyszámításokat kell végeznünk. Mivel azonban az α relatív illékonyság szűk hőmérséklet-tartományban közel állandónak tekinthető, így gyakran kielégítő pontosságot kapunk, ha az egymás utáni közelítések hosszadalmas munkája helyett az α-értékekkel számolunk úgy, hogy a hőmérséklet-tartomány két végére érvényes α-érték mértani közepét vesszük:

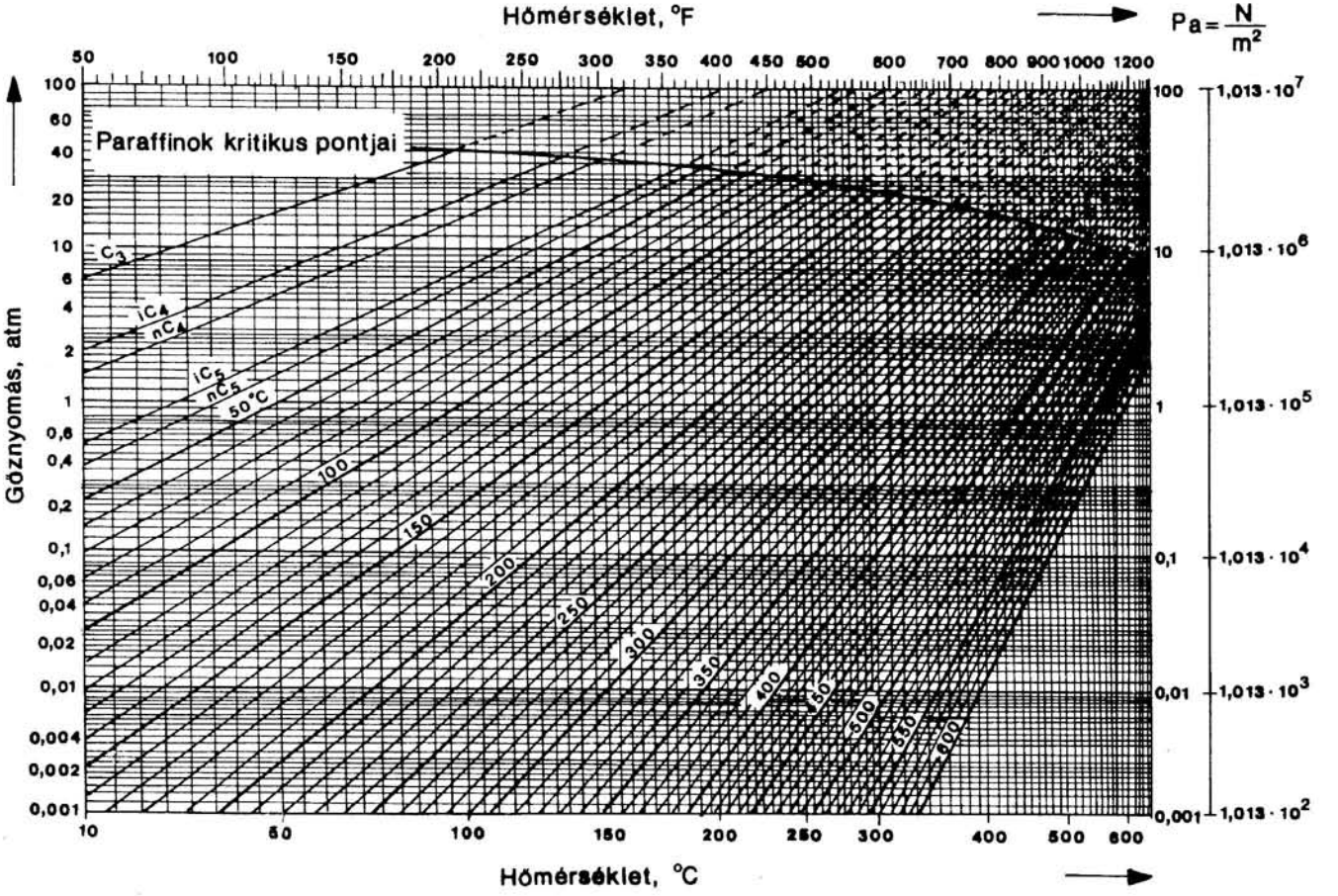
$$\alpha_m = \sqrt{\alpha_1 \alpha_2}\,. \tag{18.18}$$

Többkomponensű rendszerekben valamely nehezebb komponenst szokás a relatív illékonyság alapjául választani. A vonatkoztatási komponenseknél nehezebb komponensek relatív illékonysága 1-nél kisebb, a könnyebbeké 1-nél nagyobb.
Vonatkoztatási (referencia) komponensnek az r-edik komponenst választva írható, hogy

$$\frac{y_1}{y_r} + \frac{y_2}{y_r} + \ldots + \frac{y_r}{y_r} + \ldots + \frac{y_C}{y_r} = \frac{1}{y_r}, \tag{18.19}$$

mivel a komponensek gőzfázisú móltörtjeinek összege egységnyi. A relatív illékonyság definíciójából:

$$\alpha_{ir} = \frac{y_i\, x_r}{x_i\, y_r}, \tag{18.20}$$



18.6. ábra. Paraffin-szénhidrogének Cox-diagramja (a gőznyomás a hőmérséklet függvényében)

ahonnan

$$\frac{y_i}{y_r} = \alpha_{ir} \frac{x_i}{x_r}.$$

A kapott kifejezést a (18.19) egyenletbe helyettesítve,

$$\frac{1}{x_r} \sum_{i=1}^{C} \alpha_{ir} x_i = \frac{1}{y_r}, \tag{18.21}$$

azaz

$$y_r = \frac{x_r}{\sum_{i=1}^{C} \alpha_{ir} x_i} \qquad \text{adódik,}$$

ill. a többi komponens gőzfázisbeli móltörtjére a (18.20) egyenlet felhasználásával kapjuk:

$$y_i = \frac{\alpha_{ir} x_i}{\sum_{i=1}^{C} \alpha_{ir} x_i} \qquad (i = 1,2,...C). \tag{18.22}$$

A kapott összefüggés tulajdonképpen a (18.7) egyenlet általános kifejezése. Hasonló módon levezethető, hogy a folyadékfázisbeli egyensúlyi koncentrációk az

$$x_i = \frac{\frac{y_i}{\alpha_{ir}}}{\sum_{i=1}^{C} \frac{y_i}{\alpha_{ir}}} \qquad (i = 1,2...C) \tag{18.23}$$

kifejezéssel számíthatók.

Folyadékelegyek ideálistól való eltérését az aktivitási koefficienssel (γ), gázelegyek tökéletes gázkomponensek ideális elegyétől vett eltérését pedig a fugacitási koefficienssel (φ) mérhetjük.

Mivel a rektifikálás művelete a gyakorlatban általában közel állandó nyomáson játszódik le, a tervezéshez izobár adatokra van szükségünk.

Gyakorlati számítások

A fázisegyensúlyban levő rendszereket a következő paraméterek jellemzik:

- nyomás,
- hőmérséklet
- fázisok összetétele
- fázisok relatív mennyisége.

Ennek megfelelően a többkomponensű elegyek gőz-folyadék egyensúlyi leírására a mérnöki gyakorlatban előforduló jelentősebb feladatok a következők:

1. *Buborékpont-számítás adott nyomásnál.* Az ilyen feladatok esetében azt a hőmérsékletet keressük, amelyhez tartozó K_i értékek kielégítik az

$$\sum_i y_i = \sum_i K_i x_i = 1 \qquad \text{egyenletet.} \qquad (18.24)$$

2. *Harmatpontszámítás adott nyomásnál.* Ilyen feladatok esetében azt a hőmérsékletet keressük, amelyhez tartozó K_i-értékek kielégítik a

$$\sum_i x_i = \sum_i \frac{y_i}{K_i} = 1 \qquad \text{egyenletet.} \qquad (18.25)$$

3. *Adott összetételű kiindulási elegy egyensúlyi fázisai relatív mennyiségének számítása.* A z_i összetételű kiindulási elegy egyensúlyi fázisainak moláris relatív mennyiségét adott nyomáson és hőmérsékleten, $L + V = F$ esetén a

$$F z_i = L x_i + V y_i = (F - V) x_i + V K_i x_i$$

összefüggés alapján számíthatjuk ki. Algebrai átalakítás után kapjuk, hogy

$$z_i = x_i \left[1 + \frac{V}{F} (K_i - 1) \right],$$

és ebből

$$x_i = \frac{z_i}{1 + \frac{V}{F} (K_i - 1)}. \qquad (18.26)$$

A (18.26) egyenlet alapján kereshetjük

- adott hőmérsékleten és nyomáson az elgőzölögtetés mértékét, vagy
- adott elgőzölögtetési százalékhoz és nyomáshoz tartozó hőmérsékletet.

Megemlítjük, hogy a mérnöki gyakorlatban bizonyos apoláros rendszerek esetén, elsősorban szénhidrogéneknél (homológ soroknál) és kisebb nyomásokon ($P < 10$ bar, azaz $< 10^6$ Pa) jó közelítéssel eltekinthetünk az összetétel hatásától, vagyis a gázfázist reális gázok ideális elegyének, a folyadékfázist ideális elegynek tekinthetjük. Több szerző közölt diagramsorozatot könnyű szénhidrogének egyensúlyi arány értékeinek meghatározására a nyomás és hőmérséklet függvényében. Példaképpen az egyszerűen kezelhető *Scheibel–Jenny-diagramot* mutatjuk be könnyű szénhidrogénekre *(18.7. ábra)*. A hőmérséklet és nyomás összekötésével kapott egyenes K_i-értékeit metszi ki.

18.1. példa

Határozzuk meg a $z_{C_3H_8} = 0{,}3$; $z_{C_4H_{10}} = 0{,}5$ és $z_{C_5H_{12}} = 0{,}2$ összetételű kiindulási elegy buborékpontját, harmatpontját, valamint a 40% moláris gőzhányadhoz tartozó hőmérsékletet $1{,}013 \cdot 10^6$ Pa nyomáson a *Scheibel–Jenny-diagram* felhasználásával *(18.7. ábra)*.

Megoldás

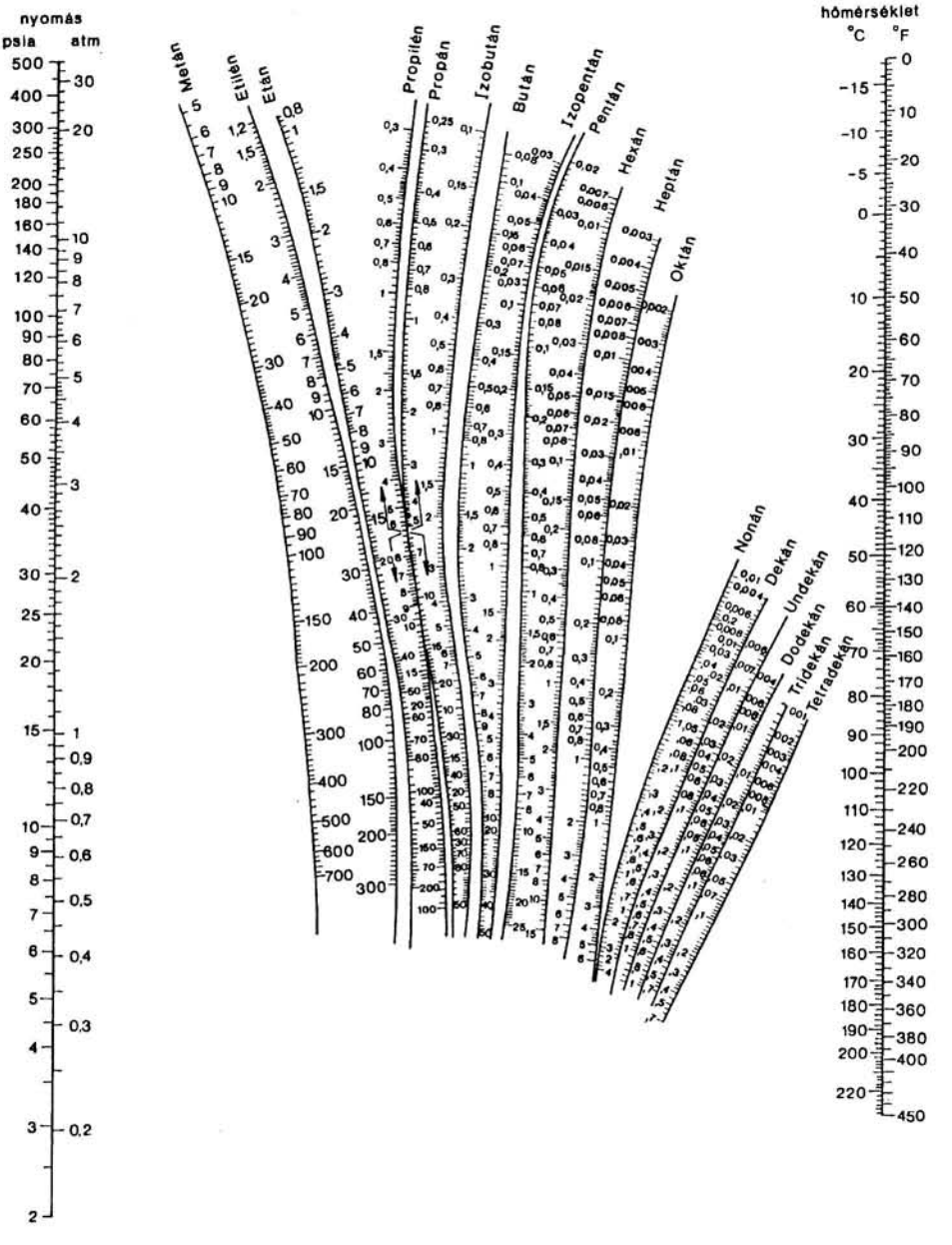
Iterációval. A számítás részletei a *18.1. táblázatban* találhatók.

18.1. táblázat

a) Buborékpont számítása

$p = 10$ atm	$x_i = z_i$	1.feltételezés 50 °C		feltételezés 70 °C		3.feltételezés 64 °C	
($1{,}013 \cdot 10^6$ Pa)		K_i	$y_i = K_i x_i$	K_i	$y_i = K_i x_i$	K_i	$y_i = K_i x_i$
C_3	0,30	1,52	0,456	2,08	0,624	1,90	0,570
C_4	0,50	0,55	0,275	0,83	0,415	0,74	0,370
C_5	0,20	0,21	0,042	0,34	0,068	0,30	0,060
	1,00		0,773		1,107		1,000

Az elegy buborékpontja tehát: 64 °C.



18.7. ábra. Könnyű szénhidrogének egyensúlyi arányai (Scheibel–Jenny-diagram)
1 atm = 101,325 kPa

18.1. táblázat (folytatása)

b) Harmatpont számítása

$p = 10$ atm		1.feltételezés 90 °C		feltételezés 80 °C		3.feltételezés 85 °C	
$(1{,}013 \cdot 10^6$ Pa)	$y_i = z_i$	K_i	$x_i = \frac{y_i}{K_i}$	K_i	$x_i = \frac{y_i}{K_i}$	K_i	$x_i = \frac{y_i}{K_i}$
C_3	0,30	2,70	0,111	2,38	0,126	2,480	0,121
C_4	0,50	1,20	0,417	1,00	0,500	1,090	0,459
C_5	0,20	0,54	0,370	0,43	0,465	0,475	0,420
	1,00		0,898		1,091		1,000

Az elegy harmatpontja tehát: 85 °C.

c) A 40 %-os elgőzölögtetéshez ($V/F = 0{,}4$) tartozó hőmérséklet számítása

$p = 10$ atm		1.feltételezés 69 °C			2. feltételezés 71 °C		
$(1{,}013 \cdot 10^6$ Pa)	z_i	K_i	$1+\frac{V}{F}(K_i-1)$	x_i	K_i	$1+\frac{V}{F}(K_i-1)$	x_i
C_3	0,30	2,05	1,420	0,211	2,10	1,440	0,208
C_4	0,50	0,81	0,924	0,541	0,84	0,936	0,534
C_5	0,20	0,33	0,732	0,273	0,35	0,740	0,270
	1,00			1,025			1,012

			3. feltételezés 73 °C				
$p = 10$ atm	z_i	K_i	$x_i = \frac{y_i}{K_i}$	x_i	$y_i = K_i x_i$	$l_i = 0{,}6\, x_i$	$v_i = 0{,}4\, y_i$
C_3	0,30	2,180	1,472	0,204	0,444	0,1224	0,1776
C_4	0,50	0,870	0,948	0,528	0,458	0,3168	0,1832
C_5	0,20	0,365	0,746	0,268	0,098	0,1608	0,0392
				1,000	1,000	0,6000	0,4000

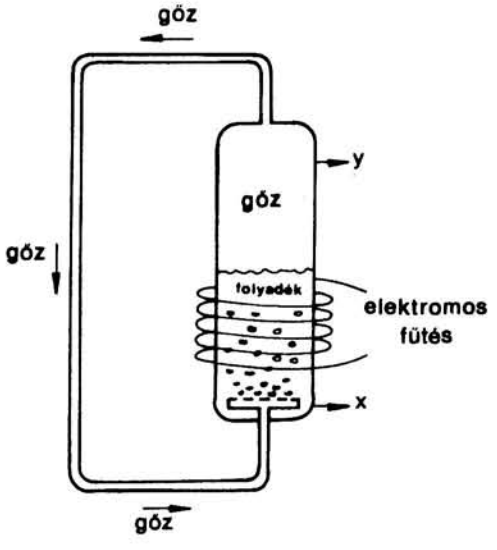
40 %-elgőzölögtetéshez tartozó hőmérséklet: 73 °C.

18.2. Gőz-folyadék egyensúlyok számítása

Az ipari desztillációs műveletek tervezéséhez megbízható fázisegyensúlyi adatokra van szükség. Biner és többkomponensű elegyek gőz-folyadék egyensúlyát különböző nyomásokon kísérletileg mintegy kétszáz éve tanulmányozzák. Az utóbbi évtizedekben a kísérleti adatok rendszerezése és általánosítása útján lehetővé vált általános számítási eljárások kidolgozása, termodinamikai alapokon.

Csupán a termodinamika összefüggéseivel nem kaphatjuk meg a tervezéshez szükséges adatokat, tehát bizonyos mértékű kísérleti munka minden esetben szükséges. A termodinamika ugyanakkor hasznos eszköz, ha az általában korlátozott számú kísérleti adatot a kívánt hőmérsékletre, nyomásra és összetételre interpoláljuk vagy extrapoláljuk, továbbá, ha a többkomponensű elegyek tulajdonságait biner adatokból kívánjuk becsülni. Az elektronikus digitális számítógépek széles körű elterjedésének köszönhetően a számítások végzése olcsóbb és gyorsabb, mint kísérletek lefolytatása, ezért a termodinamika alkalmazásának célja ezen a területen a tervezési adatok szolgáltatásához szükséges kísérleti vizsgálatok minimalizálása.

A korszerű professzionális folyamatszimulátorok ma már a legtöbb gőz-folyadék egyensúly megbízható számítását teszik lehetővé. A mégis hiányzó gőz-folyadék egyensúlyi adatok kísérleti meghatározására olyan készülékek alkalmasak, amelyek lehetővé teszik az egyensúly kialakulását és az egyensúlyi körülmények (fázisok összetétele, nyomás és hőmérséklet) megállapítását. A gőz-folyadék egyensúly meghatározására legelterjedtebben a folyamatos működésű cirkulációs készülékeket használják. Ezek működési elve az, hogy a folyadékból forralás hatására keletkező gőzöket elvezetik, cseppfolyósítják, majd a kondenzátumot (vagy folyadék vagy újabb elpárologtatás után gőz formájában) folyamatosan visszavezetik a folyadékfázisba. A készülék elvi vázlatát mutatja a *18.8 ábra.* A folyadékból elpárolgó gőz összetétele fokozatosan megközelíti az egyensúlyi értéket. Az egyensúly



18.8. ábra. Gőz-folyadék egyensúly mérés egyszerűsített vázlata

beállta után az egymással egyensúlyban lévő fázisok összetételét a folyadékfázisból és a cseppfolyósított gőzfázisból vett minták elemzéséből lehet meghatározni.

Az egyensúlyi arányok kifejezései

A $K_i \equiv y_i/x_i$ egyensúlyi arányt a konvencionális termodinamikai mennyiségekkel alapvetően négy különböző módon lehet kifejezni. A kifejezések alapja a fugacitások (termodinamikai nyomások) egyenlősége a gőz- és folyadékfázisban:

$$f_{iV} \equiv f_{iL} . \tag{18.27}$$

A fugacitásokat az y_i és x_i függvényében kétféle módon fejezhetjük ki. Az egyik mód:

$$f_{iV} = \gamma_{iV}\ y_i\ f_{iV}^{o} \tag{18.28}$$

$$f_{iL} = \gamma_{iL}\ x_i\ f_{iL}^{o}, \tag{18.29}$$

ahol f_{iV}^{o} és f_{iL}^{o} a tiszta komponensek fugacitása a gőz- és folyadékfázisban, γ_{iV} és γ_{iL} az aktivitási együtthatók, melyek a reális elegyek összetételtől függő nemidealitását veszik figyelembe. A másik mód:

$$f_{iV} = \varphi_{iV}\ y_i\ P \tag{18.30}$$

$$f_{iL} = \varphi_{iL}\ x_i\ P, \tag{18.31}$$

ahol φ_{iV} és φ_{iL} a gőzfázisú és folyadékfázisú fugacitási együttható, P az össznyomás. (A φ_{iV} és φ_{iL} fugacitási együtthatók a reális elegyek összetételtől és a nyomástól való eltérését veszik figyelembe).

A (18.28) – (18.31) egyenletek alapján a K_i egyensúlyi arány két szimmetrikus és két aszimmetrikus formulázása válik lehetővé. A szimmetrikusak:

$$K_i = \left(\frac{\gamma_{iL}}{\gamma_{iV}}\right)\left(\frac{f_{iL}^{o}}{f_{iV}^{o}}\right) \tag{18.32}$$

$$K_i = \left(\frac{\varphi_{iL}}{\varphi_{iV}}\right) . \tag{18.33}$$

Ezek közül a (18.33) váltott ki megkülönböztetett figyelmet a gőz-folyadék egyensúly számítási módszereinek kifejlesztésénél (BENEDICT, WEBB *és* RUBIN, STARLING *és* HAN, SOAVE stb.).
A két aszimmetrikus formulázás:

$$K_i = \frac{\varphi_{iV}\, P}{\gamma_{iV}\, f^o_{iV}} = \frac{\varphi_{iL}}{\gamma_{iV}\, v^o_{iV}} \tag{18.34}$$

$$K_i = \frac{\gamma_{iL}\, f^o_{iL}}{\varphi_{iV}\, P} = \frac{\gamma_{iL}\, v^o_{iL}}{\varphi_{iV}}, \tag{18.35}$$

ahol $v^o_{iV} = \frac{f^o_{iV}}{P}$, $v^o_{iL} = \frac{f^o_{iL}}{P}$ a tiszta komponensek ún. fugacitási együtthatója. A γ^o_{iV} - és γ^o_{iL} - értékek a fugacitások nyomástól való függését veszik figyelembe tiszta komponensekre. Az aszimmetrikus formulázások közül a (18.35) váltott ki megkülönböztetett figyelmet a gőz-folyadék egyensúlyra vonatkozó számítási módszerek kifejlesztésénél (CHAO-SEADER, GRAYSON-STREED, ROBINSON *és* CHAO stb.).

Állapotegyenletek és aktivitási együttható modellek

A gőz-folyadék számítási eljárások kifejlesztésénél a (18.33) és (18.35) egyenletek preferáltsága azt mutatja, hogy a gőzfázis modellezéséhez a termikus állapotegyenletekből kifejezett φ_{iV} gázfázisú fugacitási együtthatókat szokás használni, mert ezek alkalmasak arra, hogy a móltérfogat vagy mólsűrűség változásának hatását leírják, és mert a viszonylag kis sűrűségű gőzfázisban a komponensek kölcsönös rendezettségének hatása ehhez képest elhanyagolható. A folyadékfázis modellezésénél viszont mindkét alakot használhatjuk. Az aktivitási modellek azonban alkalmasabbak arra, hogy a folyadékfázisban a komponensek kölcsönös rendezettségének mértékéről számot adjanak, és a térfogati hatások a viszonylag állandó térfogat miatt közönséges körülmények között legtöbbször elhanyagolhatók. Ez magyarázza a (18.35) egyenlet fokozott népszerűségét a többi formulázással szemben.*

---

* A szakirodalom a (18.33) egyenlet alapján számoló eljárásokat szokta *fi – fi* módszereknek, a (18.35) egyenlet alapján számoló eljárásokat *gamma – fi* módszereknek is nevezni.

A (18.35) egyenletben szereplő három mennyiség számítása általában a következő: ν_{iL}^{o} tiszta komponensek folyadékfázisú fugacitási együtthatója a megfelelő állapotok háromparaméteres elmélete alapján számítható; γ_{iL} értékei az ún. aktivitási együttható modellekkel számítható; a φ_{iV} gőzfázisú fugacitási együttható pedig állapotegyenletekkel a termodinamikailag egzakt *Beattie-egyenlet* alapján számítható:

$$\ln \varphi_i = \frac{1}{RT} \int_V^{\infty} \left[\left(\frac{\partial (nP)}{\partial n_i} \right)_{T,nV,n_j} - \frac{RT}{V} \right] \mathrm{d}V - \ln z , \qquad (18.36)$$

ahol n_i az i-edik komponens mólszáma, V a gázelegy móltérfogata, z a gázelegy kompresszibilitási tényezője.

Asszociáló molekulák (főleg savak és észterek) esetében a gőzfázisban a monomer és polimer komponensek közötti kvázikémiai egyensúlyt is figyelembe kell venni.

Az aktivitások szokásos (és kényelmes) referenciaállapota az azonos hőmérsékletű és nyomású tiszta komponens aktivitása a folyadékfázisban. Ha azonban valamelyik komponens kritikus hőmérséklete kisebb az aktuális hőmérsékletnél, akkor az illető komponensnek az adott hőfokon nincs tiszta folyadékállapota. (Ez főleg könnyű gázok folyadékbeli oldódásánál fordul elő.) Ekkor referenciaállapotnak a végtelen hígítású folyadékot vesszük, és a $p_i^o(T)$ tenzió helyett az ún. *Henry-állandót* használjuk. Ilyenkor általában az oldószerre nézve ideális elegyet tételezünk fel, vagyis nem számolunk aktivitási együtthatóval:

$$y_i P = f_{iV} = f_{iL} = x_i H_i . \qquad (18.37)$$

A gyakorlatban leginkább használatos állapotegyenleteket és aktivitási együttható modelleket a *18.2.* és *18.3. táblázatban* foglaljuk össze. Az állapotegyenleteknek egyik nagy csoportja a *van der Waals-féle állapotegyenlet* továbbfejlesztésével kapott köbös (harmadfokú) állapotegyenletek. A sűrűség szerinti sorfejtéssel a sokparaméteres viriálegyenlethez és annak továbbfejlesztett változataihoz jutunk. Elegyek esetében az adott összetételű elegy állapotegyenletének a, b,... paramétereit az anyagpárok a_{ij}, b_{ij}, ... paramétereiből állítjuk össze. Például a-ra az ún. *elegyítési szabály* a következő:

$$a = \sum_i \sum_j y_i y_j a_{ij} . \qquad (18.38a)$$

18.2. táblázat

Néhány fontosabb állapotegyenlet

Egyenlet típusa	Egyenlet neve	Ehyenlet	Megjegyzés
Köbös	van der Waals $u = 0$, $w = 0$, $\alpha(T) = 1$ Redlich-Kwong, $u = 0$, $w = 1$, $\alpha(T) = 1$ Soave-Redlich-Kwong $u = 0$, $w = 1$ Peng-Robinson $u = 2$, $w = -1$	$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a\alpha(T)}{V^2 + ubV + wb^2}$ $\alpha(T) = \left[1 + m(\omega)\left(1 - \sqrt{T/T_c}\right)\right]^2$ $m(\omega) = 0{,}48 + 1{,}574\omega - 0{,}176\omega^2$	Nempoláros komponensek, szénhidrogénelegyek, Módosított alakú hőfokfüggéssel poláros molekulákra is kiterjeszthető.
Viriál alapú, nemköbös	Eredeti viriálegyenlet	$P = \frac{RT}{V} + \frac{B}{V^2} + \frac{C}{V^3} + \ldots$	Sűrűség szerinti sorfejtés, a paraméterek hőfokfüggése szerint sok változata ismert. Például ilyen az alábbi BWR-egyenlet is.
	Benedict-Webb-Rubin	$P = \frac{RT}{V} + \frac{B_0 RT - A_0 - C_0/T^2}{V^2} + \frac{bRT - a}{V^3} - \frac{a\alpha}{V^6} + \frac{C}{T^2V^3}\left(1 + \frac{\gamma}{V^2}\right)e^{\frac{\gamma}{V^2}}$	Nempoláros komponensekre és nagyobb sűrűségen is jó közelítést adhat.

18.3. táblázat

Néhány ismertebb aktivitási modell

Redlich-Kister	$\ln\gamma_i = \sum_j \sum_{n=1}^{5} x_j \left(\frac{a_{nij}}{T} + b_{nij}\right)\left(x_i - x_j\right)^{n-2}\left(nx_i - x_j\right) - \frac{1}{2}\sum_k \sum_{n=1}^{5} x_j x_k \left(\frac{a_{njk}}{T} + b_{njk}\right)\left(x_j - x_k\right)^{n-2}\left((2n-1)x_j - x_k\right)$	Empirikus polinom
Scatchard-Hildebrand	$\ln\gamma_i = \frac{v_i\left(\delta_i - \bar{\delta}\right)}{RT}, \quad \bar{\delta} = \frac{\sum_i x_i v_i \delta_i}{\sum_i x_i v_i}$	Reguláris elegyek
Margules (biner)	$\ln\gamma_i = x_j^2\left[A_j + 2x_i\left(A_i - A_j\right)\right]$	Erősen nemideális elegyek
Van Laar (biner)	$\ln\gamma_i = A_i\left(1 + \frac{A_i x_i}{A_j x_j}\right)^{-2}$	
Wilson (lokális móltört)	$\ln\gamma_i = -\ln\sum_j x_j\Lambda_{ij} + 1 - \sum_k \frac{x_k\Lambda_{ki}}{\sum_m x_m\Lambda_{km}}, \quad \Lambda_{ij} = \frac{\rho_i^L}{\rho_j^L} e^{-\frac{u_{ij}}{RT}}$	
NRTL (kétfolyadék elmélet)	$\ln\gamma_i = \frac{\sum_j \tau_{ji} x_j G_{ji}}{\sum_k x_k G_{ki}} + \sum_j \frac{x_j G_{ij}}{\sum_k x_k G_{kj}}\left[\tau_{ij} - \frac{\sum_m \tau_{mj} x_m G_{mj}}{\sum_k x_k G_{kj}}\right], \tau_{ji} = \frac{g_{ji}}{RT}, G_{ij} = e^{-\alpha_{ji}\tau_{ji}}$	Erősen nemideális elegyekre, folyadékmegoszlásra is
UNIQUAC	Kvázikémiai közelítés, térfogathányad és felülethányad paraméterekkel	
UNIFAC	UNIQUAC-hoz hasonló alakú, csoportjárulék-módszer	

Az anyagpárok a_{ij}, b_{ij} paramétereit a tiszta komponensek a_{ii}, b_{ii} paramétereiből az ún. kölcsönhatási paraméterek felhasználásával kapjuk, a *kombinációs szabályok* segítségével. Például

$$a_{ij} = (1 - k_{ij}) \sqrt{a_{ii}\, a_{jj}} \,, \tag{18.38b}$$

ahol k_{ij} az i és j komponensek kölcsönhatási paramétere. Többféle kombinációs szabály használatos.

Az aktivitási együttható módszerek komponenspáronkénti kölcsönhatási paramétereket alkalmaznak. A fejlettebb modellek lehetővé teszik, hogy a páronként meghatározott paramétereket használjuk többkomponensű elegyek egyensúlyának számítására is. A paraméterek száma páronként általában 2 vagy 3, azonban ez kiegészül még a tiszta komponensek tenziófüggvényeinek paramétereivel.

Az ún. *„csoportjárulék" modellek* a molekulákat felépítő atomcsoportokhoz, gyökökhöz rendelnek paramétereket, s ezek segítségével becslést adnak a molekulapárok paramétereire. Így konkrét mérések és paraméterillesztés nélkül is becsülhetjük az egyensúlyi viselkedésüket.

Az aktivitási együttható modellek alakjának, más esetben csak numerikus eredményének az állapotegyenletbe építésével olyan modellek is létrehozhatók, melyek a két szemlélet előnyeit (némi kompromisszum árán) egyesítik.

A professzionális folyamatszimulátorok általában a gőz-folyadék egyensúly számítására a fent említett módszerek csaknem teljes választékát tartalmazzák. A különböző szimulátor kézikönyvek a módszerek kiválasztásához számos tapasztalati szabályt is ajánlanak az elegyek típusától és a körülményektől függően.

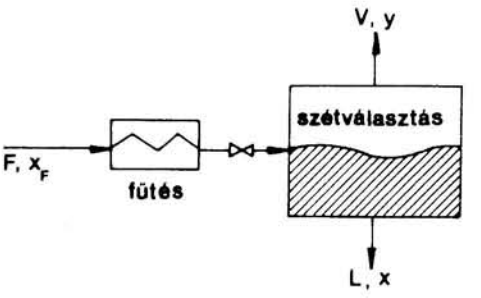
18.3. Egyszerű desztillációs módszerek

Az egyszerű, egyfokozatú reflux nélküli desztillációnál az elválasztás egyetlen egyensúlyi fokozatnak felel meg. Az elválasztás mértéke tehát a komponensek egyensúlyi viszonyainak megfelelően korlátozott. Fontos megemlíteni, hogy a desztillációnál minden komponens mindkét fázisban jelen van, de nem azonos eloszlásban, hanem a komponensek relatív illékonyságának megfelelő, különböző koncentrációban. (A bepárlásnál ezzel ellentétben csak az oldószer kerül a gőzfázisba, az oldott szilárd anyag nem.)

Az egyfokozatú, egyensúlyi desztillációnak három megvalósítási módja van: a *folyamatos egyensúlyi (vagy flash-) desztilláció, az egyensúlyi szakaszos (differenciális) desztilláció és az egyszerű vízgőz-desztilláció.*

Folyamatos egyensúlyi desztilláció

Azt a desztillációs módot, amelynek során két vagy több komponenst tartalmazó folyadékelegyet felmelegítés után állandó áramban betáplálunk egy lepárló rendszerbe és a keletkezett egyensúlyi gőz- és folyadékfázisokat folyamatosan külön-külön elvezetjük, *folyamatos egyensúlyi desztillációnak* vagy *flash lepárlásnak* nevezzük. Ezzel a módszerrel két egymással egyensúlyban levő fázist állítunk elő *(18.9. ábra)*.



18.9. ábra. Folyamatos egyensúlyi (flash) desztilláció sémája

A folytonos egyensúlyi lepárlásnál tehát a folyadék- és gőzfázis összetétele az idő függvényében, azaz a lepárlás folyamán változatlan összetételű marad, és az egész rendszerben azonos a hőmérséklet és a nyomás. (Megemlítjük, hogy a fűtés történhet a szétválasztó (flash) kamrában is.) Két komponens (*A* és *B*) esetén az *F* (mol/h) betáplálás először a melegítőben (pl. csőkemencében) részlegesen elgőzölög, majd a szétválasztó kamrában beáll az egyensúly. Az *A* komponensre a tömegmérleg:

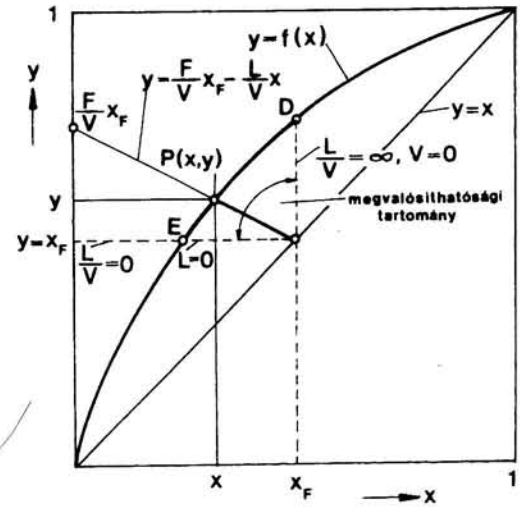
$$Fx_F = Vy + Lx \tag{18.39}$$

$$L = F - V \tag{18.40}$$

$$y = -\frac{L}{V}x + \frac{F}{V}x_F . \tag{18.41}$$

A (18.41) egyenletet* a *18.10. ábrán* az egyensúlyi görbével együtt ábrázoltuk. Általában a betáplálás (tömegáram, összetétel) és termékek mennyisége adott, így az (*L/V*) iránytangensű egyenes és az egyensúlyi görbe metszéspontja adja meg a „flash" kamrában előálló és a távozó termékek összetételét reprezentáló *P(x,y)* pontot. Az egyik határesetben a betáplált folyadékot annak az adott nyomáshoz tartozó forráspontján teljes egészében elpárologtatjuk, azaz $L = 0$, $\frac{F}{V} = 1$. Ekkor az anyag az eredeti összetételben jelenik meg a gőzfá-

* Itt és a továbbiakban, a biner rendszerek tárgyalásakor elhagyhatjuk az *i* indexet, mivel valamennyi koncentráció az egyetlen illékonyabb komponensre vonatkozik.



18.10. ábra. Folyamatos egyensúlyi desztilláció egyensúlyi diagramja

zisban, $y = x_F$. A másik határesetben, amikor egyáltalán nem képződik gőzfázis, $V = 0$ és $\frac{F}{V} = \infty$. Ekkor természetesen a betáplált folyadék változatlanul hagyja el a rendszert, vagyis $x = x_F$. Folyamatos egyensúlyi desztilláció során a képződő gőz és folyadék mennyiségének a hányadát az előbbi határokon belül ($V = 0$ és $L = 0$) a fűtés, azaz az elpárologtatás mértékének változtatásával tudjuk befolyásolni. A termékek mennyisége a (18.39 -18.40) egyenletekből:

$$\frac{V}{F} = \frac{x_F - x}{y - x}, \quad \text{ill.} \quad L = F - V. \tag{18.42}$$

Többkomponensű elegyek esetében az (18.39) egyenletnek a következő kifejezések felelnek meg:

$$V\, y_i = \frac{F\, x_{Fi}}{\frac{L}{K_i V} + 1} \tag{18.43}$$

$$L\, x_i = \frac{F\, x_{Fi}}{\frac{K_i V}{L} + 1}. \tag{18.44}$$

A $\frac{K_i V}{L}$ kifejezést *„kiforralási" tényezőnek* (stripping factor), a reciprokát pedig *„abszorpciós" tényezőnek* (absorption factor) szokás nevezni. A móltört-összegezési egyenlőségek:

$$\sum_{i=1}^{C} V y_i = V, \tag{18.45}$$

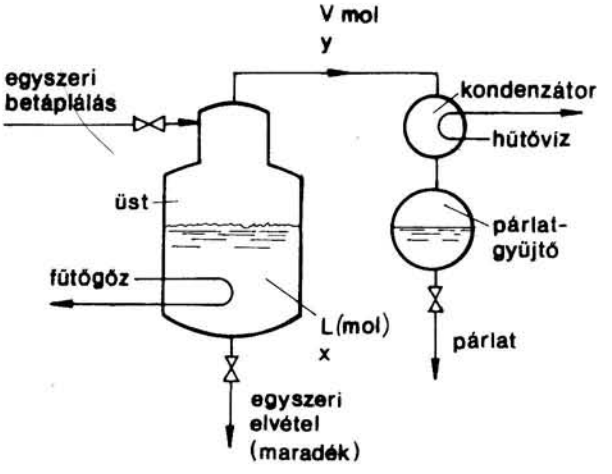
$$\sum_{i=1}^{C} L x_i = L \tag{18.46}$$

és a (18.43), (18.44) egyensúlyi összefüggések felhasználhatók az egyensúlyi gőz- és folyadékáramok számítására, adott mennyiségű és összetételű betáplálás esetén a kívánt gőz- és folyadékkoncentrációk meghatározására. A számítást iterációval végezzük, ahogy ezt a 18.1. alfejezetben láttuk, a hőmérséklet és az *L/V* arány kezdeti feltételezésével. Az adott nyomáshoz tartozó hőmérsékletet a buborékpont és a harmatpont által határolt tartományban kell felvenni.

Egyensúlyi szakaszos (differenciális) desztilláció

Ha a forráspontján levő folyadékelegyet utánpótlás nélkül elgőzölögtetjük és a képződött, a folyadékkal egyensúlyban levő gőzt teljesen kondenzáltatjuk, szakaszos egyensúlyi desztillációról beszélünk *(18.11. ábra)*. Szokás ezt még „differenciális"-nak is nevezni, utalva ezzel arra, hogy mindkét fázis összetétele állandóan változik és bármely időpontban csak egy differenciálisan kis desztillátummennyiség van egyensúlyban azzal a folyadékkal, amelyből éppen képződött. A forráspont állandóan nő, mivel az illékonyabb komponens(ek) koncentrációja az üstben csökken. Az összegyűlt desztillátum és a maradék összetételei a folyamat előrehaladásától függő mértékben különbözőek, de egészében nem egyensúlyiak, mivel az egész párlattal kapcsolatban csak átlagos koncentrációról beszélhetünk.

Ha a *18.11. ábra* szerinti üstbe L_1 mólnyi kiindulási *biner elegyet* (*A* és *B*) töltünk, *A*-nak kezdeti koncentrációja x_1, *L* pedig az üstben levő folyadékmennyiség (mólokban), bármely időpillanatban a differenciális anyagmérleg az *A* komponensre d*L* mennyiség elpárologtatásakor:



18.11. ábra. Szakaszos egyensúlyi (differenciális) desztilláció

$$\underset{\substack{\text{eredetileg}\\ \text{az üstben levő}\\ \text{mennyiség}}}{Lx} = \underset{\substack{\text{az üstben}\\ \text{maradt}\\ \text{mennyiség}}}{(L - \mathrm{d}L)\,(x - \mathrm{d}x)} + \underset{\substack{\text{a gőzbe}\\ \text{eltávozó}\\ \text{mennyiség}}}{y\mathrm{d}L,} \qquad (18.47)$$

ahol x és y egyensúlyi folyadék-, ill. gőzkoncentrációk.

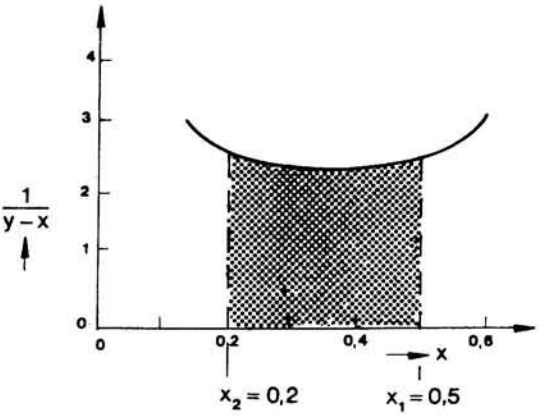
A differenciálok másodrendűen kicsiny szorzatának ($\mathrm{d}L\mathrm{d}x$) elhanyagolásával, átrendezés után a következő differenciálegyenlethez jutunk:

$$\frac{\mathrm{d}L}{L} = \frac{\mathrm{d}x}{y - x}. \qquad (18.48)$$

A folyamat kezdeti és végállapotának megfelelő határok között integrálva:

$$\int_{L_2}^{L_1} \frac{\mathrm{d}L}{L} = \ln \frac{L_1}{L_2} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{\mathrm{d}x}{y - x}, \qquad (18.49)$$

ahol az 1 index a kezdeti, a 2 index pedig a végállapotra vonatkozik.



18.12. ábra. A Raygleigh-egyenlet grafikus integrálása

Ez az összefüggés *Rayleigh-egyenlet* néven található az irodalomban. A (18.49) integrálás grafikusan elvégezhető az $1/(y\text{-}x)$~x diagram felvétele után. Tulajdonképpen az x_1 és x_2 koncentrációk között a görbe alatti területet kell meghatározni. A *18.12. ábrán* a grafikus integrálást illusztráljuk $x_1 = 0{,}5$ kezdeti és $x_2 = 0{,}2$ végkoncentrációnál. A párlat átlagösszetételét a komponensmérleg szolgáltatja

$$L_1 x_1 = L_2 x_2 + (L_1 - L_2)\, y_{átl}. \tag{18.50}$$

A (18.49) Rayleigh-egyenletbe a (18.7) összefüggést beírva, konstans α relatív illékonyság esetén az integrálás analitikusan is elvégezhető:

$$\ln \frac{L_1}{L_2} = \frac{1}{\alpha - 1}\left(\ln \frac{x_1}{x_2} + \alpha \ln \frac{1 - x_2}{1 - x_1} \right). \tag{18.51}$$

Példa: $L_1 = 1000$ kmol: $x_1 = 0{,}8$
$L_2 = 44$ kmol: $\alpha = 2{,}0$
Eredmény: $x_2 = 0{,}36$

Többkomponensű elegyek esetében az alapegyenletek lényegében azonosak a biner esetre vonatkozókkal, de más megoldásra van szükség, mivel az integrálás nem végezhető el az előző módon. Jelöljük az *a, b, c* stb. komponensek mólszámát, ill. móltörtjeik indexeit a megfelelő betűkkel. Így

$$L\,x_a = a; \qquad L\,x_b = b, \ldots,$$

$$\mathrm{d}a = L\,\mathrm{d}x_a + x_a\,\mathrm{d}L = y_a\,\mathrm{d}L,$$

$$\mathrm{d}b = L\,\mathrm{d}x_b + x_b\,\mathrm{d}L = y_b\,\mathrm{d}L,$$

$$\frac{\mathrm{d}a}{\mathrm{d}b} = \frac{y_a\,\mathrm{d}L}{y_b\,\mathrm{d}L} = \frac{y_a}{y_b} = \frac{K_a}{K_b}\frac{x_a}{x_b} = \alpha_{ab}\frac{x_a}{x_b},$$

$$\frac{\mathrm{d}a}{x_a} = \alpha_{ab}\frac{\mathrm{d}b}{x_b}.$$

Az egyenlet mindkét oldalán L-lel osztva:

$$\frac{\mathrm{d}a}{a} = \alpha_{ab}\frac{\mathrm{d}b}{b}.$$

Integrálva a kezdeti és végállapot között (1, ill. 2 index), α_{ab} -t állandónak feltételezve:

$$\ln\frac{a_1}{a_2} = \alpha_{ab}\ln\frac{b_1}{b_2}. \tag{18.52}$$

Az előző meggondolások alapján hasonló összefüggések érvényesek tetszőleges komponensekre. Miután állandó nyomáson a desztilláció folyamán a hőmérséklet növekszik, a relatív illékonyságok közepes értékeivel kell számolni.

Egyszerű vízgőz-desztilláció

Magas forráspontú hőérzékeny folyadékok atmoszférikus nyomáson desztillációval nem választhatók szét, ui. a nagy hőmérséklet általában a kémiai komponensek nem kívánt bomlását eredményezi. Mivel azonban a szóban forgó magas forráspontú anyagok általában vízzel nem elegyednek, az ún. egyszerű vízgőz-desztilláció műveletével alacsonyabb hőmérsékletű (kíméletesebb) szétválasztást érhetünk el. Gyakran alkalmazzuk a műveletet magas forráspontú oldatokban lévő kis mennyiségű szerves illékony komponens eltávolítására.

Víz (A) és vízzel nem elegyedő magas forráspontú anyag (B) együttes forrásánál, adott nyomáson a fázisszabály szerint [(17.1) egyenlet] (három fázis és két komponens esetén) a szabadsági fok:

$$F = 2 + 2 - 3 = 1.$$

Így, ha az össznyomás adott, a rendszer is meghatározott, és az összes gőznyomás az elegy fölött a tiszta komponensek gőznyomásainak összegével egyenlő:

$$p_A^o + p_B^o = P. \tag{18.53}$$

Ennek következményeképpen, ha két egymásban nem oldódó folyadék elegyét melegítjük, akkor a telített gőz parciális nyomása nem függ az elegy összetételétől, csak a hőmérséklettől és egyenlő a tiszta komponensek adott hőmérséklethez tartozó gőztenziójával. Az ilyen rendszer gőznyomása a komponensek forráspontjánál alacsonyabb hőmérsékleten éri a külső nyomást, tehát forráspontja alacsonyabb, mint komponenseké és független a folyékony fázis összetételétől. Az egyensúlyi gőzfázis összetétele sem függ a folyadékfázistól és minden folyadékösszetételnél (legalábbis amíg mindkét egymásban nem oldódó folyadék jelen van) állandó érték.

A gőz összetétele: $y_A = p_A^o / P$, ill. $y_B = p_B^o / P$. Az elpárologtatott gőzök a kondenzátorban ilyen összetétellel kondenzálódnak és két nem elegyedő folyadékfázist képeznek. Ennek következménye az, hogy a művelet hőszükséglete jelentős. A ledesztillált B/A komponens-mólarány:

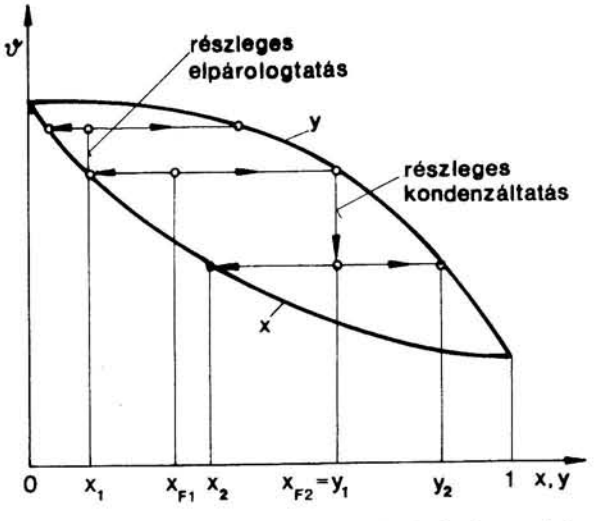
$$\frac{n_B}{n_A} = \frac{p_B^o}{p_A^o}. \tag{18.54}$$

A (18.54) egyenlet segítségével meghatározható a vízgőz-desztilláció gőzszükséglete és a desztillátum összetétele. A készülékből távozó vízgőz általában levegőt is tartalmaz, ezért a gőzszükségletet $\varphi = 0{,}75 \ldots 0{,}8$ telítettségi tényezővel osztani kell.

Általában mondhatjuk, hogy a vízgőz-desztilláció – a vákuumdesztillációhoz hasonlóan – kíméletes eljárás, amelyet többek között hőérzékeny anyagok feldolgozása során alkalmaznak (pl. élelmiszerek, kőolajpárlatok desztillációjánál). Elvileg hasonló a helyzet egyéb inert anyag (pl. nitrogén) jelenléte esetén. A folyamatot a gőznek közvetlen az üstbe való bevezetésével valósítják meg.

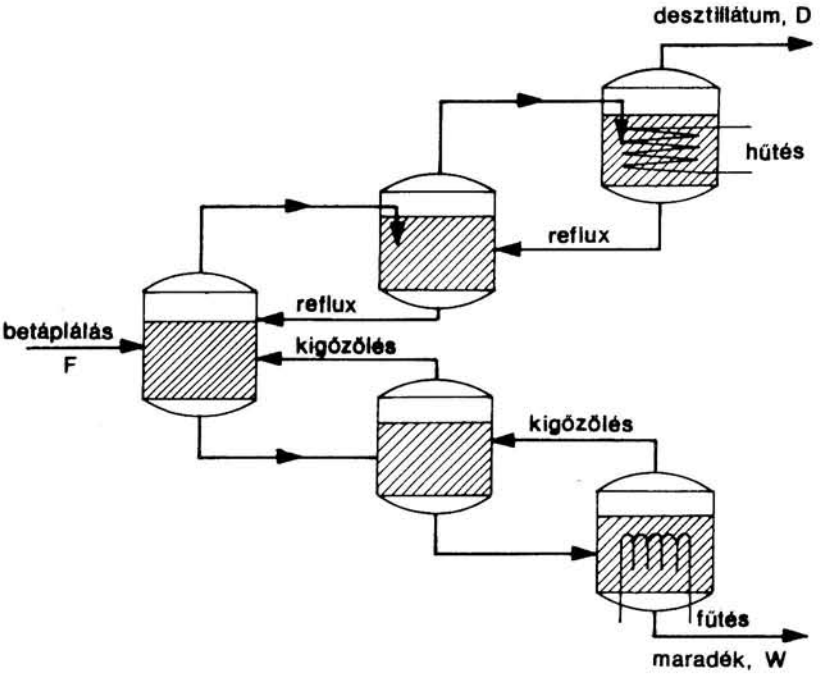
18.4. Rektifikálás fogalma

Az előzőekben bemutatott egyensúlyi desztilláció eredményeként kapott termékek összetételének a betáplálóshoz tartozó gőz-folyadék fázisegyensúly szabott határt. Az illékonyabb komponens koncentrációját azonban tovább növelhetjük, ha az eddigi egyetlen ún. egyensúlyi fokozat (egyéb használatos elnevezések: elméleti fokozat, elméleti tányér) helyett továbbiakat is alkalmazunk. Ez úgy valósítható meg, hogy az első fokozatból kapott gőzt a második fokozatba betáplálva továbbdúsítjuk, és az eljárást többször is megismételjük. Ilyen módon az egyensúlyi desztillációt többszörösen megismételve tetszőleges koncentrációig juthatunk el. Gyakorlatilag ez azt jelenti, hogy a képződő gőzáramokat hűtéssel részlegesen kondenzáltatjuk.



18.13. ábra. Részleges kondenzáltatás és részleges elpárologtatás elve

Hasonlóképpen járhatunk el az első egyensúlyi egységből távozó folyadékkal is, amelyet az illékonyabb komponensben való további szegényítés céljából részlegesen elpárologtatunk, és az így kapott gőz koncentrációja kisebb lesz az első egységből távozóénál. Az ily módon megvalósított részleges kondenzáltatást és részleges elpárologtatást a forráspontdiagramon, a *18.13. ábrán* mutatjuk be.

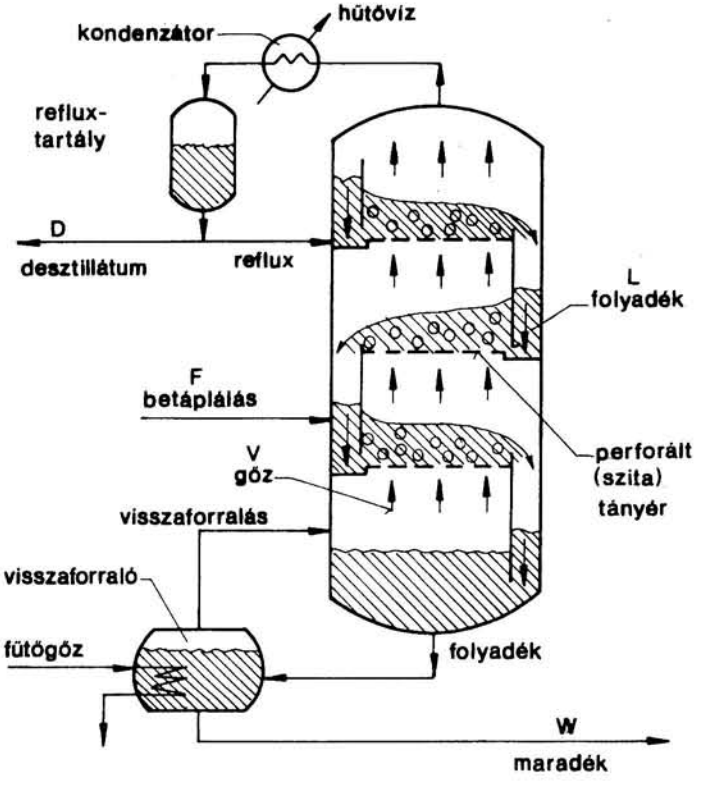


18.14. ábra. Rektifikálás elve

Az eljárás gyakorlati alkalmazhatóságát nagymértékben korlátozza az, hogy minden egyes fokozat külön hűtést, ill. fűtést igényel és közbenső gőz-, ill. folyadék-halmazállapotú terméket ad. Kézenfekvő a gondolat, hogy ezeket az áramokat az előző, ill. utána következő fokozatba visszavezetjük és azt ily módon hűtjük, ill. fűtjük. Az elképzelés megvalósításának elvét a *18.14. ábra* mutatja. Látható, hogy az egész berendezés, egy egyensúlyi kaszkádrendszert alkot, amely csak egy helyen igényel fűtést és egy helyen hűtést. A kaszkád két végén két terméket kapunk: egy illékonyabb komponensben dús, gőz-halmazállapotú, és egy illékonyabb komponensben szegény folyadék-halmazállapotú terméket. A gőzterméket rendszerint kondenzáltatják, sőt sokszor túlhűtik. A visszavezetett dúsított folyadékot refluxnak (visszafolyásnak), a dúsított terméket *desztillátumnak* (fejterméknek), az elszegényedett alsó folyadékterméket pedig *maradéknak* (fenékterméknek) nevezik. A hőenergiát fűtéssel az ún. visszaforralóban vagy visszaforraló üstben (reboilerben) viszik be. Az ilyen műveletet, vagyis a többfokozatú desztillációt *rektifikálásnak* vagy *frakcionált desztillációnak* nevezik. Használatos még a rövidített frakcionálás megjelölés is.

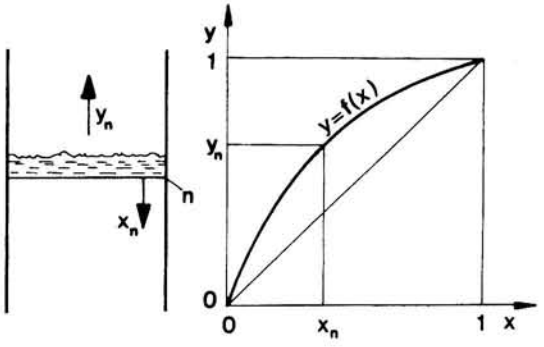
Könyvünkben a későbbi fejezetekben – az angol nyelvű szakirodalom nyomán – a desztilláció kifejezést általános gyűjtőfogalomként, vagyis az

egyensúlyi desztilláció és a rektifikálás megnevezésére egyaránt használjuk. Mivel könyvünkben – néhány kivételtől eltekintve, amelyet külön jelzünk – a rektifikálással foglalkozunk, a desztilláció és a rektifikálás szavak szinonimaként való használata nem okoz fogalmi keveredést.



18.15. ábra. Egy perforált tányéros desztillálóoszlop anyagforgalmi vázlata

A gyakorlatban a folyamatot egyetlen berendezésben, rendszerint egy függőleges elrendezésű hengeres készülékben valósítjuk meg. Ez a *rektifikálóoszlop* vagy *kolonna*, amely a felfelé szálló gőz és lefelé csurgó folyadék intenzív érintkeztetése céljából rendszerint vízszintes tálcaszerű, ún. tányérokat tartalmaz. Példaképpen egy perforált tányéros (szitatányéros) kolonna sematikus anyagforgalmi vázlatát mutatjuk be a *18.15. ábrán.* (Az egyszerűség kedvéért csak három tányért ábrázoltunk, a valóságban a tányérok száma általában sokkal több.) Azt a tányért, amelyről a távozó gőz és folyadék egymással fázisegyensúlyban van, egyensúlyi vagy elméleti tányérnak nevezik *(18.16. ábra).*



18.16. ábra. Az elméleti tányér

A fogalmat általánosítva, ezt az elnevezést használják a szerkezeti kiviteltől függetlenül minden olyan tényleges vagy elképzelt készülékelem megjelölésére, amelyből a távozó fázisáramok egyensúlyban vannak.

A *tányéros rektifikálószerkezetek* mellett a leggyakrabban alkalmazott fázisérintkeztető berendezések az ún. *töltött vagy töltetes oszlopok*. A töltet viszonylag nagy fajlagos felületű részecskékből áll azért, hogy a folyadék és a gőz nagy fázisfelületen érintkezzen.

A tányéros kolonnákra a későbbiekben ismertetett számítási eljárások elve értelemszerűen a töltött oszlopokra is kiterjeszthető. Mivel a töltött oszlopokban a folyadék- és gőzösszetétel inkább differenciálisan változik (és nem lépcsőzetesen, mint a tányéros oszlopokban), a szükséges elválasztás mértékét célszerű a 17.7 alfejezetben ismertetett fogalommal, az átviteli egységek számával kifejezni.

A továbbiakban az elméleti tányér lesz számításaink alapja és ezt tekintjük a berendezés szétválasztó képessége, ill. az adott szétválasztási igény nehézségének mértékéül, összehasonlítási alapul. A kívánt szétválasztó képességű tányéros kolonna számításának menete vázlatosan a következő:

1. A szükséges elméleti tányérok számának a meghatározása.
2. A tányérkonstrukció megválasztása után a tányérhatásfok figyelembevételével a tényleges tányérok számának a megállapítása.
3. Az anyagáramok alapján a kolonna átmérőjének, a tányértávolságnak és a tányérelemeknek a számítása.

A 2. és 3. lépés kölcsönhatásban van egymással, amelyre az egységes szemlélet jegyében hangsúlyozottan felhívjuk a figyelmet. Az említetteken túlmenően a tervezéshez tartoznak az automatizálás, az energia- és hűtővízigény, a fontosabb egyéb berendezések (hőcserélők, szivattyúk stb.), a teljes berendezés op-

timális megvalósításának és gazdaságosságának kérdései. Ezek együttesen egy összefüggő témakört képeznek.

A kolonna működését az anyag- és energiamérlegek, az egyensúlyi viszonyok, az elméleti, ill. tényleges tányérszám együttes figyelembevételével tárgyaljuk. Ezek kölcsönös összefüggése lehetővé teszi, hogy elégséges számú (a szabadsági foknak megfelelő számú) jellemző adat rögzítésével a folyamatot teljesen leírhassuk, ill. a hiányzó mennyiségeket kiszámíthassuk. Ezzel kapcsolatban általában kétféle mérnöki feladat adódhat:

1. *Tervezés*, amelynek során a rögzített mennyiségi és szétválasztási igényeket (pl. előírt mennyiségű és minőségű desztillátumot) kielégítő elméleti, ill. tényleges tányérszámot és az ahhoz tartozó belső anyagáramokat és energiafelhasználást kell meghatároznunk.
2. Adott elméleti vagy tényleges tányérszámmal jellemzett (többnyire létező) kolonna működésének leírása és *szétválasztó képességének ellenőrzése* különböző körülmények között.

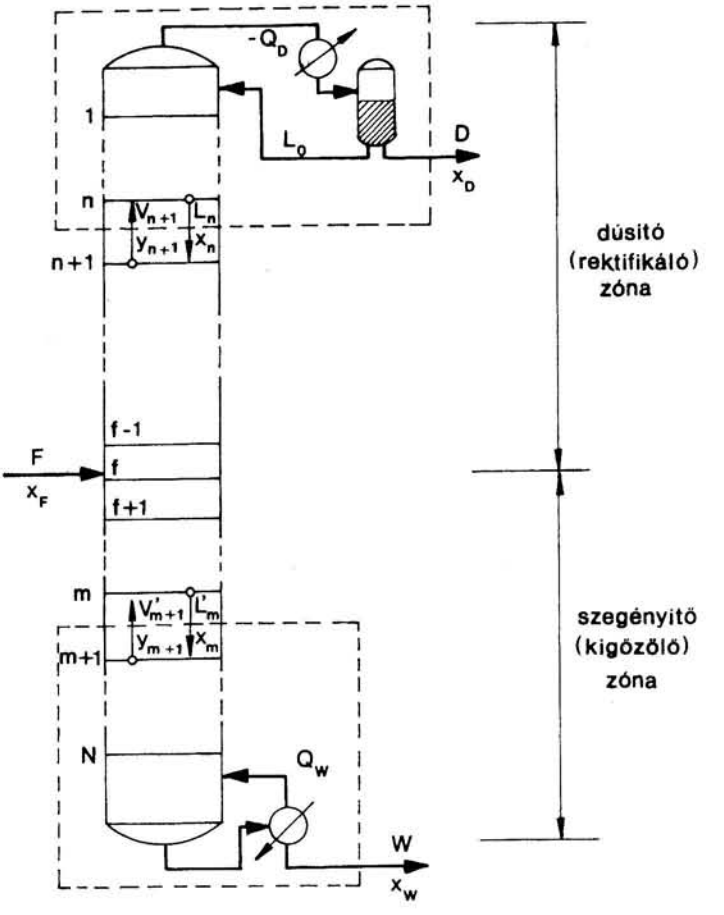
A két célkitűzés csak ugyanannak az elvileg egységes problémakörnek másmás oldalról való megközelítését jelenti, ami azonban esetenként lényeges számítástechnikai eltéréseket okozhat.

18.5. Biner elegyek rektifikálása

A többfokozatú desztilláció tárgyalását a biner (kétkomponensű) elegyek rektifikálásával kezdjük. Ennek oka elsősorban a témakör bevezetése szempontjából fontos egyszerűség és szemléletesség. Emellett rá kell mutatnunk arra a körülményre, hogy kétkomponensű elegyek szétválasztása az ipari gyakorlatban is előforduló feladat, továbbá a biner számítási módszerek sok esetben többkomponensű elegyek esetére is kiterjeszthetők. A következő elemzést tehát a bonyolultabb feladatok elvi és szemléleti bevezetésének, valamint közvetlenül is alkalmazható ismeretanyagnak szánjuk.

Az állandó moláris anyagáramok, munkavonalak

Vizsgáljuk meg először a biner rendszert szétválasztó rektifikálóberendezés *18.17. ábrán* látható felső, dúsító részének a működését. A tetszőleges *n*-edik tányérnál elhatárolt, vonallal elkülönített kolonnarész (kondenzátorral és refluxelosztó tartállyal együtt) teljes anyagmérlege:



18.17. ábra. Rektifikálóoszlop [F = betáplálás, D = desztillátum (fejtermék), W = maradék (fenéktermék)]

$$V_{n+1} = L_n + D, \tag{18.55}$$

illetve egy komponensre:

$$V_{n+1} y_{n+1} = L_n x_n + D x_D, \tag{18.56}$$

ha a tányérokat felülről lefelé számozzuk. (Az anyagáramok mértékegysége mol/h).

A további tárgyalás egyszerűsítésére vezessük be a következő feltételezést: a gőz és folyadék móláramai a teljes dúsító kolonnarész magassága mentén változatlanok:

$$L_n = L_{n+1} = \ldots = L, \tag{18.57}$$

$$V_n = V_{n+1} = \ldots = V. \tag{18.58}$$

Ez az ún. *állandó moláris túlfolyás tétele,* amelyet *Lewis-feltételnek* is neveznek. Könyvünkben legtöbbször az állandó moláris anyagáram vagy állandó moláris anyagforgalom kifejezést használjuk.

A (18.57) és (18.58) egyenletek úgy értelmezhetők, hogy minden egyes mól kondenzálódó gőz a tányéron egy mól illékonyabb komponensben dúsabb gőz képződését eredményezi. Az állandó moláris túlfolyás tétele feltételezi, hogy:

1. a két komponens moláris párolgáshője azonos,
2. a szenzibilis hőváltozások a párolgáshőkhöz viszonyítva elhanyagolhatók,
3. nincs elegyedési hőeffektus,
4. a hőveszteség elhanyagolható.

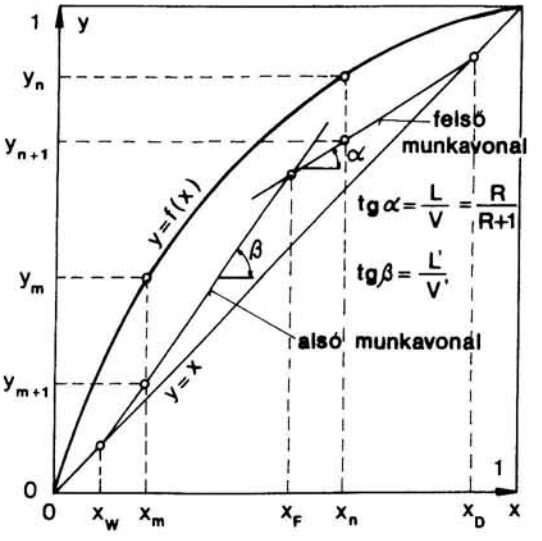
A (18.57) és (18.58) *Lewis-feltétel* felhasználásával a (18.56) összefüggés (a tetszőleges n-edik tányérnál történt elhatárolásnál):

$$y_{n+1} = \frac{L}{V} x_n + \frac{D}{V} x_D . \tag{18.59}$$

A (18.59) anyagmérleg közvetlen összefüggést fejez ki egy tetszőleges tányérról távozó gőz és arra csurgó folyadék összetétele között. Ez az $x \sim y$ diagramon egy egyenessel, az ún. munkavonallal ábrázolható *(18.18. ábra),* amelynek az $y = x$, azaz a 45°-os egyenessel alkotott metszéspontjához tartozó abszcisszaértéke: $x = x_D$.

A munkavonal tehát a tányérok között egymás mellett elhaladó nem egyensúlyban levő fázisok komponensmérleg által meghatározott koncentrációit mutatja, míg az egyensúlyi görbe az elméleti tányérról távozó egyensúlyban levő fázisok koncentrációi közötti összefüggést tükrözi.

Ha bevezetjük a desztilláció műveletére fontos jellemzőt az ún. *refluxarányt*



18.18. ábra. Felső és alsó munkavonal

$$R = \frac{L}{D}, \tag{18.60}$$

amely tehát a visszavezetett moláris folyadékáram és a moláris desztillátum áramának hányadosa, a (18.59) egyenletből a $V = L + D$ teljes anyagmérleg figyelembevételével kapjuk

$$y_{n+1} = \frac{L}{L+D} x_n + \frac{D}{L+D} x_D, \text{ ill.}$$

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{1}{R+1} x_D. \tag{18.61}$$

A (18.61) összefüggés azt jelenti, hogy az egyensúlyi diagramon állandó R refluxarány mellett, a felső (dúsító) oszloprész munkavonal-egyenletének meredeksége $R/(R+1)$, tengelymetszete pedig $x_D/(R+1)$. A (18.59) egyenletet, ill. annak átalakított (18.61) formáját *felső munkavonal-egyenletnek* nevezzük.

Az állandó moláris anyagáramok feltételezésével hasonló meggondolások érvényesek a kolonna alsó, szegényítő részére is (lásd a *18.17 ábrát*). A tetszőleges kolonnarész anyagmérlege:

$$L'x_m = V'y_{m+1} + Wx_W. \tag{18.62}$$

Ebből az alsó rész munkavonal-egyenlete:

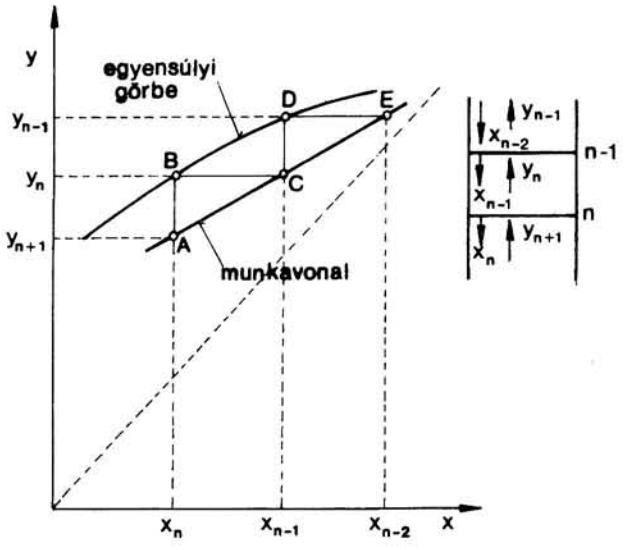
$$y_{m+1} = \frac{L'}{V'} x_m - \frac{W}{V'} x_W \,. \tag{18.63}$$

Ez is egy egyenes egyenlete L'/V' meredekséggel és $x = 0$ -nál $y = -\frac{W x_w}{V'}$ tengelymetszettel. Az $y = x$ egyenessel alkotott metszéspont abszcisszája $x = x_W$ *(18.18 ábra)*. A (18.63) egyenletet *alsó munkavonal-egyenletnek* nevezzük.

Az elméleti tányérszám grafikus meghatározása McCabe és Thiele módszerével

Az (18.59) és (18.63) egyenletek által leírt munkavonalak segítségével lehetővé válik az adott szétválasztáshoz szükséges elméleti tányérok (fokozatok) számának igen egyszerű grafikus meghatározása. A *18.19. ábrán* két szomszédos (n-edik és n-1- edik) elméleti fokozatára érkező és onnan távozó anyagáramok koncentrációviszonyait szemléltetjük. A diagramon a munkavonal értelmezésének megfelelően az A pont ordinátaértéke (y_{n+1}) adja az ($n + 1$)-edik tányérról az n-edik tányérra áramló gőz összetételét, az abszcisszája (x_n) pedig az n-edik tányért elhagyó és az ($n + 1$)-edik tányérra csurgó folyadék koncentrációját. Emlékeztetünk rá, hogy a munkavonal az egymással szemben haladó, két tányér közötti térben található fázisok koncentrációi közötti (nem egyensúlyi) kapcsolatot tükrözi.

A B pont az n-edik elméleti tányéron kialakuló egyensúlyt ábrázolja, a hozzátartozó x_n és y_n egyensúlyi fáziskoncentráció-értékek a tányérról távozó áramok összetételét adják (az elméleti tányér definíciójának megfelelően). Az n-edik tányérról távozó gőz és az ugyanarra a tányérra folyó, az ($n - 1$) -edik tányérról lecsurgó folyadék, mint egymással találkozó fázisok y_n és x_{n-1} összetétele között a kapcsolatot a munkavonalon levő C pont adja. Az eddigiekhez hasonló, további lépésként eljutunk az ($n - 1$) -edik elméleti tányért jellemző D ponthoz, majd az ugyanerre a tányérra jutó folyadék x_{n-2} összetételéhez (E pont). Az eljárást mindaddig folytatjuk, amíg a kívánt koncentrációt el nem érjük. Ezt az ún. „lelépcsőzéses" módszert McCabe *és* Thiele dolgozták ki. A

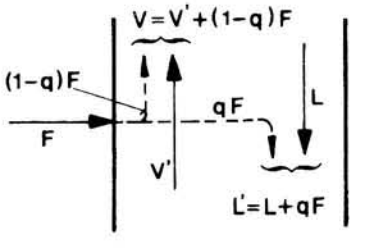


18.19. ábra. Egyensúlyi lépcsők szerkesztése

lelépcsőzést a felső és az alsó munkavonalak csatlakozásánál a betáplálás hőállapota befolyásolja.

Betáplálás hőállapota

Nyilvánvaló, hogy a betáplálás gőzhányada a dúsító zóna gőzáramát, a betáplálás folyadékhányada a szegényítő zóna folyadékáramát növeli *(18.20. ábra)*. A betáplálás tetszőleges hőállapotát jellemezzük q -val, melynek definiciója:



18.20. ábra. Gőz- és folyadékáramok betáplálásnál

$$q = \frac{\text{1 mól betáplálás telített gőzzé alakításához szükséges hőmennyiség}}{\text{betáplálás moláris párolgáshője}} \quad (18.64)$$

azaz

$$q = \frac{H_F - h_F}{\lambda_F}, \quad (18.65)$$

ahol H_F a betáplálási koncentrációjú telített gőz moláris entalpiája; h_F a tetszőleges hőállapotú betáplálás moláris entalpiája; λ_F a betáplálás moláris párolgáshője. q tehát a tetszőleges hőállapotú betáplálásnak telített gőzzé alakításához szükséges hőmennyiség viszonya a párolgáshőhöz. Ennek a dimenzió nélküli mennyiségnek az értéke a különböző esetekben:

A betáplálás hideg folyadék	$q > 1$
A betáplálás telített folyadék (buborékponton lévő)	$q = 1$
A betáplálás gőz és folyadék elegye	$0 < q < 1$
A betáplálás telített gőz (harmatponton lévő)	$q = 0$
A betáplálás túlhevített gőz	$q < 0$

Általában:

$$L' = L + q\,F, \quad (18.66)$$

$$V = V' + (1 - q)\,F. \quad (18.67)$$

Ezek az összefüggések a hőmérlegen alapuló megfontolásokból következnek. Jobb oldali második tagjaik azokat a „többlet" anyagáramokat jelentik az alsó kolonnarészben a felsőhöz képest, amelyeket az adott hőállapotú betáplálás eredményez (lehetnek negatívok is). Fizikailag úgy értelmezhetők, hogy pl. hideg betáplálás a forráspontig való felmelegedéséhez szükséges hőt a gőz kondenzációja útján veszi fel, ezáltal a gőzáramot a felső kolonnarészben csökkenti, a folyadékáramot pedig az alsó kolonnarészben növeli. Gőztartalmú betáplálás a dúsító rész gőzáramát a szegényítő szakaszéhoz képest növeli $(V - V')$ stb.

Vegyes fázisú betáplálásnál ($0 < q < 1$) a q fizikailag a betáplálás folyadékhányadaként is értelmezhető. Vizsgáljuk meg, hol lesz általános esetben, tehát q tetszőleges értékénél az alsó és felső munkavonal metszéspontja. A (18.66) és (18.67) egyenletek felhasználásával az alsó munkavonal-egyenlet:

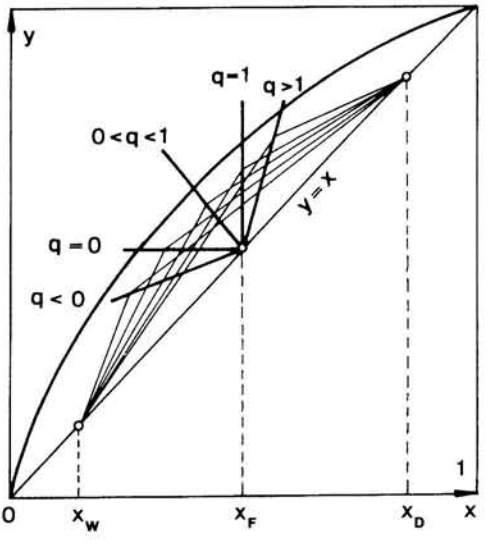
$$Vy + (q - 1)\,Fy = (L + q\,F)\,x - W x_W. \quad (18.68)$$

Ebből kivonva a felső munkavonal-egyenletet (a metszéspontot mindkettő kielégíti, tehát x és y azonosak mindkét részben), és a teljes kolonna anyagmérlegét figyelembe véve, rendezve:

$$qFx - (q-1)Fy = Dx_D + Wx_W = Fx_F \tag{18.69}$$

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1}. \tag{18.70}$$

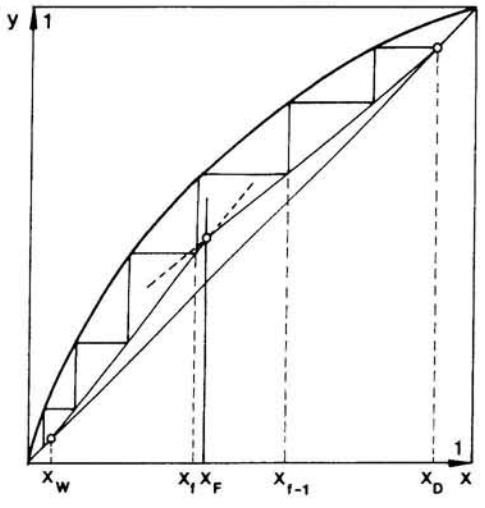
Ez az ún. *„q- vonal" egyenlete*, amely a két munkavonal lehetséges metszéspontjainak mértani helyét jelentő egyenest adja az $y \sim x$ koordináta-rendszerben. Az egyenes helyzete q és x_F értékeitől függ, iránytangense: $\frac{q}{q-1}$, tengelymetszete: $-\frac{x_F}{q-1}$. A viszonyokat a *18.21. ábrán* szemléltetjük. Látható, hogy a telített folyadék betáplálása speciális eset, $q = 1$ esetében a q -vonal egy függőleges egyenes, és a munkavonalak metszéspontjának abszcisszája $x = x_F$.



18.21. ábra. A q-vonalak helyzete a betáplálás különböző hőállapotánál

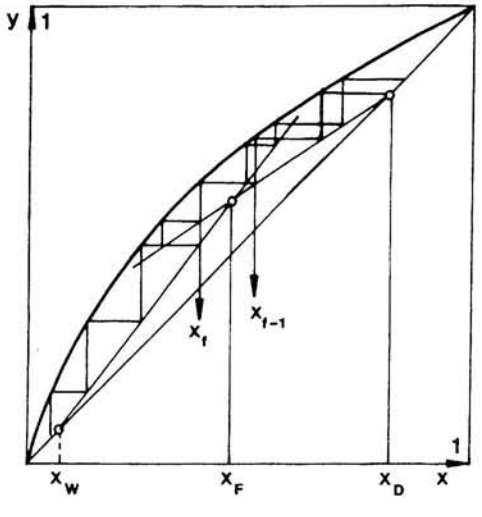
A *18.22. ábrán* a teljes rektifikálókolonna elméleti tányérszáma meghatározásának előbb ismertetett módját szemléltetjük adott összetételű, forrásponti ($q = 1$, tehát a munkavonalak metszéspontjának abszcisszája $x = x_F$) betáplálás, rögzített anyagáramok, azaz meghatározott helyzetű munkavonalak, valamint termékösszetételek (x_D és x_W) esetén. Az ábrán a lépcsőszerkesztéssel egyik munkavonalról a másikra a metszéspont után térünk át. Ez azt jelenti, hogy a betáplálás összetétele megközelíti a betáplálási f-edik tányérét (x_f):

$$x_{f-1} > x_F > x_f. \tag{18.71}$$



18.22. ábra. Elméleti tányérszám meghatározása lépcsőszerkesztéssel

A betáplálás optimális helye



18.23. ábra. Optimális betáplálás: $x_{f-1} > x_F > x_f$

Könnyen belátható, hogy a (18.71) feltétel teljesülése esetén van szükség az adott körülmények között a legkevesebb elméleti tányérra, vagyis a betáplálás optimális helyét a (18.71) összefüggés segítségével kereshetjük meg. Ennek belátására nézzük meg a *18.23. ábrát.*

Ez olyan eseteket szemléltet, amikor a munkavonalakra nem az előző módon tértünk át, hanem az egyiknél a felső, a másiknál az alsó munkavonalhoz szerkesztettünk a szükségesnél több tányért. Látható, hogy az így kapott lépcsők száma több, mint az optimális esetben, amikor a metszéspont után áttértünk a megfelelő munkavonalra. Ez a probléma a tervezésen kívül az üzemeltetés során is felvetődhet, amikor változó összetételű betáplált elegyeket kell

feldolgozni, és ilyenkor a maximális szétválasztásra, ill. terméktisztaságra törekszünk, adott számú tányér esetén. Ezért a kolonna tervezésekor célszerű több betáplálási lehetőséget biztosítani, melyek közül mindig csak egyet, a mindenkori legkedvezőbbet használjuk.

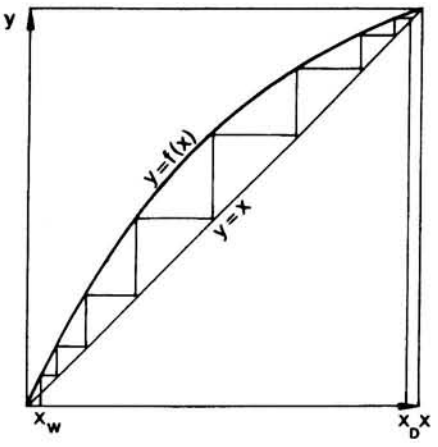
18.6. Minimális és optimális refluxarány, minimális tányérszám

Az eddigiekből következik, hogy adott szétválasztási követelmények (fej- és fenékkoncentráció), valamint betáplálási összetétel és hőállapot esetén a refluxarány $\left(R = \frac{L}{D}\right)$ növekedésével, azaz a munkavonalnak az egyensúlyi görbétől való távolításával a szükséges elméleti tányérok száma csökken. A termelőkolonna *két*, gyakorlatilag nem alkalmazható *határesetet* jelentő üzemmód között működhet, ezek

1. a *teljes reflux* (végtelen refluxarány) $\left(R = \infty, \frac{L}{V} = \frac{R}{R+1} = 1\right)$, amely minimális tányérszámot, ill.
2. *minimális reflux*, amely végtelen tányérszámot jelent.

Minimális tányérszám

Teljes reflux (végtelen refluxarány) esetén *(18.24. ábra)* a kolonna nem termel, hiszen nincs desztillátumelvétel (sőt betáplálás sem), ezért ez az üzemeltetési mód csak elvi jelentőségű és csupán kísérleti vizsgálatokhoz használt határeset. Fontosságát a hozzá tartozó minimális tányérszám fogalma adja meg, amely tájékoztat az elválasztás nehézségéről illetően és további számítások kiindulási alapjául szolgál. Amint a *18.24 ábra* mutatja, $\frac{L}{V} = 1$, vagyis $R = \infty$ esetén a munkavonal az $y = x$ egyenessel esik egybe, mivel $D = 0$ esetében a (18.59) összefüggés iránytangense $\frac{L}{V} = 1$. Az egymással találkozó (nem egyensúlyi) gőz- és folyadékáramok összetétele megegyezik: $y_{n+1} = x_n$.



18.24. ábra. Minimális tányérszám

A minimális tányérszám biner elegy esetében, az állandónak feltételezett relatív illékonyság ismeretében a következő módon határozható meg. Induljunk ki a visszaforralóból és azt is tekintsük egy egyensúlyi egységnek (elméleti tányérnak):

$$\frac{y_W}{1-y_W} = \alpha \frac{x_W}{1-x_W},$$

vagy

$$y_W = y_N \text{ és } x_W = x_N$$

jelöléssel (a visszaforraló most az N -edik tányér):

$$\frac{y_N}{1-y_N} = \alpha \frac{x_N}{1-x_N}.$$

A következő $(N-1)$ -edik elméleti tányér egyensúlyi viszonyait hasonlóképpen írhatjuk le:

$$\frac{y_{N-1}}{1-y_{N-1}} = \alpha \frac{x_{N-1}}{1-x_{N-1}}.$$

Figyelembevéve, hogy teljes reflux esetén $x_{N-1} = y_N$

$$\frac{y_{N-1}}{1-y_{N-1}} = \alpha \frac{y_N}{1-y_N} = \alpha^2 \frac{x_N}{1-x_N}.$$

Az eljárást a legfelső (1.) tányérig folytatva az N_{min} minimális elvételi tányérok számára írhatjuk:

$$\frac{y_1}{1-y_1} = \alpha^{N_{min}} \frac{x_N}{1-x_N},$$

$$N_{\min} = \frac{\lg \dfrac{y_1 (1 - x_N)}{(1 - y_1)\, x_N}}{\lg \alpha},$$

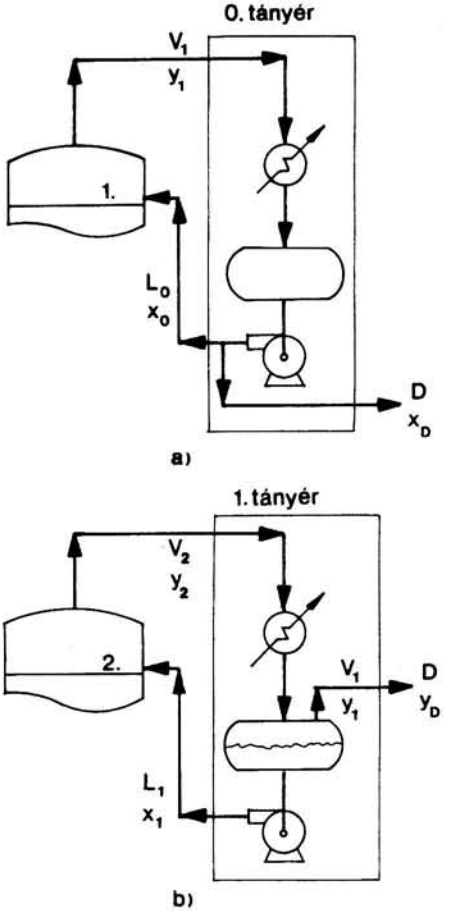
ill. termékösszetételekkel átírva:

$$N_{\min} = \frac{\lg \dfrac{x_D (1 - x_W)}{(1 - x_D) x_W}}{\lg \alpha} \qquad (18.72)$$

egyenlethez jutunk.

A kapott összefüggés az ún. *Fenske-egyenlet.* Nem állandó relatív illékonyság esetében jó közelítésként a két szélső érték mértani közepével számolhatunk.

A visszaforraló és a parciális kondenzátor elméleti fokozatnak számít; a totál kondenzátor viszont nem. A kétféle kondenzátor elrendezése közti különbséget a *18.25. ábra* szemlélteti.

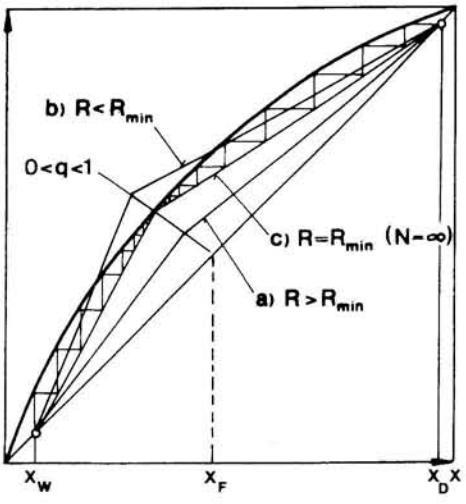


18.25. ábra. Totál (a) és parciális (b) kondenzátor

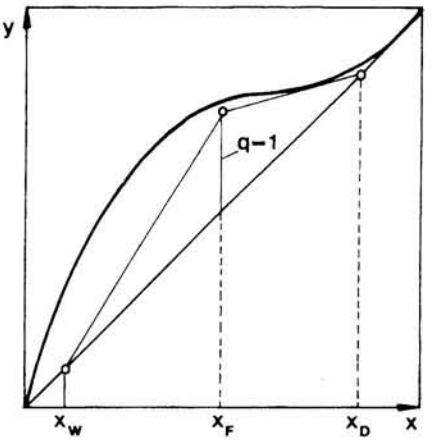
Minimális refluxarány

A visszatáplált folyadék mennyiségi arányának megválasztását korlátozó másik határeset a *minimális reflux.* Ennél a fizikailag nem realizálható üzemeltetési módnál az adott mértékű szétválasztáshoz végtelen számú tányérra lenne szükség. Általában a szétválasztás megvalósíthatóságának feltétele az, hogy a munkavonalak az egyensúlyi görbe alatt metsszék egymást. A *18.26. ábrán* három esetet mutatunk ún. „normál"egyensúlyi görbe esetén:

a) tényleges lehetséges folyamat;
b) megvalósíthatatlan;
c) az előző kettő közötti határesetet jelentő minimális refluxarány.



18.26. ábra. Minimális refluxarány

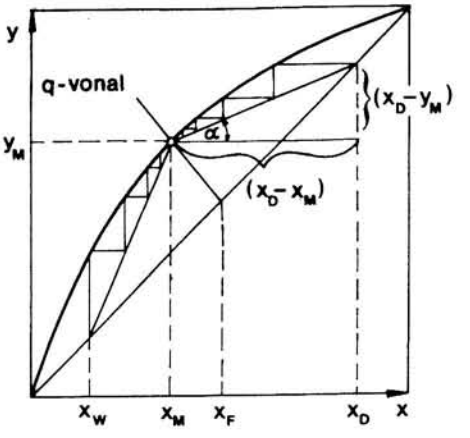


18.27. ábra. Minimális refluxarány „rendhagyó" esetben

Az utóbbi esetben a munkavonalak metszéspontja az egyensúlyi görbén van. Ez a definíció azonban megtévesztő lehet, ha az egyensúlyi görbe inflexióval rendelkező (nem „normál") (pl. aceton-víz elegye). Amint a *18.27. ábrából* kitűnik, ilyenkor a munkavonal egy szakasza az egyensúlyi görbe alatti metszéspont esetén is az egyensúlyi görbe fölé kerülhet és így a „negatív" anyagátadási hajtóerő miatt az adott koncentrációkkal a szétválasztás megvalósíthatatlan. A tényleges minimális refluxaránynak az ábra szerinti érintő munkavonal felel meg.

Biner elegyek esetében általában a minimális refluxarány (R_{min}) bemutatott egyszerű geometriai meghatározása a célszerű módszer. A megfelelő munkavonal iránytangense: $\frac{R_{min}}{R_{min}+1}$. „Normál" egyensúlyi görbe esetén ez az érték a görbe és a q-vonal metszésponti koordinátáinak (x_M, y_M) segítségével számítható *(18.28. ábra):*

$$\operatorname{tg}\alpha = \frac{R_{min}}{R_{min}+1} = \frac{x_D - y_M}{x_D - x_M}. \qquad (18.73)$$



18.28. ábra. A minimális refluxarány geometriai meghatározása

ebből:

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_M}{y_M - x_M}. \tag{18.74}$$

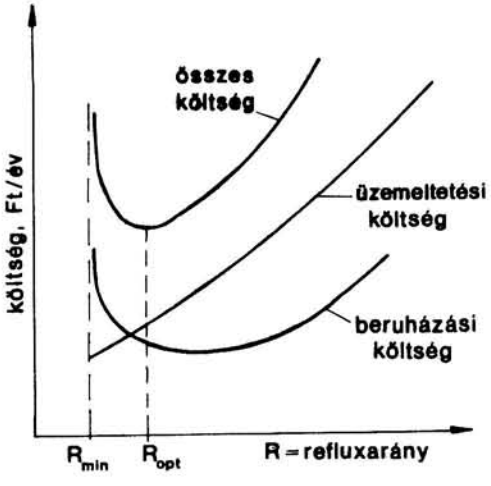
A relatív illékonysággal leírható egyensúlyi összefüggések esetén ebből, valamint a q-vonal-egyenlet (18.70) és a (18.7) egyenlet együttes figyelembevételével a minimális refluxarány tisztán számítás útján meghatározható. A levezetés eredménye:

$$R_{\min} = \frac{1}{\alpha - 1}\left[\frac{x_D}{x_M} - \frac{\alpha\,(1 - x_D)}{1 - x_M}\right]. \tag{18.75}$$

Ha $q = 1$, $x_M = x_F$. A (18.74) és (18.75) egyenleteket a szakirodalom *Underwood-egyenleteknek* nevezi.

18.7. Az elméleti tányérszám számítása empirikus összefüggéssel („Short-cut" számítás)

Az optimális refluxarány



18.29. ábra. Optimális refluxarány

A tényleges refluxarány megállapításakor gazdaságossági megfontolásokból indulunk ki. Ennek lényege a következő.

A refluxarány növelésével csökken az adott feltételek esetén rögzített, szétválasztáshoz szükséges tányérok száma, viszont növekszik a hőszükséglet (nagyobb mennyiségű gőzt kell forgalmaznunk, ill. elpárologtatással előállítani, azonos termékmennyiség esetén). Ez két ellentétesen ható költségtényezőben nyilvánul meg: a kolonna beruházási költsége csökken a tányérszám (és ezzel együtt az oszlopmagasság) csökkenésével, ugyanakkor a nagyobb refluxarány a fűtési energia és a hűtővíz mennyiségének többletigénye miatt növeli az üzemeltetési költségeket. Megjegyezzük, hogy nagyobb refluxarány esetén, annak növelése gyakran a berendezés beruházását is drágítja, mivel a nagyobb terhelések nagyobb kolonnaátmérőket, hőcserélőket stb. igényelnek. Az a refluxarány optimális (R_{opt}), amelynél a termékegységre vonatkoztatott összköltség minimális. Az elmondottak lényegét a *18.29.* elvi *ábrán* szemléltetjük.

Az optimális refluxarányt minden esetben az időtől és helytől függő konkrét árviszonyokon alapuló számításokkal határozhatjuk meg. Értéke jó közelítéssel, általában az R_{min} értékének 1,1...2,0-szerese.

Gilliland-korreláció

A minimális refluxáramok és a minimális tányérszám ismerete megszabja a művelet tervezési és üzemeltetési határait. Ezek a minimális határértékek empirikus összefüggések alapjai, kívánt szétválasztás esetére, a desztilláló-

oszlopok elméleti tányérszám- és refluxarány-értékeinek meghatározásához. Az ilyen nagyságrendi becslésekhez több refluxarány – tányérszám-összefüggés – is született, az előzőekben ismertetett módon számítható minimális műveleti határértékek alapján.

A legszélesebb körben a GILLILAND által javasolt empirikus összefüggés terjedt el, amely több mint 50 különböző biner és többkomponensű rektifikáló-oszlop tányérról-tányérra számításának általánosításaképpen született. Az összefüggést aritmetikus és logaritmikus skálabeosztással is közöljük *(18.30. ábra)*. Az előbbinél az eredeti analízis pontjait is berajzoltuk, a szórás érzékeltetésére.

Kimutatható, hogy a különböző változó paraméterekhez (pl. a betáplálás hőállapotának változásához) különböző görbék kaphatók. Mivel azonban az ilyen típusú összefüggéseket csak akkor alkalmazzák, ha

- gyors közelítő (előzetes) becslést végeznek,
- kiindulási adatokat kívánnak adni a pontosabb tányérról-tányérra számításokhoz (az iterációs eljárások idejének csökkentésére),

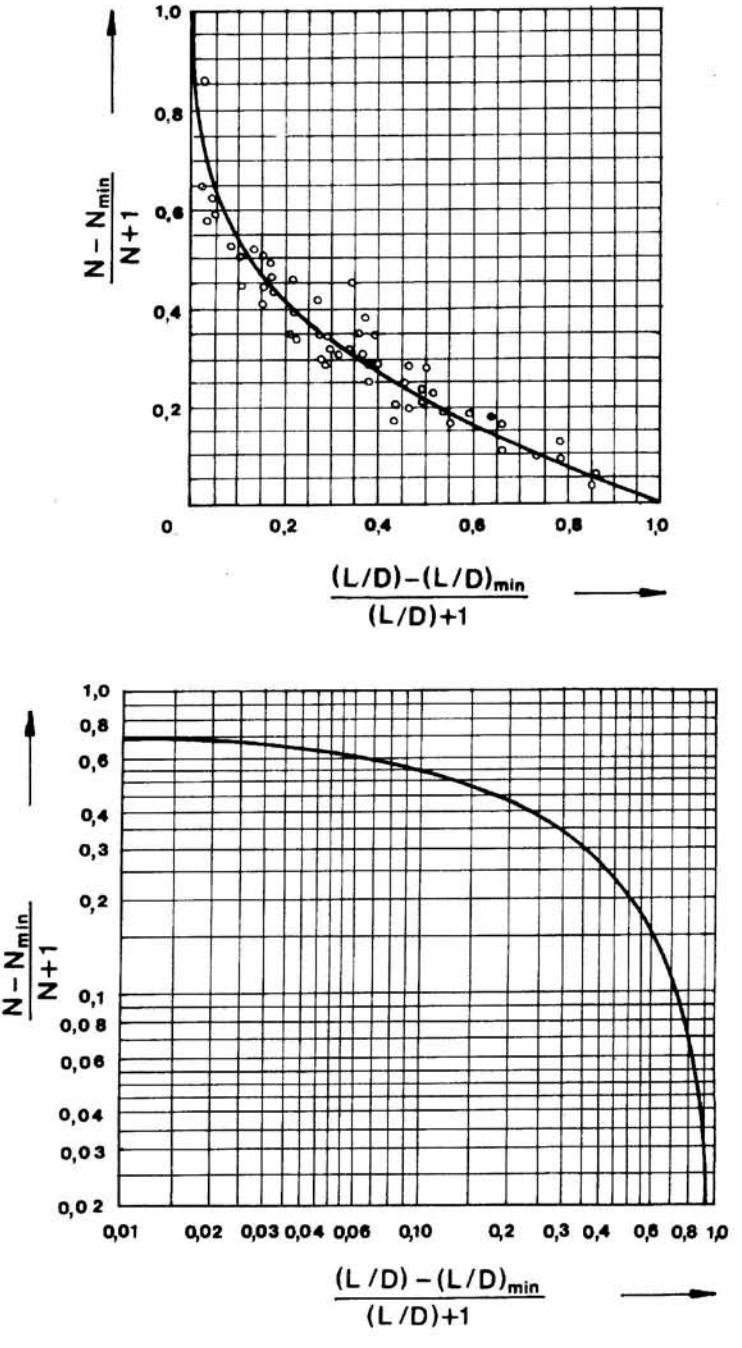
az ilyen görbeseregekkel elérhető pontosságnövekedés nem indokolja a járulékos bonyodalmakat.

A teljesség kedvéért a *Gilliland-összefüggés* egy numerikus változatát is közöljük:

$$\left.\begin{aligned} Y &= F(X), \\ X &= \frac{R - R_{\min}}{R+1}, \\ Y &= \frac{N - N_{\min}}{N+1}, \end{aligned}\right\} \qquad (18.76)$$

ha	$10^{-4} < X < 0{,}05$,	akkor	$\lg Y = -0{,}3397 - 0{,}0906 \lg X$;
ha	$0{,}05 < X < 0{,}15$,	akkor	$Y = 4{,}166\,X^2 - 1{,}75\,X + 0{,}6733$;
ha	$0{,}15 < X < 0{,}9$,	akkor	$Y = 0{,}25\,X^2 - 0{,}85\,X + 0{,}6$.

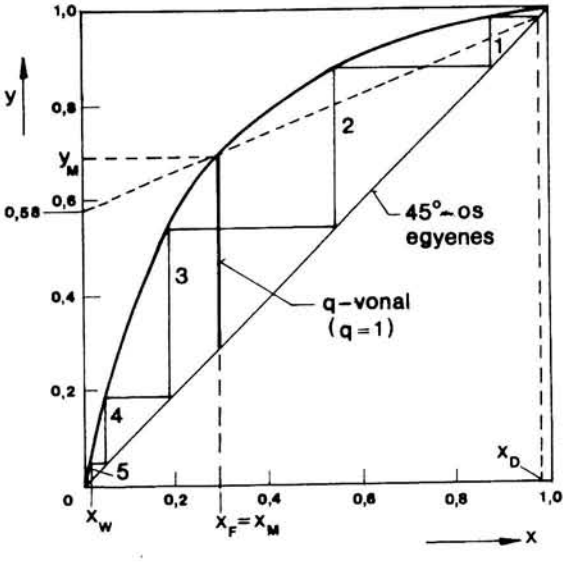
A *Gilliland-korrelációval* történő „short cut" számítás menete: 1) $N_{\min}$ (18.72) egyenlettel; 2) $R_{\min}$ (18.74) vagy (18.75) egyenlettel 3) $R = \Theta \cdot R_{\min}$, ahol $\Theta = 1{,}1 \ldots 2{,}0$; 4.) A *Gilliland-korrelációval* $N = f(N_{\min}, R_{\min}, R)$ az elméleti tányérszám meghatározása *(18.30. ábra)*.



18.30. ábra. Gilliland-összefüggés

18.2. példa

30 mol% *n*-pentán (*A*) és 70 mol% *n*-heptán (*B*) elegyéből 98%-os pentánt kívánunk előállítani. A betáplálásban lévő *n*-pentán 96%-át nyerjük ki a desztillátumban. A gőz-folyadék egyensúly rendelkezésünkre áll *(18.31. ábra)*. Határozzuk meg a szétválasztáshoz szükséges elméleti tányérszámot, ha a betáplálás forrásponti (buborékponti) folyadék ($q = 1$) és ha a minimális refluxarány 1,5-szörösét vesszük fel aktuális refluxaránynak ($\Theta = 1{,}5$).



18.31. ábra. McCabe–Thiele-lelépcsőzés minimális refluxnál

Megoldás

a) McCabe–Thiele-módszer

1 kmol/h betáplálást veszünk alapul. A moláris áramok:

Fejtermék

$$d_A = Dx_D = 0{,}3 \cdot 0{,}96 = 0{,}288 \text{ kmol/h pentán}$$

$$D = \frac{d_A}{x_D} = \frac{0{,}288}{0{,}98} = 0{,}294 \text{ kmol/h}$$

$$d_B = D - d_A = 0{,}294 - 0{,}288 = 0{,}006 \text{ kmol/h heptán.}$$

Fenéktermék

$$w_A = f_A - d_A = 0{,}3 - 0{,}288 = 0{,}012 \text{ kmol/h pentán}$$

$$w_B = f_B - d_B = 0{,}7 - 0{,}006 = 0{,}694 \text{ kmol/h heptán.}$$

A móltörtek

$$x_D = 0{,}98; \quad x_W = \frac{0{,}012}{0{,}012 + 0{,}694} = 0{,}017.$$

A *minimális tányérszámot* a 45°-os egyenes és az egyensúlyi görbe közti lépcsőzéssel nyerjük: $N_{\min} = 5$ *(18.31. ábra).*

A *minimális refluxarány* meghatározásához az $x_D = 0{,}98$ -pontból megszerkesztjük a q-vonal és az egyensúlyi görbe metszéspontjába tartó felső munkavonalat. Ez az y-tengelyt 0,58-nál metszi. A tengelymetszet:

$$\frac{x_D}{R_{\min} + 1} = 0{,}58 \quad \text{és ebből a minimális refluxarány:}$$

$$R_{\min} = 0{,}69.$$

Az aktuális refluxarány:

$$R = 1{,}5 \cdot 0{,}69 = 1{,}035,$$

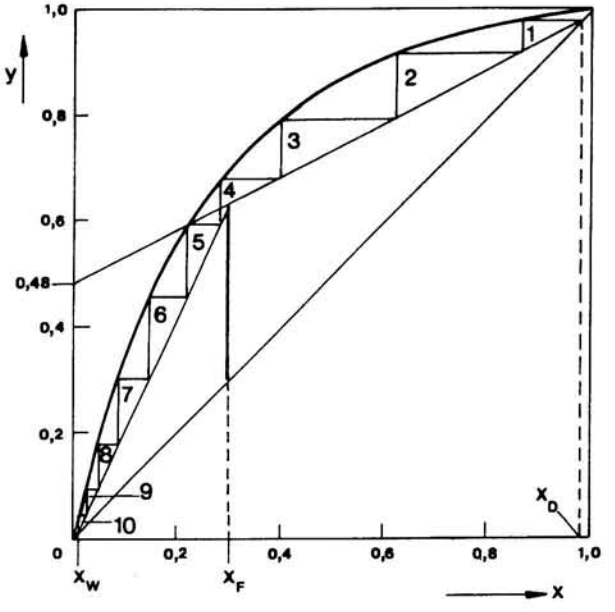
a felső munkavonal tengelymetszete:

$$\frac{x_D}{R + 1} = \frac{0{,}98}{1{,}035 + 1} = 0{,}482.$$

A felső munkavonal és a q-vonal metszéspontjából megszerkesztjük az alsó munkavonalat x_B-be, majd elvégezzük a lépcsőszerkesztést. A McCabe–Thiele-módszerrel kapott elméleti fokozatok száma *(18.32. ábra):*

$$N = 10.$$

Mivel a visszaforraló általában egy fokozatot jelent, az oszlopban 9 egyensúlyi fokozatra van szükség.



18.32. ábra. McCabe–Thiele-lelépcsőzés aktuális refluxnál

b) N_{min} és R_{min} számítása a Fenske- és Underwood-egyenletekkel

Itt a relatív illékonyság becsléséhez a (18.7a) *Rose-féle összefüggést* használjuk ($T_1 = 309{,}3$ K ; $T_2 = 371{,}4$ K).

$$\lg \alpha = 8{,}9 \frac{T_2 - T_1}{T_1 + T_2} = 0{,}8114$$

$$\alpha = 6{,}4$$

A minimális tányérszám a (18.72) Fenske-egyenlet alapján ($x_D = 0{,}98$, $x_W = 0{,}017$, $\alpha = 6{,}4$):

$$N_{min} = \frac{\lg \dfrac{0{,}98 \cdot 0{,}983}{0{,}02 \cdot 0{,}017}}{\lg 6{,}4} = 4{,}3 .$$

A minimális refluxarány a (18.74) Underwood-összefüggéssel:

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_M}{y_M - x_M} = \frac{0{,}98 - 0{,}7}{0{,}7 - 0{,}3} = 0{,}7 .$$

Az így kapott $N_{\min}$- és $R_{\min}$-értékek megfelelnek a *McCabe–Thiele-módszerrel* kapott eredményeknek, a közelítés szintjén. A következő „Short Cut"-számításokhoz a McCabe–Thiele-módszerrel kapott eredményeket visszük tovább.

c) Short-cut-módszer

Az előzőek apján: $N_{\min} = 5$; $R_{\min} = 0{,}69$; $\Theta = 1{,}5$.

$$R = 1{,}5 \cdot 0{,}69 = 1{,}035$$

A Gilliland-összefüggés abszcisszája:

$$\frac{R - R_{\min}}{R + 1} = \frac{1{,}035 - 0{,}69}{1{,}035 + 1} = 0{,}17 .$$

A (18.30) diagramról

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 0{,}46$$

és ebből az elméleti tányérszám: $N = 10{,}1$.

Az így számított elméleti tányérszám jól egyezik a McCabe–Thiele-grafikus módszerrel nyert értékkel (10).

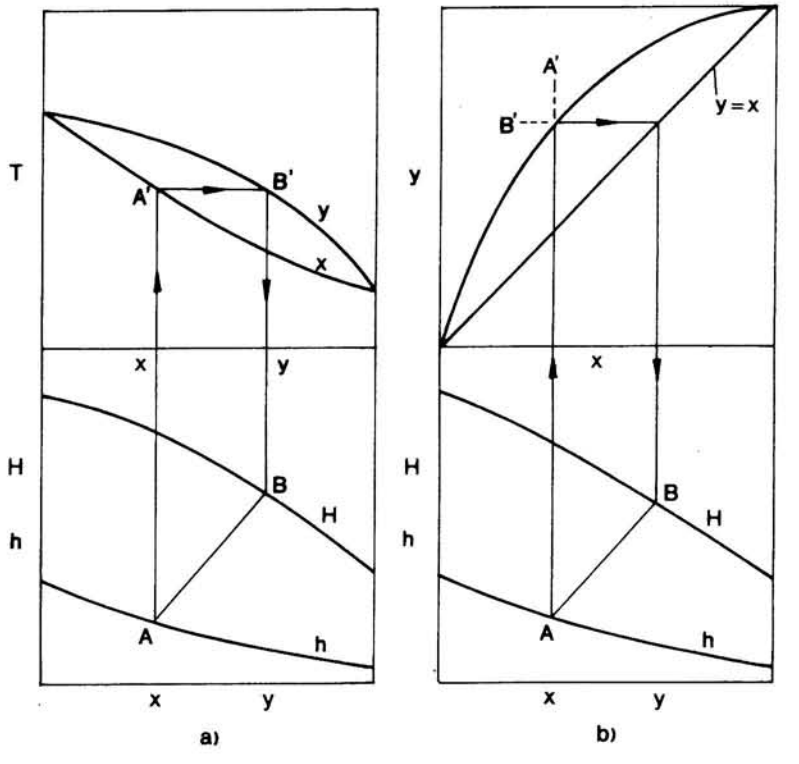
18.8. Hőmérleg figyelembevétele biner elegyek rektifikálásánál

Az eddigiekben az egyensúlyi összefüggések és az anyagmérlegek mellett – sokszor megengedhető egyszerűsítésként – elhanyagoltuk az entalpiaváltozásokat a kolonna magassága mentén. Nem ideális elegyek rektifikálásánál ez a feltételezés nem helytálló és ezért hibás, vagy kedvezőbb esetben

pontatlan eredményhez vezet. Ilyenkor az anyagáramok viszonyának változása miatt a munkavonalak iránytangensei az oszlop magassága mentén nem állandóak, azaz görbe munkavonalak tükrözik csak pontosan a kolonna működését.

Más megfogalmazásban azt is mondhatjuk, hogy az eddig ismertetett egyszerűsített módszereknél (McCabe–Thiele- és a „Short Cut"-eljárásoknál) az *állandó moláris túlfolyás tétele* (vagy *Lewis-feltétel*) helyettesítette a rektifikálóoszlop hőmérlegét.

Az entalpiaviszonyokat és a hőmérleget a legegyszerűbben, szemléletesen és ugyanakkor kellő pontossággal grafikus számítási eljárással, az ún. entalpia-koncentráció-diagram segítségével vehetjük figyelembe. Ennek elvi felépítését a *18.33. ábra* mutatja. Mivel a rektifikálás gyakorlatilag állandó nyomáson végbemenő folyamat, az entalpiadiagramok izobár körülményekre vonatkoznak. A rajzból leolvasható a tetszőleges összetételű és hőmérsékletű biner rendszer entalpiája, az egyensúlyi vonalak pedig az egyensúlyi izotermákat mutatják.



18.33. ábra. Entalpiaösszetétel-diagram szerkesztése forrásfontgörbéből (a) és egyensúlyi görbéből (b)

Írjuk fel az adiabatikus működésű, biner elegyet szétválasztó, egy betáplálású és kéttermékes rekfitikálókolonna mérlegegyenleteit:

$$\begin{aligned} F &= D + W, \\ F\,x_F &= D\,x_D + W\,x_W\,, \\ Q_W + F\,h_F &= D\,h_D + W\,h_W + Q_D\,, \end{aligned} \tag{18.77}$$

ahol Q_D a kondenzátorban elvont hőáram. Bevezetve a

$$h'_D = h_D + \frac{Q_D}{D}, \tag{18.78}$$

$$h'_W = h_W - \frac{Q_W}{W} \tag{18.79}$$

mennyiségeket, ahol: $\frac{Q_D}{D}$ az egy mól desztillátumra jutó, a kondenzátorból a hűtőközeggel elvont hőmennyiség; $\frac{Q_W}{W}$ az egy mól maradékra vonatkoztatott, a visszaforraló üstbe táplált fűtőenergia, a hőmérleg módosított alakja:

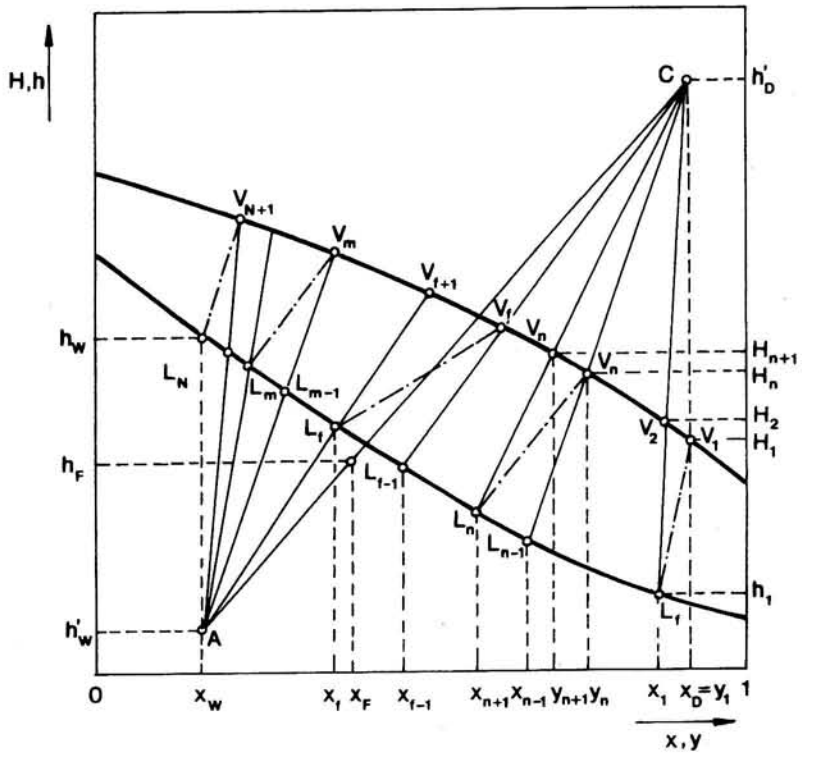
$$F\,h_F = D\,h'_D + W\,h'_W\,. \tag{18.80}$$

Bebizonyítható, hogy a biner elegy entalpiadiagramján a $C\,(\,h'_D\,,\,x_D\,)$ pontból húzott egyenesek (munkavonalak) metszéspontjai az entalpiagörbékkel a felső oszloprészre vonatkozó *x, y* értékeket adják *(18.34. ábra)*. Hasonlóképpen az $A\,(\,h'_W\,,\,x_W\,)$ pontból húzott egyenesek (munkavonalak) metszéspontjai az entalpiagörbékkel az alsó oszloprészre vonatkozó *x ,y* értékeket szolgáltatják.

A munkavonalpontok között pedig az egyensúlyi izotermák alapján szerkeszthetjük meg az egyensúlyi tányéron koegzisztáló (x_n, y_n) értékeket. A szerkesztés részletes leírása *(Ponchon–Savarit-eljárás)* a szakkönyvekben megtalálható [19, 31, 59].

A rektifikálás energiaszükségletének számítása azonban az állandó moláris túlfolyás feltételezése esetén is gyakran szükséges. A visszaforralóra felírt hőmérleg:

$$L'h' + Q_W = V'H' + Wh_W\,, \tag{18.81}$$



18.34. ábra. Elméleti tányérszám grafikus meghatározása entalpiaösszetétel-diagramon

és a teljes anyagmérleg: $L' = V' + W$ alapján feltételezve $h' = h_W$, kapjuk a *visszaforraló hőszükségletét:*

$$Q_W = V'(H' - h') = \left[V + (q-1)F\right]\lambda = \left[(R+1)D + (q-1)F\right]\lambda, \quad (18.82)$$

ahol λ az elegy párolgáshője.
Hasonló meggondolással a kondenzátor hűtési igénye:

$$\begin{aligned} VH &= Dh_D + Lh + Q_D \\ L &= V - D \quad \text{és} \quad h = h_D \\ Q_D &= V(H-h) = (R+1)D\,\lambda. \end{aligned} \quad (18.83)$$

A kolonna hőterhelése a betáplálás hőállapotának megválasztásával változtatható. Például gőzállapotú betáplálásnál ($q < 1$) a dúsító zóna gőzáramát növeljük és a kolonna visszaforralójában közölt hőt csökkentjük.

18.9. Rektifikálóoszlopok hatásfoka

Hatásfok-definiciók és a hatásfok figyelemebevétele

Amint ez az előző alfejezetből látható volt, a rektifikálóoszlopok magasságának számításánál általánosan alkalmazott módszer az adott feltételek melletti elválasztáshoz szükséges elméleti tányérok számának meghatározása. Az elméleti tányér fogalma azon a feltételezésen alapszik, hogy a tányérról lefolyó folyadék fázisegyensúlyban van a tányérról eltávozó gőzzel. Ez a hipotézis egyúttal közvetve azt is feltételezi, hogy a folyadék az egész tányéron azonos koncentrációjú, azaz tökéletesen keveredik, valamint a tányérra érkező gőz szintén állandó koncentrációjú a kolonna egész keresztmetszetében.

Ezek a feltételezések a gyakorlatban nem helytállóak. A folyadék koncentrációja a tökéletlen keveredés miatt nem mindig azonos a kolonna egész keresztmetszetében (különösen a nagy átmérőjű tornyoknál); a gőzfázis szintén nem mindig tökéletesen keveredik, bár az esetek többségében gyakorlatilag azonos koncentrációjúnak tekinthető. Az anyagátvitel időben lejátszódó, intenzív fázisérintkezést igénylő folyamat, ezért gyakorlatilag általában nem alakul ki egyensúlyi állapot.

A fentiek következtében az elméleti és tényleges tányérok száma különböző, az utóbbi az ipari gyakorlatban általában nagyobb. Ennek ellenére az elméleti tányérszám meghatározásán alapuló kolonnatervezési módszert egyszerűsége és szemléletessége miatt igen elterjedten alkalmazzák. A reális feltételektől való eltérését az ún. hatásfokkal veszik figyelembe, aminek segítségével áttérhetünk az elméleti tányérok számáról a tényleges tányérok számára.

A következő *hatásfok*-fogalmakat szokták alkalmazni:

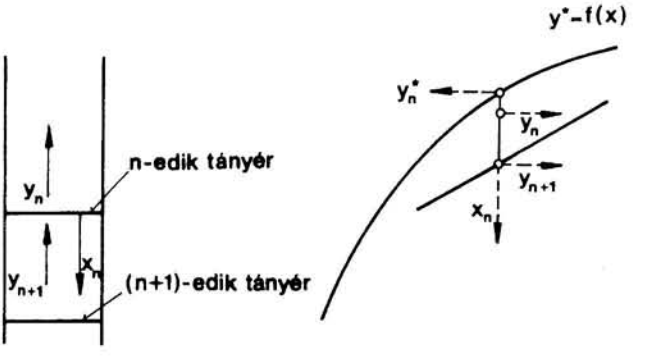
1. *Az általános vagy kolonnahatásfok* az adott körülmények közötti szétválasztáshoz szükséges elméleti tányérok számának (N) a viszonya a megvalósításhoz szükséges tényleges tányérok számához (N_t):

$$E_0 = \frac{N}{N_t}. \tag{18.84}$$

2. *A Murphree-féle tányérhatásfok (egyedi tányérhatásfok)*

$$E_M \equiv \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}}, \tag{18.85}$$

ahol y_n az n-edik tányérról távozó gőz koncentrációja, y_{n+1} az n-edik tányérra jutó, (n+1)-edik tányérról távozó gőz koncentrációja; y_n^* az n-edik tányérról távozó x_n összetételű folyadékkal egyensúlyban levő gőz koncentrációja *(18.35. ábra).*



18.35. ábra. A Murphree-féle tányérhatásfok

Az E_M tehát az egyensúly megközelítésének mértéke az adott tányéron. A (18.85) definíció a gőzre vonatkoztatott hatásfokot adja, hasonló kifejezéssel értelmezhetjük a folyadékhatásfokot. A kettő értéke nem szükségszerűen azonos.

A tányérhatásfok az adott tányér szétválasztó képességét jellemzi és a tényleges koncentrációváltozás, valamint azon koncentrációváltozás összehasonlításának mértékéül szolgál, amely az elméleti tányérnak megfelelő körülmények között jönne létre.

A (18.84) definició teljesebb képet nyújt az egész oszlop működéséről és gyakorlati számításokra könnyen használható. Ezért a műszaki életben általában ezt a mennyiséget használják, annál is inkább, mert a két hatásfok különböző változóktól való függése azonos tendenciájú, és közöttük egyértelmű összefüggés van (feltételezve, hogy a munkavonal és az egyensúlyi vonal is egyenes):

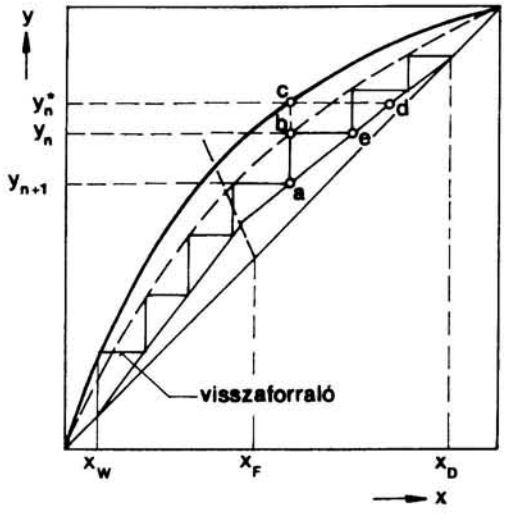
$$E_o \equiv \frac{\ln\left[1 + E_M\,(\boldsymbol{S} - 1)\right]}{\ln \boldsymbol{S}}. \qquad (18.86)$$

ahol $\boldsymbol{S} = \dfrac{KV}{L}$ ún. kihajtási tényező („stripping faktor").

3. Az anyagátviteli folyamatok mélyrehatóbb elemzéséshez használják még a *helyi, vagy „pont"-hatásfokot* (E_{MI}), melynek definiciója hasonlít a (18.85) összefüggéshez, de itt a tányér egy adott pontján levő folyadék és a fölötte levő gőz összetételeit veszi alapul. Ez akkor különbözik E_M -től, ha a folyadék nem keveredik tökéletesen a tányéron.

A tányérhatásfok egyrészt függ a helyi hatásfoktól (tehát az egyensúly megközelítésének mértékétől, illetve az anyagátviteltől), másrészt a folyadékkeveredés fokától is. Azonos egyéb feltételek mellett a keveredés mértékének csökkenésével a tányérhatásfok nő. Ha az elméleti tányér szétválasztó képességét $(y_n^* - y_{n+1})$-et a tányérműködés ideális felső határának tekintjük, E_M értéke nem lehet nagyobb 1- nél. A keveredés csökkenésének következtében azonban E_M értéke bizonyos feltételek mellett meghaladhatja az egységet. Ipari desztillálókolonnákban az általános és a tányérhatásfok általában 0,5 és 0,85 között változik. (Abszorbereknél, fizikai abszorpciónál kisebb, átlagban 0,1...0,5 között).

Megemlítjük, hogy a hatásfok adott üzemeltetési feltételek esetén sem határozza meg egyértelműen a kolonna teljes magasságát. Ezért célszerű a tányértávolság és a hatásfok hányadosát, vagy az ezzel egyértelmű és töltött oszlopokhoz is alkalmazható *„egy elméleti tányérnak megfelelő kolonnamagasság"* (*HETP*) fogalmat használni. Megjegyezzük, hogy a tányértávolság növelése általában a hatásfok és a kapacitás növeléséhez vezet, ami a tányérok számát és a kolonna átmérőjét csökkenti. Ugyanakkor viszont a távolság növelheti a teljes kolonnamagasságot, a köpeny árát, az alapozási, vasszerkezeti, szivatytyúzási stb. költségeket. Az optimális tányértávolságot csak ezek figyelembevételével lehet meghatározni.



18.36. ábra. A tányérhatásfok figyelembevétele a McCabe–Thiele-módszernél

Végül rámutatunk arra, hogy az E_M tányérhatásfok figyelembevételével *a McCabe–Thiele-módszer* alkalmazásával a valódi (aktuális) tányérszám is meghatározható. A *18.36. ábrán* az *acd* háromszög az elméleti tányért, az *abe* a valódi (aktuális) tányért

reprezentálja. A szaggatottan rajzolt módosított egyensúlyi görbe ui. úgy lett megszerkesztve, hogy az eredeti egyensúlyi görbét a $\frac{b\,a}{c\,a} = E_M$ (jelenleg 0,6) tányérhatásfokkal transzformáltuk. A lelépcsőzés módszere egyébként azonos marad. Megjegyezzük, hogy a visszaforralót itt is 100%-os hatásfokkal vettük figyelembe. A szerkesztés szerint az adott szétválasztási feladat megvalósításához 6 valódi tányér plusz a visszaforraló szükséges.

Az anyagátvitel ~ tányérhatásfok összefüggése és a folyadékáthordás

Ebben az alfejezetben rámutatunk arra, hogy a helyi hatásfok és ezen keresztül az egész tányér szétválasztó képességére jellemző tányérhatásfok függ a 17. fejezetben ismertetett átviteli számtól, ha azt a tányér határkoncentrációira értelmezzük. Az n-edik tányér valamely helyén a felszálló gőz és folyadék közti anyagátvitelt leíró egyenlet:

$$V\,\mathrm{d}y = K_V\,(y^* - y)\,\mathrm{d}\,A\,. \tag{18.87}$$

A differenciálegyenletet átrendezve és integrálva:

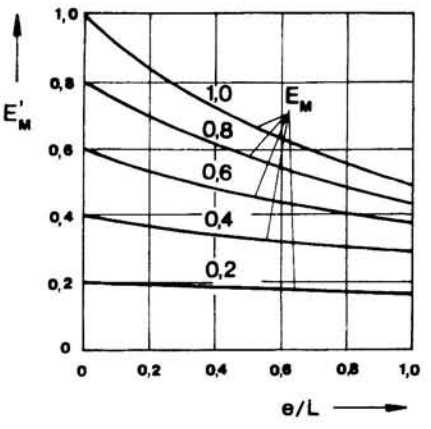
$$(NTU)_{\text{tányér}} = \int_{y_{n+1}}^{y_n} \frac{\mathrm{d}y}{y^* - y} = \frac{K_V}{V} \int_0^A \mathrm{d}A$$

$$(NTU)_{\text{tányér}} = \ln \frac{y_n^* - y_{n+1}}{y_n^* - y_n} = \frac{K_V\,A}{V}. \tag{18.88}$$

Ebből a helyi hatásfok definícióját figyelembevéve kapjuk az anyagátvitel mértéke $(NTU)_{\text{tányér}}$ és a helyi hatásfok közötti fontos, egyértelmű összefüggést:

$$\ln\left(1 - \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}}\right) = \ln\,(1 - E_{Ml}) = -\frac{K_V A}{V} \tag{18.89}$$

$$E_{Ml} = 1 - \mathrm{e}^{-\frac{K_V A}{V}} = 1 - \mathrm{e}^{-(NTU)_{\text{tányér}}}. \tag{18.90}$$



18.37. ábra. Áthordás befolyása a hatásfokra

Így a helyi tányérhatásfok – legalábbis elvileg – az anyagátviteli tényező, az áramló gőztömegáram és a fázisérintkezési felület függvényében meghatározható. Az így értelmezett hatásfok – anyagátvitel kapcsolat értelem szerint más anyagátadási (pl. abszorpció, extrakció) műveletekre is általánosítható. A helyi hatásfok értéket elsősorban az előálló keveredések és a folyadékáthordás módosítja. A tányérok szétválasztó képességét a *folyadékáthordás* (átfröcskölés, cseppelragadás, „entrainment") a felsőbb tányérra rontja, a COLBURN által levezetett összefüggés szerint:

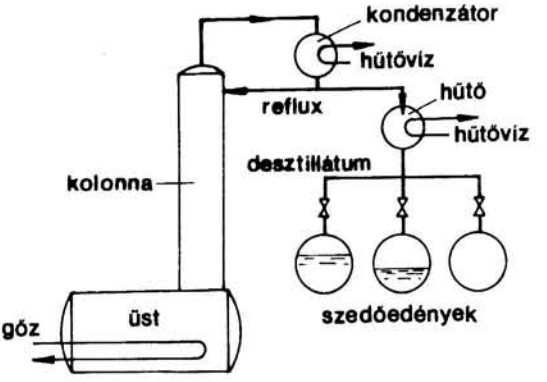
$$E'_M = \frac{E_M}{1 + \frac{e\,E_M}{L}}, \tag{18.91}$$

ahol E'_M az áthordás által csökkentett, ún, „nedves" tányérhatásfok, e az áthordás mértéke, kmol/s vagy más, L-ével azonos mértékegység.

Az áthordás mértéke nő a gőzsebességgel, a nyomással, csökken a tányérok közötti távolsággal, és függ egyéb szerkezeti és hidrodinamikai tényezőktől, valamint az anyagi sajátságoktól is. A (18.91) összefüggés használatát segíti a *(18.37.) ábrán* látható grafikon.

18.10. Szakaszos rektifikálás

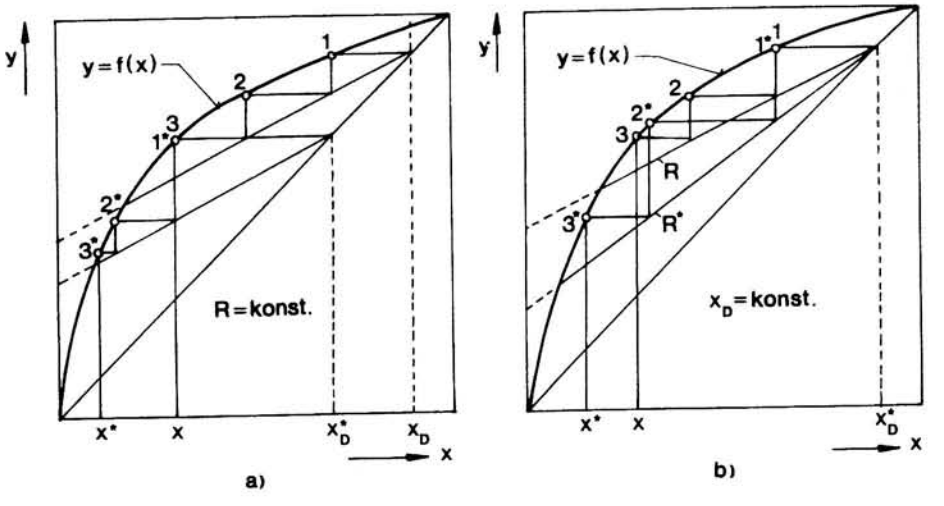
Amikor viszonylag kevés anyag van és azt „élesen" akarjuk szétválasztani, vagy gyakran változik a feldolgozandó folyadék összetétele, a szakaszos rektifikálás műveletéhez folyamodunk. Ennek lényege az, hogy – a szakaszos desztillációhoz hasonlóan – az elegyet üstbe töltve folyadékutánpótlás és -elvezetés nélkül elpárologtatjuk úgy, hogy a képződött gőzöket a lecsapódott anyagból visszavezetett refluxszal ellenáramban egy dúsító szakaszon keresztül juttatjuk a kondenzátorba. Igy a berendezés egy szegényítő rész nélküli oszlopnak is tekinthető *(18.38. ábra)*. Kétféle alapvető kitüntetett, szélső esetet jelentő megoldást választhatunk:



18.38. ábra. Szakaszos üzemű rektifikálóberendezés

1. *A refluxarány állandó* és a *desztillátum összetétele (x_D) változik,* mégpedig csökken, mivel az illékonyabb komponens koncentrációja (x) az üstben a folyamat előrehaladásával szintén állandóan kisebb lesz.
2. *Az állandó desztillátumösszetételt* tűzzük ki célul, amit csak a maradék koncentrációjának csökkenését kompenzáló, folyamatosan *növekvő refluxaránnyal* érhetünk el.

A két esetet biner elegyre a *18.39. ábrán* szemléltetjük, figyelembe véve, hogy az oszlop változatlan szétválasztó képességét jellemző elméleti tányérszám állandó ($N_{elm} = 3$). Egyéb módokon is eljárhatunk, amikor a refluxarány



18.39. ábra. Szakaszos rektifikálás a – állandó refluxarány és változó összetétel b – állandó desztillátumösszetétel és változó refluxarány

és az összetétel is egyidejűleg változik. A mennyiségi összefüggéseket a továbbiakban azzal a feltételezéssel tárgyaljuk, hogy az oszlopban és a kondenzátorban levő folyadék mennyisége („hold up") elhanyagolható az üst tartalmához képest. A differenciális anyagmérlegből, a szakaszos desztillációhoz hasonlóan, biner elegy esetén kapjuk, hogy

$$\frac{\mathrm{d}W}{W} = \frac{\mathrm{d}x}{x_D - x}, \tag{18.92}$$

$$\int_{W_2}^{W_1} \frac{\mathrm{d}W}{W} = \ln\frac{W_1}{W_2} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{\mathrm{d}x}{x_D - x}, \tag{18.93}$$

ahol W az üstben levő folyadék mindenkori mennyisége, mol; D az adott időpontig képződött desztillátum mindenkori mennyisége, mol; x a pillanatnyi koncentráció az üstben; x_D a képződött differenciális mennyiségű desztillátum pillanatnyi koncentrációja; az 1 és 2 indexek a kezdeti és végállapotra vonatkoznak.

Az 1. esetben, amikor a *refluxarány állandó* és a desztillátumösszetétel változó, a differenciálegyenlet jobb oldala általában grafikusan integrálható a rögzített refluxarány és elméleti tányérszám, az egyensúlyi görbe és ezáltal az összetartozó $x_D - x$ értékpárok ismeretében. Az adott koncentráció eléréshez szükséges teljes elpárologtatott gőzmennyiség (V) W_2 ismeretében könnyen kiszámítható:

$$D = W_1 - W_2,$$
$$V = (R+1)D = (R+1)(W_1 - W_2).$$

A fejtermék átlagos (nem pillanatnyi) koncentrációja ($\bar{x}_D$) az anyagmérlegből:

$$\bar{x}_D = \frac{W_1 x_1 - W_2 x_2}{W_1 - W_2}. \tag{18.94}$$

A 2. esetben, amikor a *desztillátum összetétele állandó,* a refluxarány változik, a következő levezetés segítségével juthatunk el mérnöki számításokhoz közvetlenül használható összefüggéshez:

$\mathrm{d}V = \mathrm{d}L + \mathrm{d}D$, ahol L a reflux folyadékáram.

$$R = \frac{\mathrm{d}L}{\mathrm{d}D}, \qquad \mathrm{d}L = R\mathrm{d}D$$

$$V = \int_0^V \mathrm{d}V = \int_0^D (R+1)\mathrm{d}D. \tag{18.95}$$

Az anyagmérleg:

$$Wx = W_1 x_1 - (W_1 - W)x_D,$$

$$W = \frac{W_1(x_1 - x_D)}{x - x_D} \quad \text{és} \quad D = W_1 \frac{x_1 - x}{x_D - x}. \tag{18.96}$$

Figyelembe véve, hogy

$$\frac{\mathrm{d}D}{\mathrm{d}x} = W_1 \frac{x_1 - x_D}{(x_D - x)^2}, \tag{18.97}$$

a (18.95) és (18.97) egyenletekből a teljes elpárologtatott gőzmennyiség:

$$V = \int_0^D (R+1)\mathrm{d}D = \int_{x_1}^{x_2} (R+1)W_1 \frac{x_1 - x_D}{(x_D - x)^2}\mathrm{d}x,$$

$$V = W_1(x_D - x_1)\int_{x_2}^{x_1} \frac{R+1}{(x_D - x)^2}\mathrm{d}x. \tag{18.98}$$

A műveletet általában teljes refluxszal szokás kezdeni abból a célból, hogy a rendszert először egyensúlyi állapotba hozzuk.

18.3. példa

Határozzuk meg az állandó desztillátumösszetételű szakaszos rektifikálásnál a lehajtott gőz mennyiségét, ha a szóbanforgó rendszerben:

az elválasztandó elegy mennyisége	$L_1 = 29{,}0$ kmol,
az elválasztandó elegy összetétele	$x_1 = 0{,}886$,
a fejtermék összetétele	$x_D = 0{,}960$,
az elméleti tányérszám üsttel együtt	$N = 7$,
a kezdeti refluxarány	$R_1 = 2$,
a végső refluxarány	$R_5 = 11$.

Az elegy x~ y diagramján a párlat összetételének megfelelő pontból a *18.39.b ábrán* látható módon a kezdeti és végső refluxarány közé eső, önkényesen felvett refluxarányoknak megfelelő munkavonalakat szerkesztünk. A párlat összetételéből kiindulva az egyes munkavonalak és az egyensúlyi görbe között az ismert módon a 7 elméleti tányérnak megfelelően 7-7 lépcsőt szerkesztünk. Az utolsó lépcsőkhöz tartozó x-értékek jelentik a megfelelő refluxaránynál az üstben levő folyadék pillanatnyi összetételét (x). A kezdeti és végső refluxarányon kívül felvesszük még a 3, 4 és 5 refluxarányhoz tartozó x-értékeket is. A szerkesztések eredménye:

Refluxarány	7 elméleti tányérral elérhető üstösszetétel (x)
$R_1 = 2$	0,821
$R_2 = 3$	0,778
$R_3 = 4$	0,747
$R_4 = 5$	0,700
$R_5 = 11$	0,616

Megoldás

A desztilláció indulásától számítjuk a (18.96) egyenlettel D és $L - D$ mennyiségeket:

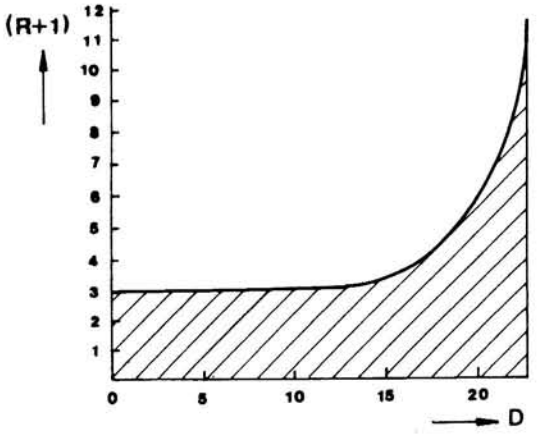
$R_1 = 2$	$D_1 = 13{,}55$ kmol	$L_1 - D_1 = 15{,}45$ kmol
$R_2 = 3$	$D_2 = 17{,}20$ kmol	$L_1 - D_2 = 11{,}80$ kmol
$R_3 = 4$	$D_3 = 19{,}05$ kmol	$L_1 - D_3 = 9{,}95$ kmol
$R_4 = 5$	$D_4 = 20{,}70$ kmol	$L_1 - D_4 = 8{,}30$ kmol
$R_5 = 11$	$D_5 = 22{,}77$ kmol	$L_1 - D_5 = 6{,}23$ kmol

Ha D-nek a fenti táblázatból kivett különböző értékeit az abszcisszán, $(R + 1)$ megfelelő értékeit az ordinátán ábrázoljuk, a *18.40. ábrán* látható görbéhez

jutunk. A görbe, valamint a $D = 0$ és a $D = 22{,}77$ pontokban emelt ordináták által bezárt terület.

$$V = \int_{D=0}^{D=22{,}77} (R+1)\,\mathrm{d}\,D = 88{,}44 \text{ kmol.}$$

Ez azt jelenti, hogy a desztilláció megindulása óta az $x_2 = 0{,}616$ maradék összetételel eléréséig a kolonna keresztmetszetén 88,44 kmol gőz haladt át.



18.40. ábra. Az $(R + 1) \sim D$ diagram a 18.3. példához

19. Többkomponensű elegyek rektifikálása

A 18. fejezetben – a gőz-folyadék egyensúly kivételével – biner elegyek szétválasztásával foglalkoztunk. Az ipari folyamatok többségénél azonban nem biner, hanem többkomponensű elegyek szétválasztását kell megvalósítanunk. A többkomponensű elegyek rektifikálásának tervezése és üzemeltetése a biner szétválasztáshoz képest bonyolultabb mérnöki feladatot jelent. A fokozódó bonyolultságot mindenekelőtt a többfokozatú elegyek rektifikálására jellemző két új problémakörrel fogjuk illusztrálni, ezek

1. a kolonnakapcsolások és
2. a szabadsági fok kérdései.

19.1. Rektifikálóoszlopok kapcsolási sorrendje

Fontos alapszabály az, hogy az ún. hagyományos kapcsolási módnál (egy betáplálású két termékes kolonnákkal) egyetlen rektifikálóberendezés egynél több komponenst nem tud tisztán elválasztani a többkomponensű elegyből. A tisztán előállított komponens csak a legkönnyebb vagy legnehezebb komponens lehet. A hagyományos kapcsolásoknál tehát a C komponensű rendszer teljes szétválasztásához C-1 berendezés szükséges. Első pillanatra azt gondolhatnánk, hogy pl. A, B, C komponensekből álló elegy esetén a közepes illékonyságú B komponens az első torony középső részében megfelelő tisztaságban igyekszik koncentrálódni, és azt onnan megcsapolásként el lehetne vezetni. Ez egyúttal lehetővé tenné a tiszta A és tiszta C komponensek desztillátumként, ill. maradékként való elvételét. Ez azonban nem lehetséges. Az első oszlop betáplálási tányérja ui. szükségképpen mindhárom komponenst tartalmazza, a betáplált anyagéhoz igen közelálló arányban. Közvetlenül a betáplálás feletti tányérokon lévő folyadék, ennek megfelelően, jelentős mennyiségben tartalmazza mindhárom komponenst, és a C aránya csak fokozatosan csökken, a betáplálás feletti szakaszban felfelé haladva. Hasonlóképpen, köz-

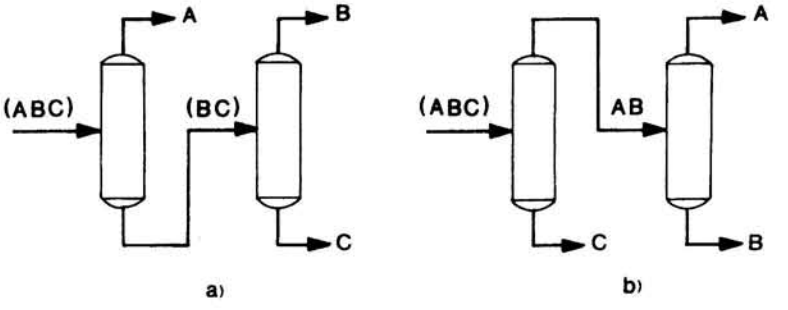
vetlenül a betáplálás alatti tányérok jelentős koncentrációban tartalmazzák mindhárom komponenst, és az *A* mennyisége csak fokozatosan csökken a szegényítő szakaszban lefelé haladva. Ha mégis oldalmegcsapolással vezetünk el terméket a rektifikálótoronyból, ezt tovább kell kezelnünk, ha annak komponenseit kellő tisztasággal akarjuk előállítani.

A lehetséges kapcsolások száma a komponensek számának növelésével ugrásszerűen nő. A kapcsolások száma *C* komponens esetén, ha minden komponenst tisztán akarunk kinyerni:

$$N_C = \frac{[2(C-1)]!}{C!(C-1)!} \tag{19.1}$$

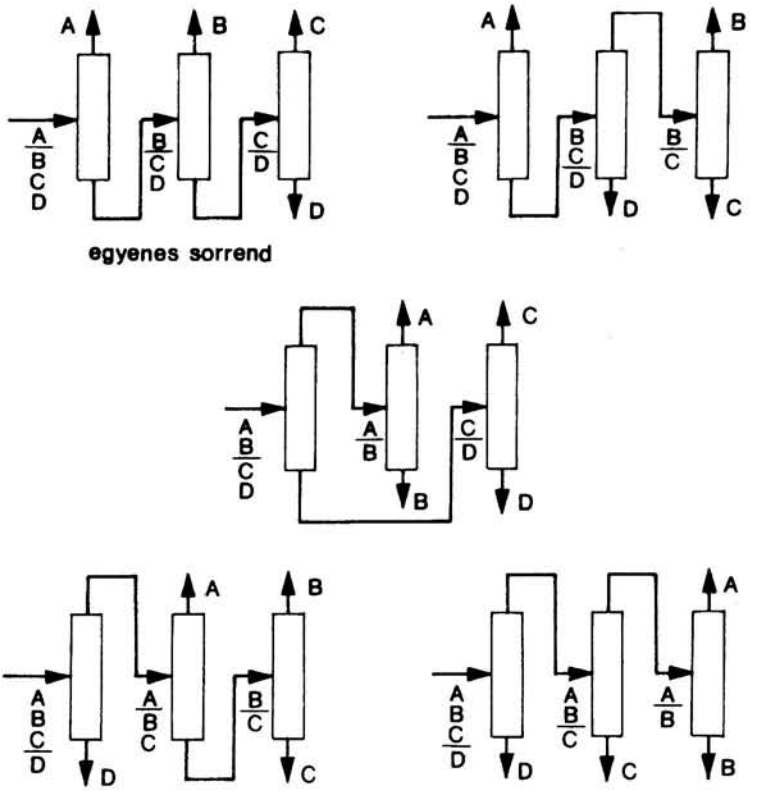
A kapcsolási lehetőségek száma ez alapján 1...11 komponensre:

Komponens	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Kapcsolások száma	1	2	5	14	42	132	429	1430	4862	16796



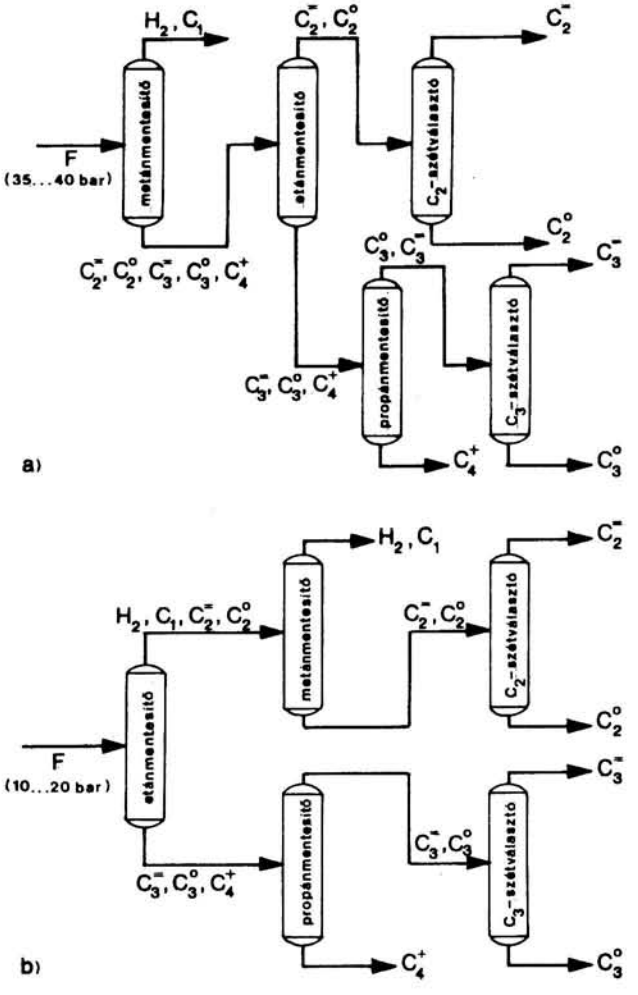
19.1. ábra. Háromkomponensű elegy kapcsolási lehetőségei desztilláció esetén a – egyenes sorrend; b – fordított sorrend

Abban az esetben, amikor a komponenseket a relatív illékonyságuk sorrendjében egymás után választjuk le, egyenes (direkt) sorrendről beszélünk. Az egyéb kapcsolásokat fordított sorrendnek nevezzük. Az egyenes és a fordított sorrend fogalmát 3 komponensű elegy szétválasztására a *19.1. ábrán* mutatjuk be. Négykomponensű elegy ötféle hagyományos kapcsolását mutatja a *19.2. ábra.*



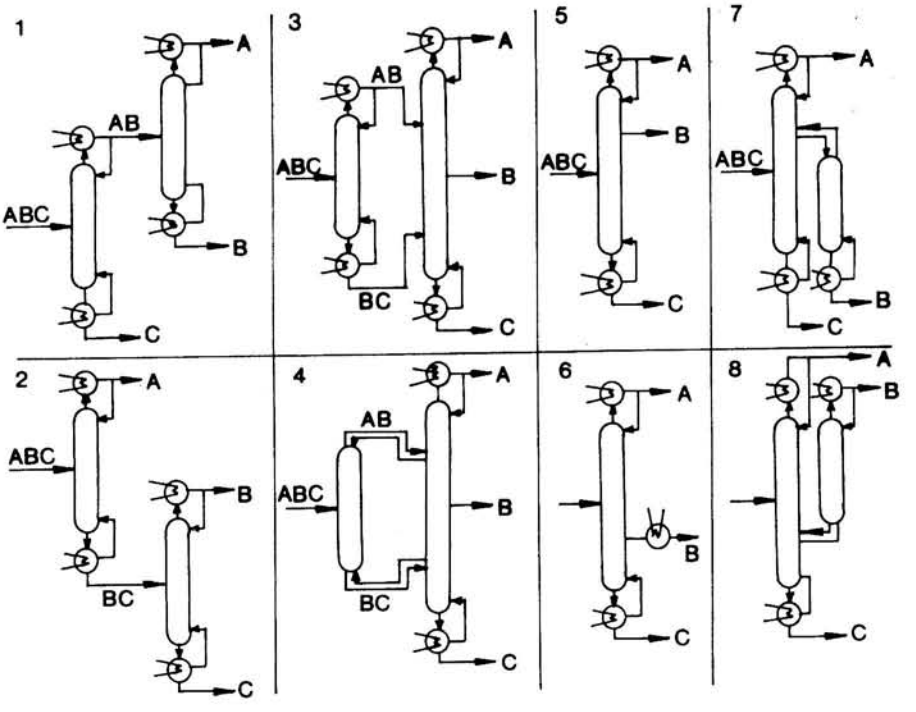
19.2. ábra. Négykomponensű elegy hagyományos kapcsolási sorrendjei

A feladatot egy ipari példával szemléltetjük. Tekintsük a pirolízisgázok szétválasztásának kolonnakapcsolási lehetőségeit. A pirolízisgázokat hat termékre választják szét, ehhez általában öt kolonnát használnak. Az öt kolonna 42-féleképpen kapcsolható, amelyből a két leggyakoribb technológiát a *19.3. ábrán* mutatjuk be. A kapcsolási sorrend függ a kimenő és a bemenő paraméterektől, az energia- és a beruházási költségektől stb. Megfigyelhető, hogy egyes világcégek (pl. a Lummus és Kellog) a nagynyomású eljárást, mások (pl. a Linde) a kisnyomású eljárást részesítik előnyben.



19.3. ábra. A desztillálókolonnák kétféle kapcsolása pirolízisgázok szétválasztásakor a – nagynyomású eljárás; b – kisnyomású eljárás

A valóságban a kolonnakapcsolások kombinatórikai lehetőségei az ún. alternatív konfigurációk figyelembevételével tovább nőnek. Terner elegyek néhány alternatív kapcsolását illusztrálja a *19.4. ábra.* Feladatunk az optimális technológiai kapcsolás meghatározása adott kimenő és bemenő paraméterek esetén.



19.4. ábra. Háromkomponensű elegy néhány alternatív kapcsolási lehetősége

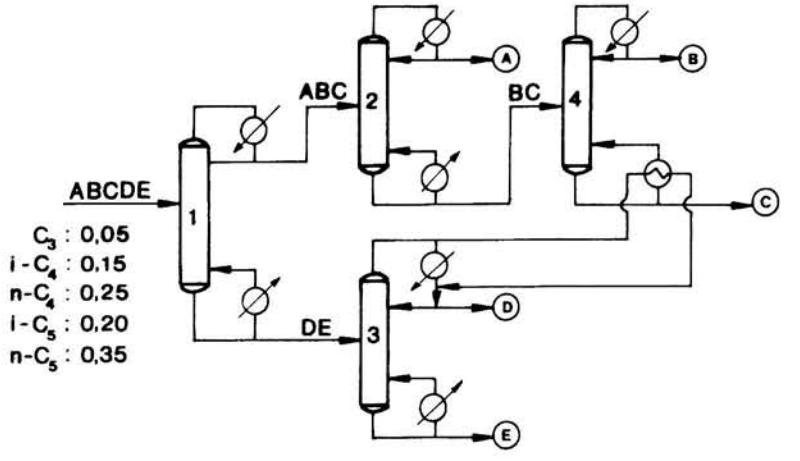
A tervezői gyakorlatban a többkomponensű elegyek elválasztásánál a kapcsolási sorrend kialakítására négy heurisztikus szabályt fogalmaztak meg:

1. kolonnánként közel azonos nagyságú komponensáramok, relatív illékonyságok és szétválasztási igények esetén általában az egyenes sorrend a kedvezőbb;
2. ha a szétválasztás során az egyik nehezebb komponens mennyisége túlsúlyban van a többihez képest, akkor a fordított sorrend választása lehet célszerűbb (ekvimoláris szétválasztás);
3. ha két egymást követő komponens relatív illékonysága közel egységnyi (közeli forráspontú komponensek), a fordított sorrend választása kedvezőbb lehet, mert a „nehéz" szétválasztásokat célszerű a folyamat végére hagyni;
4. annak a komponensnek az elválasztását, amelyre nagy tisztasági fokot írunk elő, célszerű a folyamat végére hagyni. Ez is indokolhatja tehát a fordított sorrend választását.

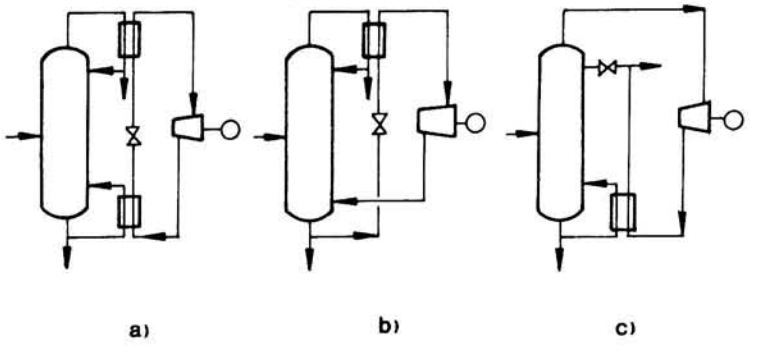
Könnyű belátni, hogy az egyes heurisztikus szabályok sokszor egymásnak ellentmondanak és érvényességi körük változó. Ennek megfelelően a vég-

leges döntés csak az egyes kiválasztott kapcsolási sorrendek részletes műszaki gazdasági elemzései alapján lehetséges.

Végül megjegyezzük, hogy a lehetséges folyamatstruktúrák száma tovább nő az energiaáramok ismételt hasznosításának figyelembevételével. Példaképpen egy energiaintegrációs kapcsolást *(19.5. ábra)* és három hőszivattyús kapcsolást mutatunk be *(19.6. ábra)*. Az előbbinél valamely kolonna visszaforralóját egy másik kolonna fejtermékével fűtjük, az utóbbinál a kolonna fején elvonandó hőt alkalmassá tesszük a kolonna alján közlendő hő szolgáltatására. A hő ilyen transzformációját a termékek vagy ún. munkaközeg nyomás- és



19.5. ábra. Adott összetételű ötkomponensű elegy kolonnarendszerének optimális kapcsolása



19.6. ábra. Hőszivattyús desztillációs kapcsolások. a – közvetett hőszivattyú, hűtőközeg alkalmazásával, b – fenéktermék expanziójával, c – fejtermék gőzök visszakomprimálásával

halmazállapot-változásával tesszük lehetővé. A struktúraszintézis problémáját tovább bonyolítja az a tény, hogy a nagyipari – elsősorban kőolaj- és petrolkémiai iparban használt – desztillálóüzemek technológiai tervezésekor nemcsak a kolonnák, hanem a hőcserélő rendszer kapcsolását is optimalizálnunk kell.

19.2. A rektifikálóberendezés szabadsági foka

Desztillálóberendezések tervezése, üzemeltetése és szabályozása során ismerni kell a szabadon változtatható paraméterek számát, amit szabadsági foknak nevezünk. Csak meghatározott számú változót választhatunk tetszés szerint, a többi értéke ezektől egyértelműen függ és ezért ez utóbbiakat nem rögzíthetjük a tervezés vagy az üzemeltetés során szabadon, mert túlhatároznánk a készülék működését.

Amint ezt az 1. fejezetben láttuk, egy rendszer szabadsági foka (F):

$$F = N - M, \tag{1.2}$$

ahol N a változók száma, M a változók közötti összefüggéseket kifejező egyenletek és egyéb megkötések száma.

Az N változó számának megállapításakor a már eleve rögzített jellemzőket nem kell figyelembe venni. Egy folyamat mindenre kiterjedő teljes leírása gyakorlatilag az esetek többségében lehetetlen, elegendő csupán a szóban forgó probléma szempontjából lényeges változókat figyelembe venni.

A rektifikálás műveletét leíró törvényszerűségek következőképp csoportosíthatók:

1. anyagmérlegek, a tömegmegmaradás elve alapján;
2. energiamérlegek, az energiamegmaradás elve alapján;
3. fizikai-kémiai összefüggések a fázisegyensúlyi törvényszerűségek leírására;
4. üzemeltetési és belső működési összefüggések.

Ez utóbbiak azt jelentik, hogy a szabadsági fok terhére szabadon választható paraméterek értékének rögzítésekor figyelembe kell venni a folyamat és az azt megvalósító berendezés által megszabott fizikai korlátokat is. Így pl. a gőzsebesség – a nagymértékű cseppáthordás és az elárasztás jelensége miatt – nem növelhető bizonyos kritikus értéken túl; a refluxaránynak a minimális értéknél nagyobbnak kell lenni.

A tervezéskor a szabadsági foknak megfelelő számú adatot rögzíthetünk a feladat megoldásához előírt értéken. A többi adat a rendszer modelljéből kiszámítható, ezek értékét előre nem köthetjük ki, mert akkor a feladatot túlhatároznánk. A berendezések irányításakor pedig csak a szabályozási szabadsági foknak megfelelő számú beavatkozást lehet megvalósítani. A szabadon választható paraméterek közül legalább egynek extenzívnek kell lennie, mert a folyamat egyértelmű leírása egy abszolút mennyiség (tömeg, entalpia stb.) rögzítését követeli meg.

Vizsgáljuk meg a szabadsági fokok számát többkomponensű elegyek rektifikálását végző berendezéseknél.

a) Egybetáplálású, kéttermékes berendezés

Amennyiben a nyomást az egész rendszerben a fejnyomás és az egyéb változók függvényének tekintjük, valamint a kolonna és a refluxtartály hőveszteségét rögzítettnek vesszük, C komponensű elegy esetén a folyamatra jellemző változókat a *19.1. táblázatban* foglalhatjuk össze.

19.1. táblázat

Rektifikálóberendezés változói

Változók megnevezése	Változók száma
Betáplálás mennyisége	1
Maradék mennyisége	1
Desztillátum mennyisége	1
Betáplálás összetétele	C-1
Maradék összetétele	C-1
Desztillátum összetétele	C-1
Táptányéron levő folyadék összetétele	C-1
Betáplálás entalpiája	1
Maradék entalpiája	1
Desztillátum entalpiája	1
Fűtőgőz által a forralóüstben közölt hőmennyiség	1
Kondenzátorból elvont hőmennyiség	1
A kolonna tányérszáma	1
A betáplálás helye	1
Fázisegyensúlyi viszonyokat jellemző értékek	C-1
Nyomás a kolonna tetején	1
Hőmérséklet a kolonna tetején	1
Összesen:	$5C$+7

A változók között a *19.2. táblázatban* közölt megkötések érvényesek. A változók számából levonva a megkötések számát, kapjuk a szabadsági fokot:

19.2. táblázat

A rektifikálóberendezés változói közötti megkötések

Megkötések megnevezése	Megkötések száma
Teljes anyagmérleg	1
Komponensmérlegek	C-1
Hőmérleg	1
Fázisegyensúlyi összefüggések	C-1
A maradék entalpiája, összetétele és forrásponti hőmérséklete közötti összefüggés [$(h_{w\,I} = f(x_{w\,I}, t_i)$]	
A desztillátum és a táptányér folyadékösszetétele közötti összefüggések [$x_{D\,I} = f(x_{i\,f}, n, L/V, \alpha_i)$]	C-1
A maradék és a táptányér folyadékösszetétele közötti összefüggések [$x_{W\,I} = \mathrm{f}(x_{i\,f}, n, L/V, \alpha_i)$]	C-1
A hőmérséklet, nyomás és összetétel közötti összefüggés [$(t = f(P_i, x_i)$]	1
Összesen	$4C$

$$F = 5\,C + 7 - 4\,C = C + 7. \tag{19.3}$$

A rendszer szabályozási vagy üzemeltetési szabadsági foka ennél eggyel kisebb, mivel ilyen esetben a kolonna tányérszámát adottnak kell tekintenünk. Ha a nyomást az egyes tányérokon, a visszaforralóban, a kondenzátorban és a refluxtartályban (N + 2 adat), valamint a hőveszteséget a tányérokon és a refluxtartályban (N adat) változónak tekintenénk, a változók száma $2N$ + 2-vel növekedne és így az összes szabadsági fok (C + 2 N + 9) lenne. E 2 N + 2 adatot azonban minden jelentősebb számítási eljárás során rögzítik; a további C + 7 specifikálható változó rögzítésében viszont az eljárások különböznek.

b) Több betáplálású, több oldaltermékes berendezés

Előző meggondolásainkat több betáplálású és több oldaltermékes berendezésre is általánosíthatjuk. Minden egyes betáplálási hely C + 2 szabadsági fokot jelent (C – 1 koncentráció, 1 entalpia, 1 mennyiség és 1 hely). Az elvételek száma a komponensek számtól független mértékben befolyásolja a szabadsági fokot, mivel az elvételi koncentrációt az elvételi hely egyértelműen meghatározza. Minden egyes oldalelvétel két további jellemző (a hely és mennyiség) megválasztására ad elvileg lehetőséget. Ezek alapján C-komponen-

sű rendszerek esetében oldalelvételek és több betáplálás esetén a szabadsági fok kifejezése:

$$F = 5 + (C + 2)\, b + 2\, s, \tag{19.3a}$$

ahol b a betáplálások száma, s az oldaltermékek száma (a fej- és fenéktermék nélkül). A (19.3a) egyenlet a szabadsági fok legáltalánosabb kifejezése, amely könnyen beláthatóan magába foglalja speciális esetként az egybetáplálású ($b = 1$) és oldalelvétel nélküli ($s = 0$) kéttermékes berendezésre vonatkozó (19.2) összefüggést is.

A rektifikálóberendezés matematikai modellezésekor nem a betáplálás helyét szokás előírni, hanem az optimális betáplálás feltételét. Bármelyiket is írjuk azonban elő, a betáplálás helye egyetlen szabadsági fokot jelent.

A szabadsági fok terhére választható változókat úgy kell megválasztanunk, hogy azok ne okozzanak túlhatározottságot; így pl. kéttermékes, egybetáplálású kolonnára nem rögzíthetjük tetszés szerint a betáplálás, a desztillátum és a maradék anyagáramait együttesen.

19.3. Többkomponensű rektifikálás matematikai modellezésének alapjai

Két- és többkomponensű rektifikálás különbözősége a matematikai modellezés szempontjából

Biner elegy szétválasztása esetén x_{2D} és x_{1W} megadásával, rögzített betáplálási feltételekkel a végtermékek mennyisége és összetétele a következő kétismeretlenes egyenletrendszerből egyszerűen kiszámítható:

$$x_{1D} = 1 - x_{2D}\ , \tag{19.4}$$

$$x_{2W} = 1\ - x_{1W}\ , \tag{19.5}$$

$$F\, x_{2F} = (D + W)\, x_{2F} = D\, x_{2D} + W x_{2W}\,. \tag{19.6}$$

Az adatok ismeretében a szabadsági foknak megfelelő számú változó rögzítése után az elméleti tányérszám grafikus vagy numerikus úton egyértelműen meghatározható (l. a 18. fejezetet).

Többkomponensű rendszer és egy betáplálás esetén minden egyes újabb komponens csupán egyetlen újabb szabadsági fokot jelent, amelynek terhére az új komponens betáplálási koncentrációját rögzíthetjük. A méretezés szempontjából tehát az új komponens megjelenése nem jelent újabb rögzítési lehetőséget. Ebből következik, hogy többkomponensű rendszerek esetén a két termék kulcskomponensekre vonatkozó kinyerési előírásai a desztillátum és a maradék mennyiségét, ill. összetételét nem határozzák meg egyértelműen. Ezeknek az adatoknak a becslésével a számítás megbízhatatlanná válik, így a többkomponensű rendszereket általában a biner rendszerekre ismertetett számítási eljárásoktól eltérő alapelveken nyugvó módszerekkel számítjuk.

A rektifikálás matematikai modellezésének lehetőségei

A többkomponensű rektifikálás matematikai modellezésére használt számítási eljárások két csoportra oszthatók.

Az *első csoportba* tartoznak azok a módszerek, amelyekkel a kétkomponensű desztilláció mintájára, adott tisztasági követelményekhez szükséges elméleti tányérszámot határoznak meg. Az elméleti tányérszámot meghatározó eljárások további három csoportra oszthatók. Az adott desztillációs feladathoz szükséges tányérszámot ui. számíthatjuk:

1. zárt közelítő összefüggésekkel,
2. a minimális anyagáramok és minimális elméleti tányérszám alapján, empirikus korrelációkkal,
3. a desztillálóoszlopra felírható egyenletrendszer megoldását elméleti tányéronként kereső ún. tányérról-tányérra számítása.

Az empirikus összefüggések mindegyike, a zárt képletet megadó módszerek és a tányérról-tányérra számoló eljárások egy része a kulcskomponensek feltételezésével dolgozik, azaz a feladatot kétkomponensű problémává egyszerűsíti úgy, hogy a szétválasztás minőségét, az elegy két tetszés szerint választott (általában egymáshoz közeli illékonyságú) komponense közötti elválasztás mértékével definiálja.

Könyvünk terjedelmének korlátozottsága miatt a modellezés első csoportjába tartozó, itt felsorolt módszerek közül csak a 2. pontban említett eljárások egy változatát ismertetjük, melyet a mérnöki gyakorlatban a leggyakrabban alkalmaznak.

A *másik csoportba* tartozó módszerek: az egyenlettípusonként végzett iterációs matematikai modellezés módszerei, adott oszlop szétválasztó képességének számítására. Kidolgozásukat az első csoportba tartozó módszerek elégtelensége indokolta. A közelítő összefüggések ugyanis feltételezik a kulcskomponens megválasztását, vagy/és az állandó moláris túlfolyás, továbbá az állandó relatív illékonyság feltételének elfogadhatóságát; a tányérról-tányérra számító eljárások pedig számítástechnikai problémát vetnek fel, lassúak és alkalmazásuk nehézkes, mivel a kolonna végein az összetételek általában nem becsülhetők kellő pontossággal.

19.3. táblázat

A szabadsági fok terhére rögzített változók

Megnevezés	A rögzített változók száma (C komponensű elegyre)	
	Elméleti tányérszám meghatározásának módszerei esetén	Adott tányérszámú rektifikálóoszlop szétválasztó képességének meghatározása esetén
Betáplálás mennyisége és összetétele	C	C
Betáplálás entalpiája	1	1
Betáplálás helye vagy optimális betáplálás feltétele	1	1
Nyomás	1	1
A refluxarány és minimális refluxarány hányadosa	1	1
A kondenzátorral elvont hő vagy a reflux hőmérséklete	1	1
A nehéz (kulcs) komponens móltörtje az egyik termékeben	1	–
A könnyű (kulcs) komponens móltörje az egyik termékben	1	–
A desztillátum mennyisége	–	1
Elméleti tányér	–	1
Összesen	C+7	C+7

A kétféle matematikai modellezési lehetőség különbözőségét a szabadsági fok terhére rögzíthető változók szempontjából C komponensű elegy szétválasztásának példáján (egybetáplálású és kéttermékes oszlopra) a *19.3. táblázatban* szemléltetjük. Az elméleti tányérszám meghatározásának módszereinél a tisztasági előírások specifikáltak; az egyenlettípusonként végzett iterációs

matematikai modellezés esetében pedig az elméleti tányérszám és az egyik termék mennyisége rögzített, és az adott berendezéssel elérhető szétválasztó képességet számítjuk.

A kolonnanyomás kiválasztása

Bármelyik számítási módszert követjük a tervezés során, szükséges a kolonna nyomásának előzetes megválasztása. Ezért röviden áttekintjük a kolonnanyomás kiválasztásnak szempontjait.

Adott szétválasztás eléréséhez nagyobb nyomás esetén általában több tányérra van szükség, mint kisebb nyomás esetében, mivel általában a relatív illékonyságok a nyomás növelésekor csökkennek. Ebből a szempontból tehát a kolonnát célszerű a lehető legkisebb nyomáson üzemeltetni. A nyomás csökkenésével azonban növekszik a gőztérfogat és ezzel együtt a szükséges kolonnaátmérő is. A kisebb nyomások alkalmazásának mégis az a legkényesebb pontja, hogy a nyomás csökkenésével csökken a forráspont is és így ahhoz, hogy folyadékrefluxot tápláljunk vissza az oszlopba, sok gázelegyet (pl. könnyű szénhidrogéneket) csak mélyhűtéssel lehet kondenzáltatni.

Normális körülmények között a kolonna fején távozó gőzök kondenzálási hőmérsékletét (és így a rektifikálóoszlop nyomását is) a rendelkezésre álló hűtőközeg hőmérséklete szabja meg. Az oszlop nyomását mindig a „legrosszabb" körülményekre (a legmelegebb hűtőközeg-hőmérsékletre) tervezzük.

A rendszer nyomása attól függően különböző, hogy totálkondenzátort vagy parciális kondenzátort használunk (18.25. ábra). A kondenzátor típusának kiválasztási szempontjai a következők:

a) Parciális kondenzátor csak akkor jöhet szóba, ha a fejterméket gőz alakban használjuk fel vagy adjuk tovább. A fejtermék utólagos kondenzáltatása ugyanis általában költségesebb.

b) Totálkondenzátor alkalmazásakor a kolonna belső refluxárama a reflux túlhűtésével szabályozható, parciális kondenzátor esetében azonban nem.

c) Parciális kondenzátort használva a kolonnanyomás (az elegy harmatpontjához tartozó nyomás) kisebb, totálkondenzátor alkalmazásakor a kolonnanyomás (az elegy buborékpontjához tartozó nyomás) nagyobb. Ennek megfelelően mérlegelnünk kell a kétféle kondenzátortípus beruházási és üzemeltetési költségének változását az egyes műveleti jellemzők szempontjából, amelyek röviden a *19.4. táblázat* szerint foglalhatók össze.

19.4. táblázat

Parciális és totálkondenzátor összehasonlítása

	Kondenzátor típusa	
Változó	Parciális	Totál
Fejtermék	gőz	folyadék
Nyomás	kisebb	nagyobb
A hűtővíz hőmérséklete	azonos	azonos
Tányérszám	kisebb	nagyobb
Kolonna falvastagsága	kisebb	nagyobb
Kapacitás a gőzsebesség alapján	kisebb	nagyobb

A kiválasztási szempontok felsorolása alapján könnyen beláthatjuk, hogy az ipari gyakorlatban a legtöbb kolonnát totálkondenzátorral célszerű üzemeltetni, a parciális kondenzátorok alkalmazása ritkább.

19.4. Elméleti tányérszám számítása közelítő módszerekkel

Az elméleti tányérszám számítására kidolgozott közelítő összefüggések alkalmazásával elkerülhető a sokszor divergens tányérról-tányérra számítás, de e módszerekkel csak a feladatok sokkal korlátozottabb csoportjának megoldására kapunk pontos eredményt. Ennek oka az, hogy a közelítő összefüggések szigorúan csak ideális rendszerek és a szekcióban állandó moláris anyagforgalom, valamint az állandó relatív illékonyság feltételeinek teljesülése esetén érvényesek. Ezek a feltételek a rendszertől függően többé-kevésbé elégülnek csak ki. Nemideális rendszerek esetében a közelítő módszerek nem használhatók. Közel ideális, de nagy relatív illékonyságú elegy esetén a relatív hiba viszonylag nagy lehet, de ilyenkor az elegy könnyen szétválasztható, így a tányérszámszükséglet kicsi és a hiba gyakorlati szempontból nem jelentős. A közelítő módszerek alkalmazása a nehezen szétválasztható és közel ideális rendszerekre a legcélszerűbb. Ilyen esetben nagyszámú elméleti tányérra van szükség, és a szétválasztáshoz számított elméleti fokozatok számának relatív hibája kicsi.

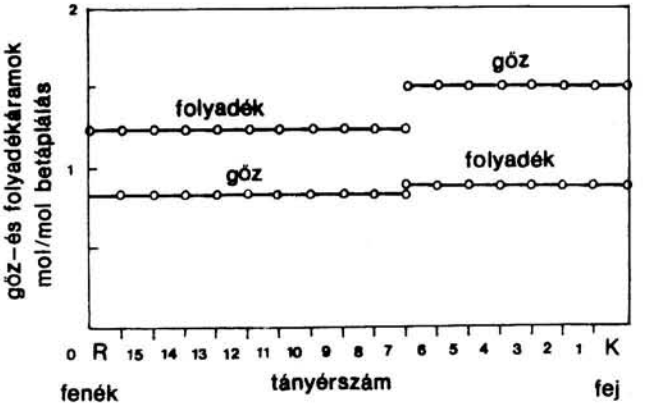
Felmerül a kérdés, hogy a közelítő számítási módszereknek jelenleg – a számítógépek alkalmazásának korszakában – van-e létjogosultságuk. Erre a kérdésre feltétlenül igenlő választ kell adnunk. Ezeket a módszereket jelenleg is világszerte alkalmazzák tájékoztató és előzetes becslésekhez (pl. beruházási

javaslatok), különösen nagy tányérszámú oszlopok esetében. Sokszor – ha megfelelő óvatossággal járunk el – a közelítő összefüggésekkel végzett számítások kiviteli tervezés alapjául is felhasználhatók.

A kulcskomponensek és az állandó koncentrációk zónái

A többkomponensű elegyek szétválasztásának közelítő számításához be kell vezetünk a kulcskomponensek fogalmát. A kulcskomponensek bevezetésével ugyanis a számítási feladatok jelentős része pszeudo biner elválasztási feladattá egyszerűsödik. *Kulcskomponensek* a mindkét termékben általában jelentős mennyiségben előforduló komponenesek; *koncentrációjuk mindkét termékben előírt*. Az illékonyabb a könnyű kulcskomponens, a kevésbé illékony a nehéz kulcskomponens. A nem kulcskomponensek viszont majdnem egészében csak az egyik vagy a másik termékben találhatók meg.

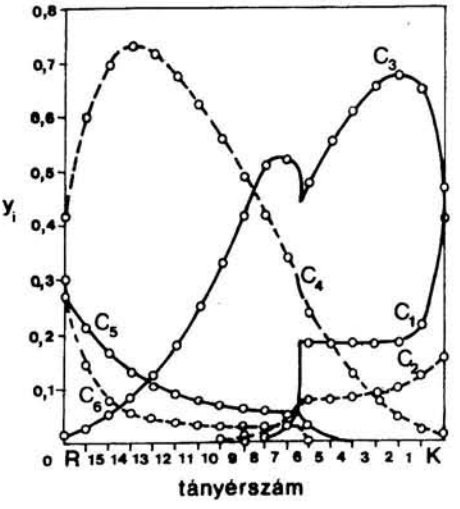
Egy többkomponensű desztillációs rendszer jellegzetes koncentrációeloszlását gőz- és folyadékfázisban az EDMISTER által bemutatott propánmentesítő oszlop példáján szemléltetjük. A komponensek $C_1 \ldots C_6$, a kulcskomponensek pedig a propán és a bután.



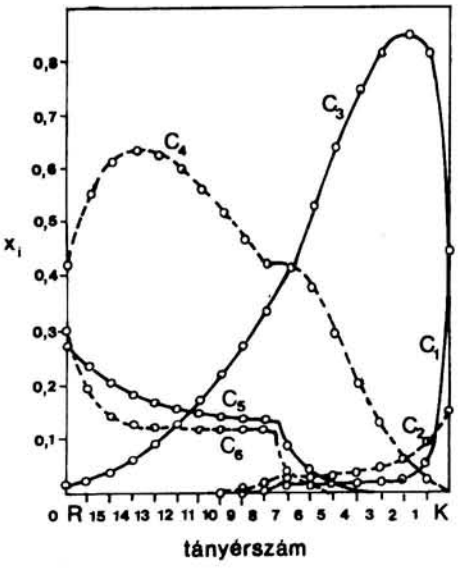
19.7. ábra. Propánmentesítő oszlop moláris gőz- és folyadékáramai

Az oszlop moláris gőz- és folyadékáramaiból *(19.7. ábra)* látható, hogy példánkban az állandó moláris anyagáram feltétele jó közelítéssel érvényes. A gőz- és folyadékfázis koncentrációeloszlását szemléltetjük a *19.8.* és *19.9. ábrán*. Látható, hogy a nehéz nem kulcskomponesek a betáplálás felett, a könnyű nem kulcskomponensek a betáplálás alatt „tűnnek el" Megfigyelhető továbbá, hogy a könnyű nem kulcskomponensek a betáplálás felett, a nehéz nem kulcskomponensek a betáplálás alatt egy jelentős zónában közel állandó koncentrációban

vannak jelen (állandó koncentrációk zónája = „pinch zone") és lényeges koncentrációnövekedés csak a kolonna legfelső és legalsó tányérjain következik be. Többkomponensű elegyeknél tehát két „állandó koncentrációk zónája" alakul ki a betáplálási tányér felett és alatt. Megemlítjük továbbá, hogy a nem kulcskomponensek e kolonnaszakaszokban állandó értékű ún. „határkoncentrációi" viszonylag egyszerű egyenletekkel becsülhetők. Fontos megfigyelnünk azt is, hogy a nehéz kulcskomponensek – az anyagmérlegből következően – nem csökkenhetnek zérus koncentrációra a betáplálási zóna alatt, a könnyű komponensek pedig a betáplálási zóna felett.



19.8. ábra. Propánmentesítő oszlop gőzösszetétel-eloszlása



19.9. ábra. Propánmentesitő folyadékösszetétel-eloszlása

Az elméleti tányérszám közelítő számítása

Adott szétválasztást megvalósító rektifikálóberendezés minimális tányérközi gőz- és folyadék-anyagáramokkal és minimális tányérszámmal jellemezhető. A minimális tányérszámnál, ill. minimális anyagáramoknál kisebb értékek esetén a kívánt élességű szétválasztást nem lehet elérni. Ezek a minimális határértékek többkomponensű elegyeknél is lehetővé teszik az elméleti tányérszám számítását empirikus összefüggésekkel.

Minimális refluxarány

Az UNDERWOOD-tól származó, többkomponensű elegyekre általánosított egyenlet szerint a rektifikálás *minimális gőzárama* (és így minimális refluxárama is) a következő egyenletek váltakozó alkalmazásával határozható meg:

$$\Delta V_f = F\,(1-q) = \sum_{i=1}^{C} \frac{\alpha_i\, F\, z_{i\,F}}{\alpha_i - \Phi}, \tag{19.7}$$

$$V_{\min} = \sum_{i=1}^{C} \frac{\alpha_i\, D\, x_{i\,D}}{\alpha_i - \Phi}. \tag{19.8}$$

Ha a betáplálás hőállapota és a desztillátum összetétele jó közelítéssel megbecsülhető, a (19.7) egyenletből egyetlen Φ-gyök (a kulcskomponensek relatív illékonyságai közötti Φ-gyök) iterációs megoldása elegendő. Ezzel a Φ -értékkel a (19.8) alapján $V_{\min}$ kiszámítható.

Ha a desztillátum összetétele nem becsülhető meg megfelelő pontossággal, a (19.7) egyenletet minden Φ-re megoldjuk. Az előzőekben ismertetett szempontok szerint a nem eloszló komponensekre vonatkozó egyenleteket (az irreális Φ-gyökkel felírt egyenleteket) elhagyjuk és a megmaradó reális Φ -vel felírt egyenletekből álló egyenletrendszerrel meghatározzuk a minimális gőzáram értékét, ill. az eloszló nem kulcskomponensek móltörtjeit.

19.1. példa

Egy többkomponensű elegy betáplálási összetétele és a komponensek relatív illékonysága a *19.5. táblázatban* adott. A betáplálás forrásponti (telített) folyadék (q = 1). Az előírt szétválasztás a kulcskomponensekre az alábbi kinyerési törtekkel jellemezhető:

$$\frac{d_C}{f_C} = 0{,}9 \quad \text{és} \quad \frac{d_D}{f_D} = 0{,}1 \ .$$

19.5. táblázat

A betáplálás összetétele és a komponensek relatív illékonysága (a 19.1. példához)

Komponens	$F x_F$	α
A	0,05	3
B	0,10	2,1
C (*KK*)	0,30	2
D (*NK*)	0,50	1
E	0,05	0,8
Összesen	1,00	

Határozzuk meg a minimális folyadékáram (refluxáram) értékét 1 mól betáplálásra vonatkoztatva.

Megoldás

A (19.8) egyenletből a 4 különböző Φ-értékkel négy egyenletet kapunk. A (19.7) egyenletet kielégítő Φ-gyökök:

$$\Phi_1 = 2{,}8788$$

$$\Phi_2 = 2{,}07485$$

$$\Phi_3 = 1{,}3857$$

$$\Phi_4 = 0{,}81179.$$

A négy egyenletből álló egyenletrendszer megoldásával a nem eloszló komponensek Dx_{iD}-értékeire irreális értékek adódnak. Az *A* és *E* komponensek Dx_{iD}-értékeire irreális értékeket kaphatunk (az első esetben nagyobbat, mint a betáplálási érték, második esetben negatív értéket). Ennek megfelelően a Φ_1- és Φ_4-gyökökkel felírt (19.8) egyenletek kiesnek.

A megmaradó két egyenletből álló kétismeretlenes egyenletrendszer:

$$V_{\min} = \frac{3 \cdot 0{,}05}{3 - 2{,}07485} + \frac{2{,}1\, D\, x_{B\,D}}{2{,}1 - 2{,}07485} + \frac{2 \cdot 0{,}27}{2 - 2{,}07485} + \frac{1 \cdot 0{,}05}{1 - 2{,}07485},$$

$$V_{\min} = \frac{3 \cdot 0{,}05}{3 - 1{,}3857} + \frac{2{,}1\, D\, x_{B\,D}}{2{,}1 - 1{,}3857} + \frac{2 \cdot 0{,}27}{2 - 1{,}3857} + \frac{1 \cdot 0{,}05}{1 - 1{,}3857}.$$

Megoldva:

$$V_{\min} = 1{,}132 \text{ mol/mol betáplálás, ill.}$$

$$Dx_{BD} = d_B = 0{,}0986.$$

Ebből a *B* komponens kinyerési törtje:

$$\frac{d_B}{f_B} = \frac{0{,}0986}{0{,}1} = 0{,}986,$$

a minimális refluxáram:

$$L_{\min} = V_{\min} - D = 1{,}132 - 0{,}468 = 0{,}664 \text{ mol/mol betáplálás,}$$

a minimális refluxarány:

$$R_{\min} = \frac{L_{\min}}{D} = \frac{0{,}664}{0{,}486} = 1{,}42\ .$$

Minimális elméleti tányérszám

Adott szétválasztást megvalósító rektifikálóberendezés egyensúlyi egységszáma (elméleti tányérszáma) minimális, ha teljes refluxszal dolgozunk, tehát nincs termékelvétel és nincs betáplálás, ennek megfelelően a refluxarány végtelen. A minimális elméleti tányérszám értelmezését grafikusan a 18. fejezetben a *18.24. ábrán* mutattuk be, biner elegy szétválasztására. Az ott levezetett Fenske-egyenlet a többkomponensű szétválasztáshoz szükséges minimális elméleti tányérszám meghatározására is alkalmas, ha azt a kulcskomponensekre írjuk fel:

$$N_{\min} = \frac{\lg\left[\left(\frac{x_{KK}}{x_{NK}}\right)_D \Big/ \left(\frac{x_{KK}}{x_{NK}}\right)_W\right]}{\lg\left(\alpha_{KK,NK}\right)_{átl}} \tag{19.9}$$

A visszaforraló és a parciális kondenzátor elméleti fokozatnak számít. A nem kulcskomponensek termékekbeli megoszlása teljes reflux esetén szintén a Fenske-egyenletbe való visszahelyettesítéssel számítható, felhasználva a már meghatározott minimális elméleti tányérszámot és valamelyik kulcskomponens ismert termékekbeli eloszlási arányát. Az egyenlet ugyanis – a 18. fejezetben ismertetett feltételek teljesülése esetén – bármely két komponensre érvényes (nemcsak a kulcskomponensekre).

A Fenske - egyenlet szigorúan csak állandó relatív illékonyság esetén érvényes, α viszont változik a hőmérséklettel. Az ellentmondást WINN próbálta áthidalni úgy, hogy az alapösszefüggést általánosította. Ha az egyensúlyi állandó kifejezése:

$$K_{KK} = \beta\, K_{NK}^{b} \tag{19.10}$$

vagy K_{NK}-val elosztva:

$$\alpha_{KK,NN} = \beta\, K_{NK}^{b-1}\,, \tag{19.11}$$

ahol β és b állandó nyomáshoz tartozó empirikus állandók, a módosított egyenlet:

$$N_{\min} = \frac{\left\{\left[\left(\frac{d_{KK}/f_{KK}}{w_{KK}/f_{KK}}\right)\Big/\left(\frac{d_{NK}/f_{NK}}{w_{NK}/f_{NK}}\right)\right]^{b}\right\}}{\lg\beta} \tag{19.12}$$

Empirikus korreláció

A minimális refluxáramok és a minimális tányérszám ismerete megszabja a művelet tervezési és üzemeltetési határait. Mivel a pontos összefüggéseken alapuló kolonnamodellezés viszonylagosan bonyolult, nagyságrendi becslésekhez több *empirikus refluxáram-tányérszám összefüggés* született, az előzőekben ismertetett módon számítható minimális műveleti határértékek

alapján. Bár ezeket az összefüggéseket eredetileg biner elegy rektifikálásra és állandó relatív illékonyság esetére dolgozták ki, a későbbiekben többkomponensű rektifikálásra is kiterjesztették. A legszélesebb körben a *Gilliland-összefüggés* terjedt el *(18.30. ábra)*.

A nem kulcskomponensek eloszlása

A 19.2 alfejezetben rámutattunk arra, hogy a többkomponensű rektifikálóoszlopok tervezésekor a rögzíthető független változók száma korlátozott, és így a nem kulcsomponensre vonatkozó kinyerési törteket $\left(\frac{d_i}{f_i}\right)$ általában nem ismerjük. Az empirikus korrelációk alkalmazásához tehát a nem kulcskomponensek móltörtjeit utólag kell megbecsülnünk.

Általában az összes komponens termékbeli koncentrációi viszonylag egyszerűen becsülhetők az üzemeltetés extrém eseteiben: minimális reflux-arány és minimális tányérszám (teljes reflux) esetén. Sokszor a teljes refluxhoz tartozó komponenseloszlás megfelelő közelítésnek tekinthető.

HENGSTEBECK és GEDDES az egyes komponensek termékekbeli eloszlási törtjeinek kiszámítására egyszerű módszert javasoltak. A módszer szerint minden komponens eloszlási törtjének logaritmusa, $\lg (d_i/w_i)$ a $\lg \alpha_i$ függvényében egy egyenesen fekszik:

$$\lg\left(\frac{d_i}{w_i}\right) = a \lg \alpha_{ij} + b, \tag{19.13}$$

ahol a az egyenes iránytangense vagy a szerzők elnevezése szerint a „frakcionálási index". Vizsgálataik szerint az egyenesek két határeset közé esnek:

a) teljes reflux esetén [19.9] Fenske-egyenletből:

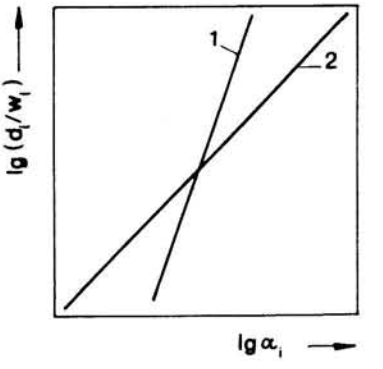
$$a = N_{\min} \quad \text{és} \quad b = \lg\left(\frac{d_j}{w_j}\right); \tag{19.14}$$

b) egyetlen elméleti tányér esetén:

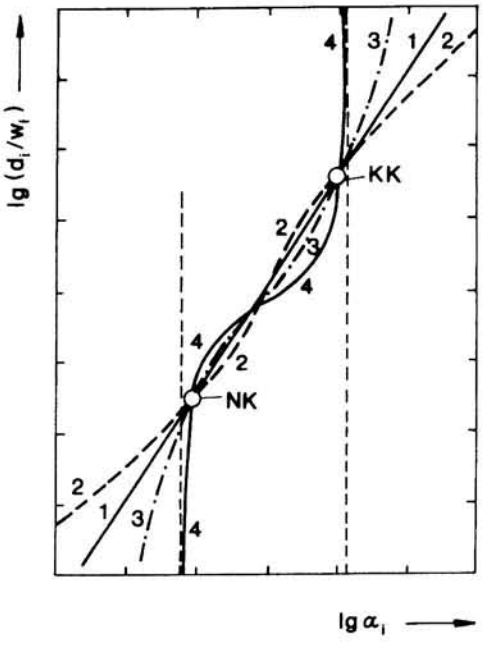
$$a = 1 \text{ és } b = \lg K_r. \tag{19.15}$$

ahol K_r a vonatkoztatási komponens egyensúlyi állandója. A két határesetet a *19.10. ábrán* mutatjuk be.

STUPIN és LOCKHART kutatásai szerint a komponensek eloszlásának kérdése bonyolultabb. Szerintünk a HENGSTEBECK által bevezetett koordinátáknál a teljes reflux esetének egyenes, a minimális reflux esetének görbe felel meg *(19.11. ábra)*. Nagyobb $\Theta = R/R_{min}$ esetén ($\Theta \approx 5$) a görbe először eltávolodik a teljes reflux egyeneséből és csak kisebb Θ-nál ($\Theta \approx 1{,}1 \ldots 1{,}5$) tér vissza a minimális reflux görbéje közelébe.



19.10. ábra. A komponensek eloszlása a refluxarány függvényében 1 – teljes reflux (meredekség: N_{min}), 2 – egy elméleti tányér (meredekség: 1)



19.11. ábra. A komponensek eloszlása STUPIN és LOCKHART szerint *KK* – könnyű kulcskomponens, *NK* – nehéz kulcskomponens, 1 – teljes reflux, 2 – nagy *L/D* ($\approx 5R'_{min}$), 3 – kis *L/D* ($\approx 1{,}1R'_{min}$), 4 – minimális reflux

19.2. példa

Egy bután-pentán szétválasztóoszlopba forrásponti folyadékot táplálunk be, melynek összetétele: (i-C_4, n-C_4, i-C_5, n-C_5) sorrendben móltörtekkel (0,06; 0,17; 0,32; 0,45). Az elválasztást a n-C_4 (*KK*) és i-C_5 (*NK*) között a következő előírásokkal hajtjuk végre:

$$\frac{d_{KK}}{f_{KK}} = \frac{w_{NK}}{f_{NK}} = 0{,}95 .$$

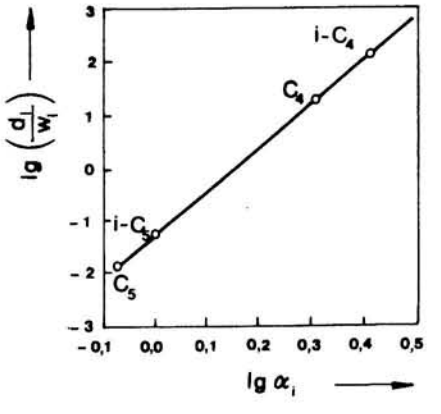
Határozzuk meg a nem kulcskomponensek eloszlását a desztillátumban és a maradékban, *Hengstebeck-* és *Geddes-módszer*ével, ha az elegy buborékpontja az oszlop 7,1 bar nyomásán 87°C és a komponensek relatív illékonyságai (2,58; 2,04; 1,0; 0,839).

Megoldás

A kulcskomponensek 95%-os kinyerésekor (F = 1 mol/idő)

$$\lg \frac{d_{n-C_4}}{w_{n-C_4}} = \lg \frac{0{,}1615}{0{,}0085} = \lg 19 = 1{,}279 ,$$

$$\lg \frac{d_{i-C_5}}{w_{i-C_5}} = \lg \frac{0{,}016}{0{,}304} = \lg 0{,}0526 = -1{,}279 .$$



19.12. ábra. A komponensek eloszlása a fej- és fenéktermék között

A *Hengstebeck*-diagramon így két pontot rajzolhatunk be, ami egy egyenest határoz meg *(19.12. ábra)*. Az ábrából meghatározható a többi komponens eloszlása is:

$$\lg \frac{d_{i-C_4}}{w_{i-C_4}} = 2{,}1 \quad ; \qquad \frac{d_{i-C_4}}{w_{i-C_4}} = 125{,}9 \ ,$$

és az 1 mól betáplálásra vonatkoztatott $i - C_4$ a

desztillátumban: 0,05952 mol,

maradékban: 0,00048 mol.

$$\lg \frac{d_{n-C_5}}{w_{n-C_5}} = -1{,}89; \quad \frac{d_{n-C_5}}{w_{n-C_5}} = 1{,}289 \cdot 10^{-2} \ .$$

és az 1 mól betáplálásra vonatkoztatott n-C_5 a

desztillátumban: 0,0059 mol,

maradékban: 0,4441 mol.

A komponensek teljes eloszlása a *19.6. táblázatban* adott.

19.6. táblázat

A komponensek eloszlása (a 19.2. példához)

Komponens	Betáplálás		Desztillátum		Maradék	
	mol	x_F	mol	x_D	mol	x_W
i-C_4	0,06	0,06	0,0595	0,2450	0,00048	0,0006
n-C_4	0,17	0,17	0,1615	0,6650	0,00850	0,0112
i-C_5	0,32	0,32	0,0160	0,0659	0,30400	0,4022
n-C_5	0,45	0,45	0,0059	0,0242	0,44411	0,5860
Összesen	1,00	1,00	0,2490	1,0001	0,75709	1,0000

Optimális betáplálási tányér

Mivel a közelítő számításoknál a tányérok összetételeit nem számoljuk, szükségünk lehet az össztányérszám dúsító és szegényítő szekcióbeli megoszlásának becslése. A betáplálási tányér helyének becslésére KIRKBRIDE javasolt empirikus összefüggést:

$$\lg \frac{l}{k} = 0{,}206 \lg \left[\frac{W}{D} \left(\frac{x_{KK}}{x_{NK}} \right)_F \left(\frac{x_{KK\,W}}{x_{NK\,D}} \right)^2 \right], \qquad (18.16)$$

ahol k a betáplálás feletti elméleti tányérok száma, l a betáplálás alatti elméleti tányérok száma.

19.5. A többkomponensű rektifikálás matematikai modellezése

A digitálás számítógépek elterjedésével lehetővé vált a többkomponensű rektifikáló folyamatok modellezése rutin módszerekkel. A fokozatos közelítési iterációs módszerek hatékonysága nagymértékben a konvergenciaeljárások kiválasztásától függ. Egy implicit egyenletrendszer iterációs megoldása során az ismeretlen változókat addig változtatjuk, ameddig olyan értékeket nem találunk, amelyek az egyenleteket – a szükséges pontossággal – kielégítik.
A megfelelő konvergenciamódszer:

- több gyök esetén is elvezet a keresett gyök megoldásához,
- stabilis, vagyis a gyököt aszimptotikusan közelíti (nem oszcillál a megoldás környezetében),
- gyorsan elvezet a megoldáshoz.

Szerencsére ma már a mérnökök rendelkezésére állnak olyan professzionális szimulátorok, amelyek a fokozatos közelítés numerikus módszereit hatékonyan kezelik és alkalmasak a többkomponensű szétválasztó műveletek „szigorú" matematikai modellezésére.

Rektifikálóoszlop matematikai modellje

A rektifikálóoszlop matematikai modellje az ismeretlen változók (műveleti jellemzők) megoldását célozza, a szabadsági foknak megfelelő számú paraméter rögzítése után. Mivel jelen fejezetben a termékösszetételeket számoló eljárásokat elemezzük, egy betáplálás és két termék esetén egy kolonna $C + 7$ rögzítendő változója a „A rektifikálás matematikai modellezésének lehetőségei" címszó alatt leírtak szerint:

- a betáplálás mennyisége és összetétele (C)
- a betáplálás entalpiaárama (1)
- a betáplálás helye (1)
- a nyomás (1)
- a refluxarány (1)
- a reflux hőmérséklete (1)
- a desztillátum mennyisége (1)
- az elméleti tányérszám (1)

Természetesen ezektől eltérő paramétereket is rögzíthetünk a feladat természete szerint; így pl. kívánt termékösszetétel eléréséhez a kolonna üzemeltetési jellemzőit kereshetjük. Minden egyes újabb betáplálás további $C + 2$ szabadsági fok ($C - 1$ koncentráció, 1 mennyiség, 1 entalpia és 1 hely), minden egyes oldaltermék további két szabadsági fokot (mennyiség, hely) jelent.

E paraméterek rögzítése után a rektifikálóoszlop ismeretlen változóinak megoldásához négy összefüggésrendszer írható fel. Az egyenletek egy rektifikálóoszlop tetszőleges n-edik tányérjára (a *19.13. ábra* jelöléseivel):

a) fázisegyensúlyi összefüggések (*NC* db egyenlet):

$$y_{in} = K_{in} x_{in}, \tag{19.17}$$

ahol n a tányérsorszám, N pedig az elméleti tányérok száma;

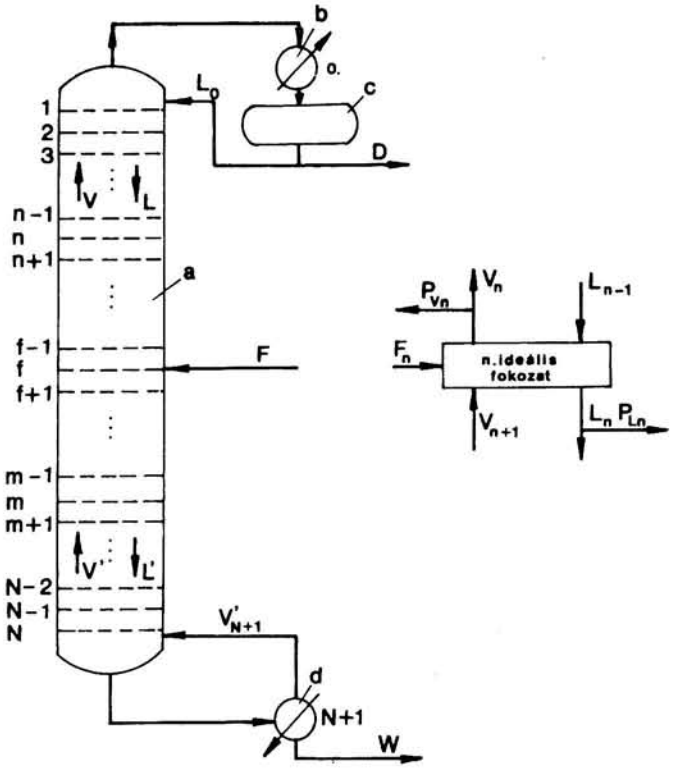
b) komponensek anyagmérlegének egyenletei (*NC* db egyenlet):

$$(L_n + P_{Ln})x_{in} + (V_n + P_{Vn})y_{in} - L_{n-1}x_{n-1} - V_{n+1}y_{n+1} - F_n x_{iFn} = 0, \tag{19.18}$$

ahol P_{Ln} és P_{Vn} az n-edik tányérról távozó folyadék- és gőzállapotú oldaltermék;

c) entalpiamérleg-egyenletek (N db egyenlet):

$$(L_n + P_{Ln})\, h_n + (V_n + P_{Vn})\, H_n - L_{n-1}\, h_{n-1} - V_{n+1}\, H_{n+1} - q_n = 0, \tag{19.19}$$



19.13. ábra. Desztillálóoszlop jelölései
a – kolonna, b – kondenzátor, c – refluxtartály, d – visszaforraló

ahol q_n az n-edik tányér betáplálásának entalpiaárama;

d) móltörtösszegezési egyenletek ($2N$ db egyenlet):

$$\sum_i x_{in} = 1 \,, \tag{19.20}$$

$$\sum_i y_{in} = 1 \,. \tag{19.21}$$

A K_{in}, h_n és H_n általában a hőmérséklet és a két fázis összetételének függvénye állandó nyomáson. Így $NC + NC + N + 2N = N\,(2C + 3)$ számú nemlineáris egyenletből álló egyenletrendszerünk van

y_{in}	...	NC
x_{in}	...	NC
L_n	...	N
V_n	...	N
T_n *(implicite)*	...	N

összesen: $N(2C + 3)$ számú ismeretlennel.

Az egyenletrendszer megoldása

I. Többváltozós Newton-módszer alkalmazása

1. változat. A (19.17 – 19.21) egyenletrendszer megoldására a többváltozós Newton-féle szimultán konvergenciaeljárás alkalmazása látszik kézenfekvőnek, ahol minden egyenletet konvergenciafüggvényként használunk.

A Newton-féle konvergenciaformula alkalmazásának problémája, hogy p számú ismeretlen és p számú egyenlet esetén a Jakobi-féle determináns értékének meghatározása p^2 derivált kiszámítását igényli. Esetünkben $p = N(2C + 3)$. Egyenletrendszerünk megoldásához pl. 10 komponens és 30 elméleti tányér esetén még a zérusértékűek leszámításával is 10770 parciális derivált kiszámítására lenne szükség iterációnként. Ebből a példából is egyértelműen látható, hogy a számítás gazdaságos megvalósításához célszerű a feladat egyszerűsítése.

2. változat. Ha K_{in} értékét az összetételtől függetlennek tekintjük, (ill. attól való függőségét csak az utolsó iterációk során vesszük figyelembe), feladatunk egyszerűsödik.

Jelöljük az n-edik tányérra és az n-edik tányér alatt belépő és kilépő moláris anyagáramok összegét $\sum F_{k< n}$ -nel, akkor a globális anyagmérleg a (19.18) egyenletek összegeként:

$$V_n - L_{n-1} - \sum F_{k<n} = 0. \qquad (19.22)$$

Ennek felhasználásával az L-értékek, a (19.17) egyenletekkel pedig a gőzkoncentrációk küszöbölhetők ki és így már csak három összefüggésrendszer jön létre.

a) Komponensmérleg- vagy M-egyenletek (NC db egyenlet):

$$M_{in}(x_{in-1}; x_{in}; x_{in+1}; V_{n-1}; V_n; V_{n+1}; T_{n-1}; T_n; T_{n+1}) = 0 \qquad (19.23)$$

vagy részletezve:

$$-x_{i\,n-1}+\left[\frac{-\sum F_{k<n+1}+V_{n+1}+V_n K_{i\,n}}{-\sum F_{k<n}+V_n}\right]x_{i\,n}- \\ -\frac{V_{n+1}K_{i\,n+1}}{-\sum F_{k<n}+V_n}x_{i\,n+1}-\frac{F_n x_{i\,F\,n}}{-\sum F_{k<n}+V_n}=0 \qquad (19.24)$$

b) Entalpiamérleg- vagy H-egyenletek (N db egyenlet):

$$H_n\,(x_{i\,n-1};\ x_{i\,n};\ x_{i\,n+1};\ V_{n-1};\ V_n;\ V_{n+1};\ T_{n-1};\ T_n;\ T_{n+1})=0 \qquad (19.25)$$

ami megfelel a (19.19) egyenletnek.
c) Összegezési vagy S-egyenletek (móltört-normalizálási feltételek) (N db egyenlet):

$$S_n\,(x_{i\,n};\ V_n,\ T_n)=0, \qquad (19.26)$$

ami megfelel a (19.20) és (19.21) egyenleteknek. [A (19.22) egyenletek behelyettesítésével a (19.20) és (19.21) egyenletek már nem függetlenek egymástól, így csak N db S-egyenletünk marad.]
Az így kapott egyenletrendszer $NC + N + N = N\,(C + 2)$ egyenletet tartalmaz,

$x_{i\,n}$	...	NC
V_n	...	N
T_n	...	N

összesen: $N\,(C + 2)$ számú ismeretlennel.

Ebben az esetben az előző példánknál maradva (10 komponens, 30 tányér) a *Newton–Raphson*-formula alkalmazása 3540 parciális derivált kiszámítását igényli iterációnként, a zérusértékűek leszámításával.

II. A fokozatos közelítés iterációs módszerei

Az előzőekben leírt egyenletrendszer megoldását elméleti tányéronként vagy egyenlettípusonként kereshetjük. Ha az *elméleti tányéronkénti* keresést választjuk, a Lewis–Matheson-féle „tányérról-tányérra" számításhoz jutunk, amely a komponensek határoló összetételeinek teljes ismeretét tételezi fel. Ha a határoló összetételek nem teljesen rögzítettek (vagy kellő pontossággal nem becsülhetők), az alapváltozat nagyon lassan (vagy egyáltalán nem) konvergáló

iterációs módosításait kell kihasználni. Ennek következtében ez a tányérról-tányérra számítás a mérnöki gyakorlatban nem terjedt el.

Ha az iteráció elkerülhetetlen, az egyenletrendszer megoldását általában gazdaságosabb *egyenlettípusonként* keresni. A fokozatos közelítési módszer szerint a szabadsági foknak megfelelő számú változó rögzítése után bizonyos változók értékeit feltételezzük (elsődleges feltételek), amelyekkel a többi ismeretlen változót kiszámítjuk. A kapott értékeket ellenőrző egyenletekkel próbáljuk ki, majd konvergenciaeljárásokkal a következő iterációhoz a változók egy csoportjának olyan új értékeket adunk, amely közelebb visz az egyenletrendszer megoldásához. A számítást mindaddig ismételjük, amíg az eltérés az előírt hibakorlátnál nagyobb.

A) 2N Newton-módszer

A rektifikálóoszlop egyenletrendszerének megoldására elvileg két utunk van:

- A V_n- és a T_n-értékek feltételezésével (pl. állandó moláris anyag árammal és lineáris hőmérséklet-eloszlással) kapott lineáris M-egyenletrendszer megoldása $x_{i\,n}$-értékekre, majd ellenőrzés a (19.25) és (19.26) egyenletekkel;
- az x_{in}-értékek feltételezése ; (19.24) egyenlet megoldása V_n- és T_n-értékekre és ellenőrzés a (19.25) és a (19.26) egyenletekkel.

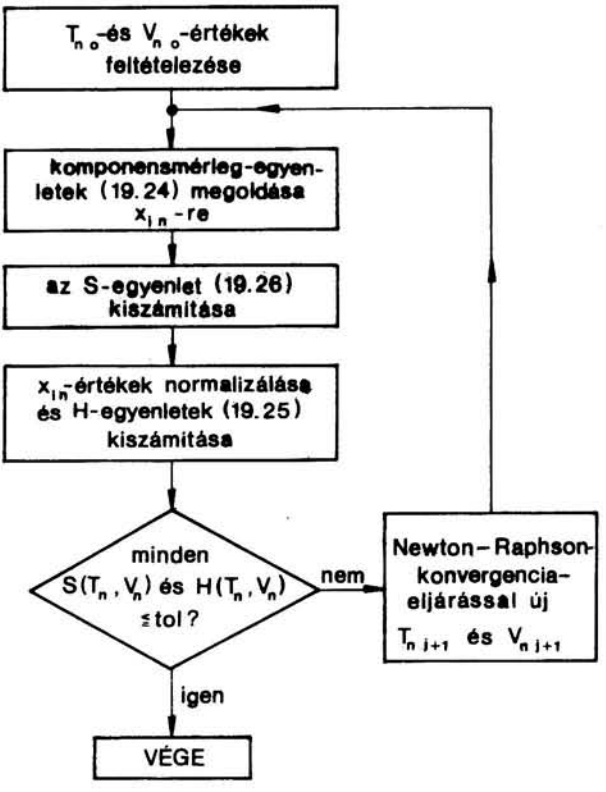
A valóságban azonban nincs választási lehetőségünk, ui. a második esetben a feltételezett és konvergáltatott változók száma nagyobb (NC a $2N$ helyett) és a megoldás egyébként is nehézkes, mert a (19.25) és a (19.26) ellenőrző egyenletek T_n -re nem lineárisak.

Ennek megfelelően a professzionális szimulációs programcsomagok kolonnaszámító módszerei a *tányérszám és a* V_n, T_n *profilok felvételét* követően konvergáltatják a változókat. Ennek iterációs sorrendjét mutatjuk be a *19.14. ábrán*. Látható, hogy a (19.25) ellenőrző egyenlet alkalmazása csak azután reális, ha az $x_{i\,n}$-értékeket előzőleg a (19.26) egyenletekkel normalizáltuk.

Ha a komponensmérleg-egyenlet megoldása és a kapott x_{in}-értékek normalizálása után a többváltozós Newton–Raphson-féle konvergenciaeljárást alkalmazzuk, az eljárás az előbb említett példára 10 komponens és 30 elméleti tányér esetén már csak pl. 240 parciális derivált kiszámítását igényli iterációként.

B) Szekvenciális vagy felbontásos számítási eljárások

Az eljárások esetében külön konvergáltatjuk a T_n és külön a V_n változókat. Alapvetően fontos annak a kérdésnek az eldöntése, hogy az adott változó



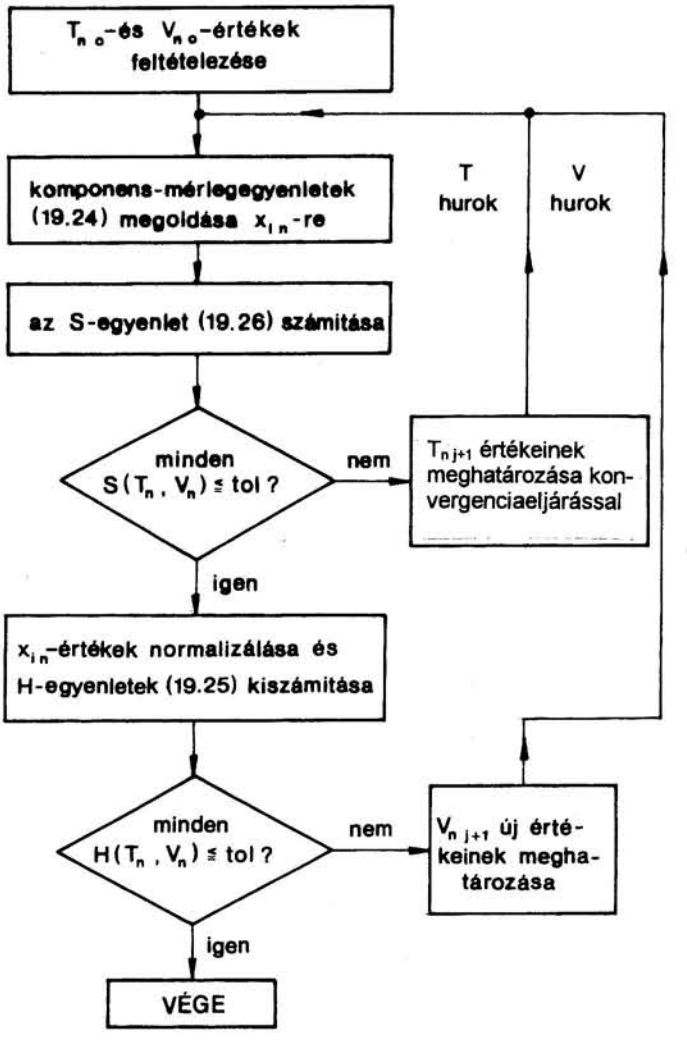
19.14. ábra. 2*N*-Newton-módszer

konvergenciáját melyik ellenőrző függvény határozza meg. Általános szabálynak tekinthető, hogy a változó új értékét azon ellenőrző függvény szerint kell változtatni, amelyre érzékenyebb. Ennek alapján kétféle szekvenciális számítási eljárást különböztetünk meg.

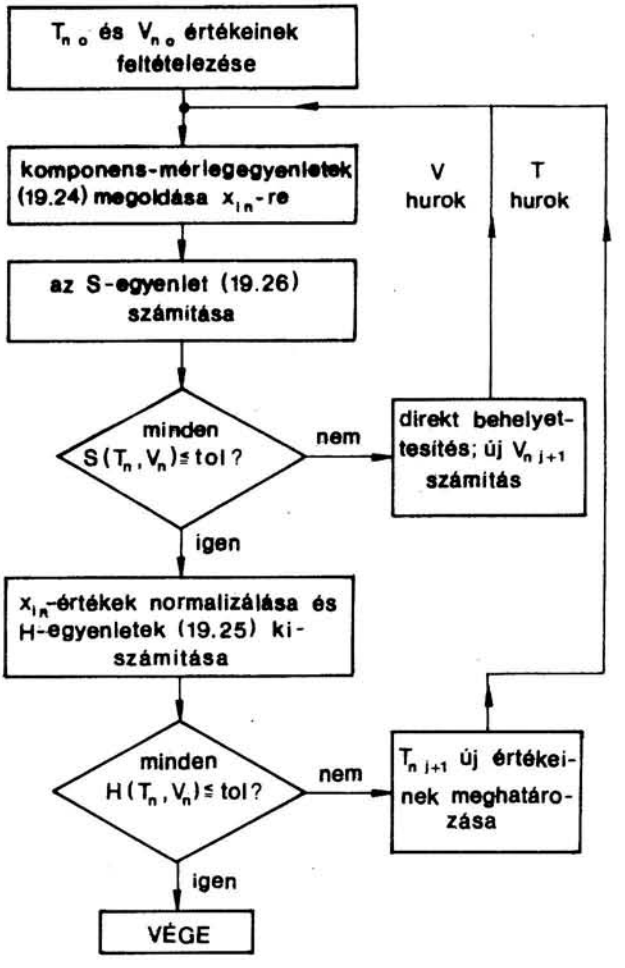
a) Ha a tányérhőmérsékletet fizikailag elsősorban az összetétel ($\sum_i y_{i\,n} = \sum_i x_{i\,n} = 1$) és az anyagáramot elsősorban az entalpiamérleg határozza meg, a *BP- (= bubble point = buborékpont)módszer* alkalmazása célszerű *(19.15. ábra)*. Ebben az esetben a rejtett hő hatása döntő az érzékelhető hővel szemben a szétválasztás műveletében (pl. közeli forráspontú komponenseket tartalmazó elegy desztillációja). Állandó moláris anyagáram feltételezésekor az entalpiamérleget ellenőrző 2. hurok (*V*) elhagyható.

b) Ha a globális anyagáramot elsősorban az összetétel, a hőmérsékletet pedig az entalpiamérleg határozza meg, a *V* hurok megelőzi a *T* hurkot. Ez az ún.

SR - (= sum of rates = törtösszegező) módszer *(19.16. ábra)*. Alkalmazása ajánlatos, ha az érzékelhető hő hatása döntő az entalpiamérlegre (pl. távoli forráspontú komponenseket tartalmazó elegy desztillációja, abszorpció). A folyadék-folyadék extrakció is ennek alapján modellezhető; az izoterm művelet miatt azonban a második hurok (*T*) elmarad.



19.15. ábra. BP-módszer logikai vázlata



19.16. ábra. SR-módszer logikai vázlata

Desztilláció esetében a *BP* - és az *SR*-módszerek között a FRIDAY és a SMITH által bevezetett Δ_{DB} kritérium értéke alapján választhatunk. Δ_{DB} a betáplálás harmatpontjának és buborékpontjának különbsége. $\Delta_{DB} < 100$ °F = 55 °C esetén a *BP*-módszerrel, nagyobb Δ_{DB}-érték esetén pedig az *SR*-módszerrel gyors a konvergencia. Legnehezebb az átmeneti tartomány számítása, ahol az alapváltozatok „csillapított vagy erősített" módosításainak alkalmazására van szükség.

Hangsúlyozni kívánjuk, hogy akár a 2*N* Newton-módszert, akár a szekvenciális eljárásokat követjük, a nagy valószínűségű konvergencia eléréséhez a

V_n és T_n értékeinek rögzítése szükséges. Tehát *a professzionális szimulátorok alkalmazásánál terméktisztasági előírásokkal csak azután célszerű próbálkozni, amikor már V_n és T_n rögzítésével konvergált megoldásunk van, és meggyőződtünk a tisztasági kívánalmunk realitásáról.* Ellenkező esetben nagy valószínűséggel divergens számításhoz jutunk.

A komponens-mérlegegyenlet megoldása

Az általános (19.23) komponens-mérlegegyenlet-rendszer, N elméleti tányér esetén az i-edik komponensre egy betáplálással és oldaltermék nélkül a következő formában írható fel:

$$
\begin{aligned}
-V_1\, x_{i0} + V_1\, K_{i1}\, x_{i1} &= 0\ , \\
(V_1 - D)\, x_{i0} - (V_2 - D + V_1\, K_{i1})\, x_{i1} + V_2\, K_{i2}\, x_{i2} &= 0\ , \\
(V_2 - D)\, x_{i1} - (V_3 - D + V_2\, K_{i2})\, x_{i2} + V_3\, K_{i3}\, x_{i3} &= 0\ , \\
&\vdots \\
(V_n - D)\, x_{i\,n-1} - (V_{n+1} - D + V_n\, K_{in})\, x_{in} + V_{n+1}\, K_{i\,n+1}\, x_{i\,n+1} &= 0, \qquad (19.27) \\
&\vdots \\
(V_f - D)\, x_{i\,f-1} - (V_{f+1} + W + V_f\, K_{if})\, x_{if} + V_{f+1}\, K_{i\,f+1}\, x_{i\,f+1} + F\, x_{iF} &= 0, \\
&\vdots \\
(V_{N-1} + W)\, x_{i\,N-2} - (V_N + W + V_{N-1}\, K_{i\,N-1})\, x_{i\,N-1} + V_N\, K_{iN}\, x_{iN} &= 0, \\
(V_N + W)\, x_{i\,N-1} - (W + V_N\, K_{iN})\, x_{iN} &= 0\,.
\end{aligned}
$$

A betáplálási tányér az f-edik, ezért van az f-edik tányér egyenletében Fx_{iF}.
Az egyenletrendszer tömörebb mátrixos írásmóddal:

$$\boldsymbol{M}_i\, \boldsymbol{x}_i = \boldsymbol{f}_i, \qquad (19.28)$$

ahol $\boldsymbol{x}_i$ a kolonna $(N+1)$ elemű összetételi oszlopvektora ; $\boldsymbol{f}_i$ a kolonna $(N+1)$ elemű betáplálási oszlopvektora ; alakjuk:

$$\boldsymbol{x}_i = \begin{bmatrix} x_{i0} \\ x_{i1} \\ x_{i2} \\ \vdots \\ x_{in} \\ \vdots \\ x_{iN} \end{bmatrix} \qquad \boldsymbol{f}_i = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ 0 \\ \vdots \\ 0 \\ \vdots \\ -F\,x_{iF} \\ \vdots \\ 0 \end{bmatrix} \tag{19.29}$$

$\boldsymbol{M}_i$ egy $(N+1)$ -edrendű tridiagonális mátrix, alakja:

$$\boldsymbol{M}_i = \begin{bmatrix} B_0 & C_0 & & & & & & & & \\ A_1 & B_1 & C_1 & & & & & & & \\ & A_2 & B_2 & C_2 & & & & & & \\ & & & \vdots & & & & & & \\ & & & & A_n & B_n & C_n & & & \\ & & & & & & \vdots & & & \\ & & & & & & & A_{N-1} & B_{N-1} & C_{N-1} \\ & & & & & & & & A_N & B_N \end{bmatrix} \tag{19.30}$$

és elemei:

$$\begin{aligned} B_0 &= -(V_1) \text{ (totálkondenzátor)}, \\ B_0 &= -V_1 - (K_{i0} - 1)\,D \text{ (parciális kondenzátor)}, \\ B_n &= -(V_{n+1} - D + V_n K_{in}) \qquad 1 \le n \le f-1, \\ &= -(V_{n+1} + W + V_n K_{in}) \qquad f \le n \le N-1, \\ B_N &= -(W + V_n K_{in}) \end{aligned} \tag{19.31}$$

$$A_n = V_n - D \qquad 1 \le n \le f,$$

$$= V_n + W \qquad f+1 \le n \le N,$$

$$C_n = V_{n+1} K_{in+1} \qquad 0 \le n \le N-1.$$

A komponens-mérlegegyenlet-rendszer megoldását az

$$\boldsymbol{x}_i = \boldsymbol{M}_i^{-1} \boldsymbol{f}_i \tag{19.32}$$

mátrixegyenlet formájában kaphatjuk meg, ha az egyensúlyi állandók értékei valamilyen formában ismertek.

Általános esetben (tetszőleges számú betáplálással és oldaltermékkel) a komponensmérleg (19.28) mátrixegyenlete továbbra is érvényes, csupán a tridiagonális mátrix és az $\boldsymbol{f}_i$ oszlopvektor alakja változik. Az $\boldsymbol{f}_i$ vektor általános alakja:

$$\boldsymbol{f}_i = \begin{bmatrix} -f_{i0} \\ -f_{i1} \\ -f_{i2} \\ \vdots \\ -f_{in} \\ \vdots \\ -f_{iN} \end{bmatrix} \tag{19.33}$$

ahol $f_{in} = F_n \; x_{iF_n}$ az n-edik tányérra belépő komponensáramot jelenti. Az f_{in} természetesen csak a betáplálási tányéroknál különbözik zérustól. A tridiagonális mátrix elemei a következők:

$$A_n = L_n \qquad 1 \le n \le N,$$

$$B_0 = -V_1$$

$$B_n = -[L_n + P_{Ln} + K_{in}(V_n + P_{Vn})] \quad 1 \le n \le N-1, \tag{19.34}$$

$$B_N = -[W + K_{iN}(V_N + P_{VN})],$$

$$C_n = K_{in+1} V_{n+1} \qquad 0 \le n \le N-1,$$

ahol P_{Ln} az n-edik tányérról elvett folyadékállapotú oldaltermék, P_{Vn} az n-edik tányérról elvett gőzállapotú oldaltermék.

Tányérhatásfok figyelembevétele, a reális tányérmodell

Előző megállapításaink elméleti tányérokra vonatkoztak. Ha az ún. „átlagos kolonnahatásfokkal" dolgozunk (az átlagos kolonnahatásfokot úgy kapjuk meg, hogy az elméleti tányérok számát osztjuk a valódi tányérok számával), a számítás változatlan, mivel az egyensúlytól való eltérést egyetlen paraméterrel vesszük figyelembe, ami a számítás utolsó művelete lehet.

A *Murphree-féle* egyedi tányérhatásfok-definició használata már $N(C\text{-}1)$ további mennyiséget jelent. Figyelembe véve azonban azt, hogy a komponensenkénti tányérhatásfokot általában azonosnak veszik az összes tányérra, a paraméterek száma $(C\text{-}1)$-re csökken és a számítás egyszerűsödik. A *Murphree-féle* gőzhatásfok-definició egyenletéből ui.

$$E_{MV_{in}} = \frac{y_{in} - y_{in+1}}{y^*_{in} - y_{in+1}} = \frac{v_{in} - v_{in+1}\dfrac{V_n}{V_{n+1}}}{\dfrac{K_{in}V_n}{L_n} l_{in} - v_{in+1}\dfrac{V_n}{V_{n+1}}}, \qquad (19.35)$$

és l_{in} kifejezése:

$$l_{in} = \frac{L_n}{K_{in} V_{n+1}} \left(1 - \frac{1}{E_{MV_{in}}}\right) v_{in+1} + \frac{L_n}{K_{in} V_n} \frac{1}{E_{MV_{in}}} v_{in}. \qquad (19.36)$$

E kifejezést a (19.18) egyenletbe helyettesítve ismét tridiagonális mátrix-egyenletet kapunk komponens-mérlegegyenlet-rendszerként:

$$-\frac{L_{n-1}}{K_{in-1}V_{n-1}E_{MVin-1}}v_{in-1}+$$

$$+\left[1+\frac{L_n}{K_{in}V_nE_{MVin}}-\frac{L_{n-1}}{K_{in-1}}-\frac{L_{n-1}}{K_{in-1}V_n}\left(1-\frac{1}{E_{MVin-1}}\right)\right]v_{in}+ \qquad (19.37)$$

$$+\left[\frac{L_n}{K_{in}V_{n+1}}\left(1-\frac{1}{E_{MVin}}\right)/1\right]v_{in+1}-f_{in}=0 \quad ,$$

amely E_{MVi} és K_i ismeretében (és L, V feltételezésével) az ismertetett módszerekkel megoldható.

Az ismertetett megoldási módszerek mellett számos egyéb megoldási megközelítés és módszer látott napvilágot. Ezek közül megkülönböztetett figyelmet érdemel az utóbbi időben egyre inkább elterjedő *reális tányérmodell*, ahol a *modellezés alapja már nem az elméleti tányér.* Az ún. *„rate-based"* megközelítésnél a gőz- és folyadékfázisú anyagátadási és hőátadási együtthatók közvetlenül „épülnek be" a mérlegegyenletekbe. Ezzel lehetővé válik a reális tányér megközelítés az elméleti tányér és hatásfok számítása nélkül.

19.6. Komplex elegyek frakcionálása

Desztillációs szempontból komplexnek nevezzük azokat az elegyeket, amelyek olyan nagyszámú összetevőből állnak, hogy azoknak sem száma, sem egyedi mennyisége nem határozható meg, ezért a rendszer, ill. a rendszerrel végzett rektifikálási művelet a tiszta komponensek tulajdonságai alapján nem jellemezhető. A legfontosabb ipari komplex rendszerek a kőolajok és párlataik. A kőolajok és a belőlük származó termékek a rektifikálással feldolgozott folyadékelegyek több, mint 80%-át teszik ki. Komplex elegyek desztillációjára más példákat is találunk, többek között az élelmiszer- és a műanyagiparban.

Komplex elegyek frakcionálása általában csak empirikus módszerekkel számítható. A szétválasztó képesség becslésére felhasznált módszerek jelentős része az ún. pszeudokomponensek feltételezésével számol. E szerint az elegyet fiktív összetevőkre bontjuk, amelyeket átlagos fizikai tulajdonságokkal jellemzünk; pl. átlagos sűrűséggel, átlagos molekulasúllyal, átlagos kritikus és molekuláris tulajdonságokkal. E tulajdonságok, továbbá a gőz- folyadékegyensúlyi koncentrációk hőmérséklet- és nyomásfüggésének ismeretében a komplex ele-

gyek rektifikálásának számítására is a többkomponensű rektifikálás már ismertetett módszerei alkalmazhatók. A számítási módszerek és főként a gőz-folyadék egyensúlyi összefüggések – általánosított jellegükből következően – nem egzaktak, a pszeudokomponensek kiválasztása és átlagos tulajdonságaik becslése ugyanis bizonyos fokig mindig önkényes.

A komplex elegy desztillációs elválasztásának speciális sajátságai, a teljesség igénye nélkül a következők:

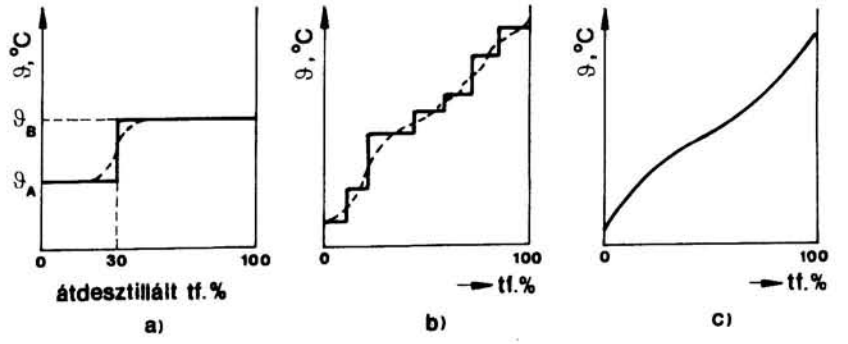
- a legtöbb esetben nem egyedi alkotórészek kiválasztása a célunk, hanem bizonyos forrásponthatárú párlatok (benzin, gázolaj stb.) vagy más fizikai sajátságú, pl. viszkozitású termékek kinyerése,
- a termékekre vonatkozó laboratóriumi vizsgálatok általában empirikus módszereken alapulnak, amelyekből a frakcionálás pontosan nem számítható,
- a termékekre vonatkozó laboratóriumi elemzések szakaszos típusúak, az ipari rektifikálóberendezések pedig általában folyamatosak,
- esetenként egy vagy több oldalterméket is elveszünk,
- esetenként visszaforralás nélkül dolgozunk (a teljes hőszükségletet a betáplálás fedezi),
- a szétválasztás minőségét sok esetben az empirikus „forrásponthézag" és a „forráspont-átlapolás" fogalmakkal jellemezzük,
- az ún. kiforralóoszlopokba (stripperekbe) gyakran táplált kiforraló gőz megváltoztatja a kolonnaszakaszok gőzterhelését,
- a tányér- és kolonnahatásfok becslése nehézkes.

Laboratóriumi vizsgálatok

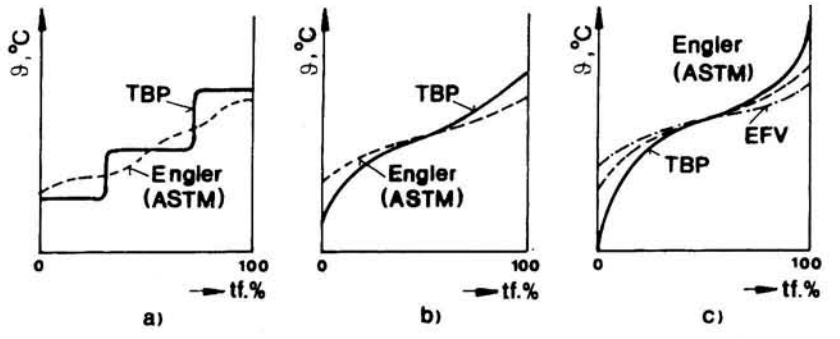
A kőolajtermékekre vonatkozó laboratóriumi vizsgálatok empirikus módszereken alapulnak. A laboratóriumi desztillációs elemzések háromféle desztillációs görbét vizsgálnak.

1. *valódi forrásgörbe* („true boiling point" = *TBP*),
2. *ASTM* vagy *Engler-desztillációs görbe,*
3. *Egyensúlyi forráspontgörbe* („equilibrium flash vaporisation" = *EFV*).

Mivel az *EFV*- és *TBP*-görbék kísérleti meghatározása időigényes és drága, ezért ezek számítására az *ASTM* (Engler)-görbékből kiinduló empirikus módszereket dolgoztak ki. Az *ASTM*- vagy Engler-desztillációt magyar szabvány is előírja (MSz 11737). Az egyes görbék összehasonlítását a *19.17.* és *19.18. ábrákon* adtuk meg. A *TBP*-görbéhez jó hatásfokú analitikai laborkolonna szükséges (kb. 100 egyensúlyi lépcső; a refluxarány 100:1).



19.17. ábra. Valódi forráspont (*TBP*)-görbék
a – biner elegy, b – többkomponensű elegy, c – komplex elegy



19.18. ábra. Desztillációs görbék összehasonlítása
a – terner-elegy *TBP*- és *ASTM*-görbéi, b – komplex elegy *TBP*- és *ASTM*-görbéi,
c – komplex elegy *TBP*- *ASTM*- és egyensúlyi forráspont (*EFV*)-görbéi

A *19.17. ábrán* az a) rész 30 tf% *A* és 70 tf% *B* összetételű kétkomponensű elegy *TBP*-görbéje. A lépcsős „görbe" az elméleti, az inflexiós görbe a mért érték. A b) rész többkomponensű elegyre, a c) rész komplex elegyre vonatkozik. Ez utóbbi esetben a komponensek száma rendkívül nagy (már lépcsők sincsenek), vagyis az egyes alkotók tf%-os összetétele kicsi. Mivel a forráspontgörbe az egyes komponensek forrásponti hőmérsékletét jelenti az elegy össznyomásán, a görbe bármely pontja valamely pszeudokomponens gőznyomásgörbéjének egy pontjaként fogható fel. Így a különböző nyomásokhoz tartozó hőmérsékletek becsléséhez, vagyis a forráspontgörbe más nyomásra való átszámításához a *Cox-diagram* tenzióvonalai használhatók.

A legelterjedtebb desztillációs görbe az Engler-féle (*ASTM*) desztillációs görbe. Ez reflux nélküli fokozatos elgőzölögtetést jelent, szabványos (MSz

11737) berendezésben előírt módon. A lepárlási próba során az 5, 10, 20, 30, 40, 50, 60, 70, 80, 90 és 95 tf%-hoz tartozó hőmérsékleteket, valamint a kezdő- és végső forráspontot veszik fel. A *19.18. ábra* a) része egy háromkomponensű elegy tipikus Engler-görbéje, az ábrán a *TBP*- görbe is leolvasható. A b) ábrarész egy komplex elegy Engeler- és *TBP*- görbéje, míg c) ábrarész egy komplex elegy *TBP*-, Engler- (*ASTM*) és egyensúlyi (*EFV*) forráspontgörbéi. A tervezéshez fontos támpont a komplex elegy egyensúlyi forráspontgörbéje (*EFV*). Ez arról ad felvilágosítás, hogy adott nyomáson és különböző hőmérsékleteken a kiindulási elegy hány tf%-a alakul át a folyadékkal egyensúlyban lévő gőzzé.

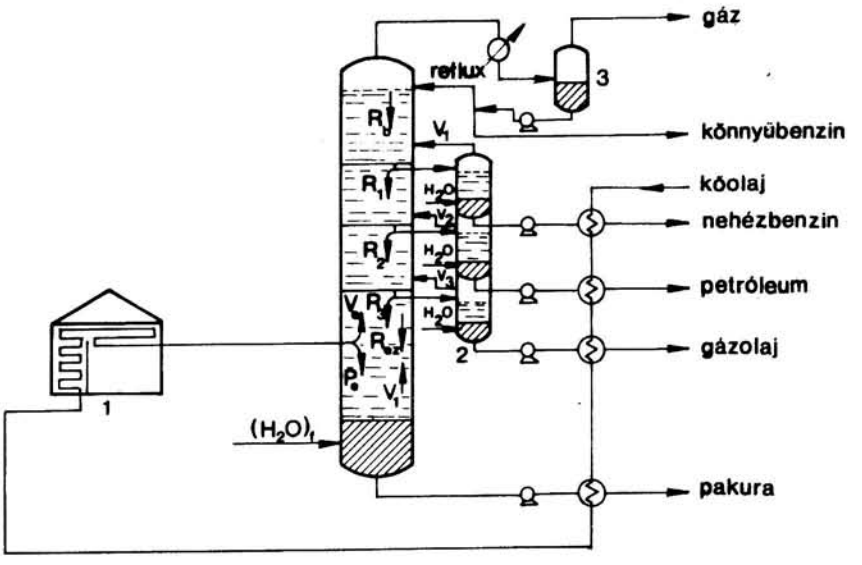
Az *EFV-görbe* folytonos cirkulációs rendszerű készülékkel mérhető. Az elegyet állandó nyomáson, de a buborék- és harmatpontok között különböző hőmérsékleteken elgőzölögtetve kapják az *EFV*-görbét. A *19.18. ábra* c) részéről jól látható, hogy az *EFV*-görbe 10...70 %-os meredeksége kisebb, mint az Engler-görbéjé, amely viszont kisebb mint a *TBP*-görbéjé. (Az *EFV*-görbe esetén nincs rektifikálás, a *TBP*-görbe pedig az elérhető legjobb frakcionálást adja).

Mivel az *EFV*- és a *TBP*-görbék kísérleti meghatározása időigényes és drága, ezért kiszámításukra számos empirikus összefüggést közöltek az *ASTM*-(Engler-) görbék adataiból. Végül megjegyezzük, hogy az igényesebb számításokhoz a gázkromatográfiás elemzéssel határozzák meg a szükséges desztillációs görbéket (*TBP*- vagy Engler-) és a gőz-folyadék egyensúlyi viszonyokat.

Komplex elegyet feldolgozó kőolajipari desztillálóüzemek

A kőolaj atmoszferikus desztillációjához a szétválasztandó kiinduló anyagot a termékek és az ún. cirkulációs refluxok hőjét hasznosító hőcserélő rendszerben előmelegítik, majd csőkemencében hevítik fel és onnan jut az atmoszferikus oszlop alsó középső ún. evaporációs részébe. Az oszlop mellett oldalkigőzölő oszlopok sorakoznak, ahol a termékeket vízgőzbefúvással „strippelik" *(19.19. ábra)*.

Az oldalpárlatok az összes felfelé haladó könnyebb komponenseket is tartalmazzák, amelyek a termékek kezdeti forráspontját csökkentenék. Ezért kombinálják általában az oldaltermékes kolonnákat a nemkívánatos könnyű komponensek eltávolítására kigőzölőkkel (strippelő oszlopokkal), amelyekben a párlatokat kiforralása történik. A toronyfenékbe és az oldaloszlopokba túlhevített vízgőzt fúvatnak be. Az elválasztás és a kolonna hőgazdálkodásának javítása miatt szokás a betáplálás és a kolonna teteje közti zónákban cirkulációs refluxokat alkalmazni.

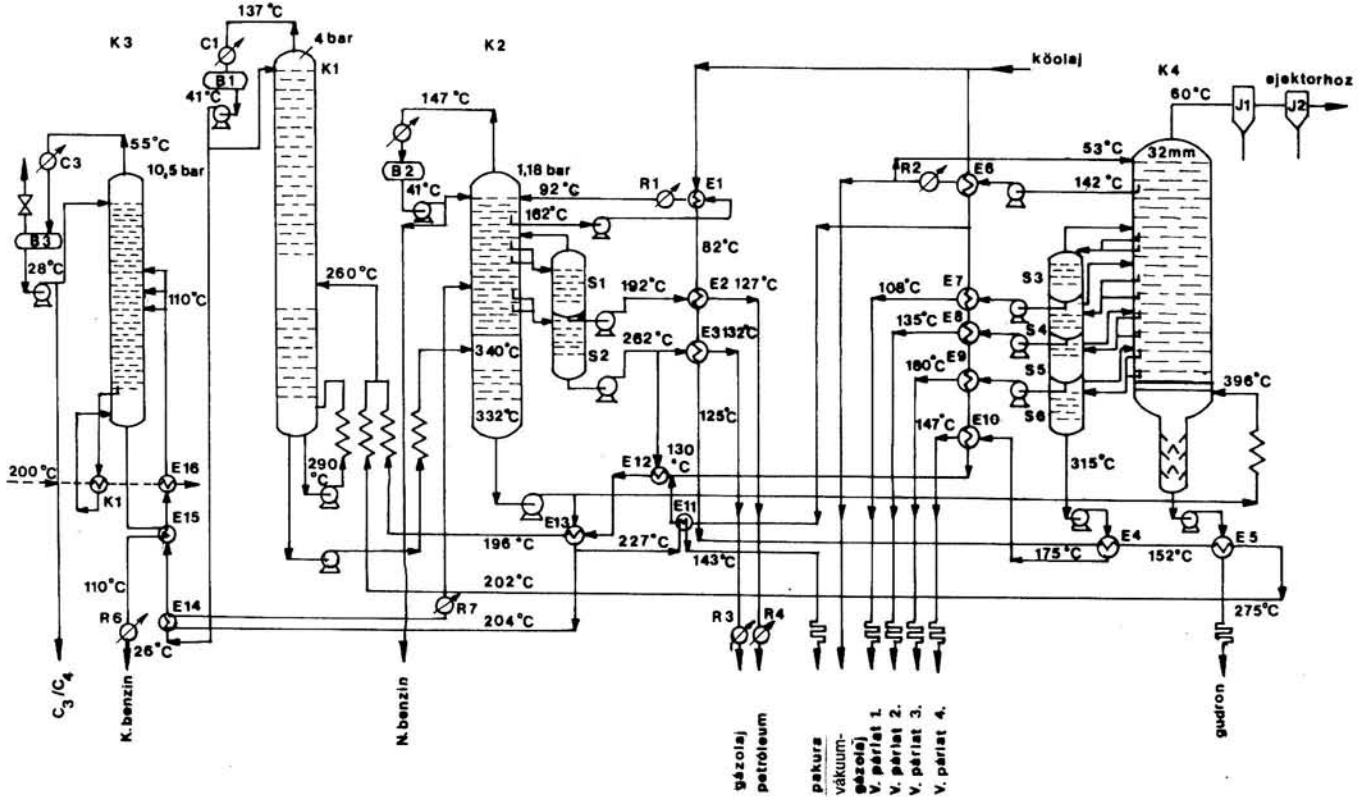


19.19. ábra. Atmoszferikus desztillálóüzem egyszerűsített vázlata
1 – csőkemence, 2 – kigőzölőoszlop, 3 – refluxtartály

A kőolajipari atmoszferikus és vákuumdesztilláló üzem (*AV-üzem*) részletesebb technológiai folyamatábráját a *19.20. ábrán* mutatjuk be. A kőolaj előmelegítés után az előlepárlóoszlopba (K_1) kerül, fejtermékként könnyűbenzinpárlatot kapunk. A fejtermékből a stabilizálóoszlopban (K_3) leválasztják a C_3/C_4 frakciót, amely fűtőgázként értékesíthető. A stabilizálás a benzin szempontjából is fontos, a gőznyomás kívánt értékének beállítására.

Az előlepárló oszlop fenéktermékét csőkemencében a betáplálási hőmérsékletre melegítik, majd az atmoszferikus oszlopban (K_2) fejtermékként nehézbenzinpárlatot, oldaltermékként pedig petróleumot (vagy turbina-hajtóanyagot) és esetleg két gázolaj-párlatot kapunk. Az atmoszferikus oszlop maradéka a pakura, amelyet csőkemencében felmelegítenek, majd a vákuumdesztilláló oszlopba (K_4) kerül, ahol a fejtermék gázolaj, az oldaltermékek pedig a könnyű-, a közép- és a nehéz paraffinos párlatok (esetleg 4 párlat). A vákuumdesztilláló-oszlop maradéka a gudron fűtőolajként használható fel.

A *19.20. ábrán* vázolt *AV*-desztillálóüzem technológiai kapcsolása és paraméterei csak tájékoztató jellegűek. Az ipari gyakorlatban – az alapanyagból és a termékektől függően – számos technológiai kapcsolás lehetséges és használatos. Ebből következően a konstrukciós és a technológiai paraméterek is széles tartományban változnak.



19.20. ábra. Atmoszferikus és vákuumdesztilláló üzem
K – kolonna, *S* – kiforralóoszlop, *E* – hőcserélő, *B* – refluxtartály, *C* – kondenzátor, *R* – hűtő, *J* – barometrikus kondenzátor

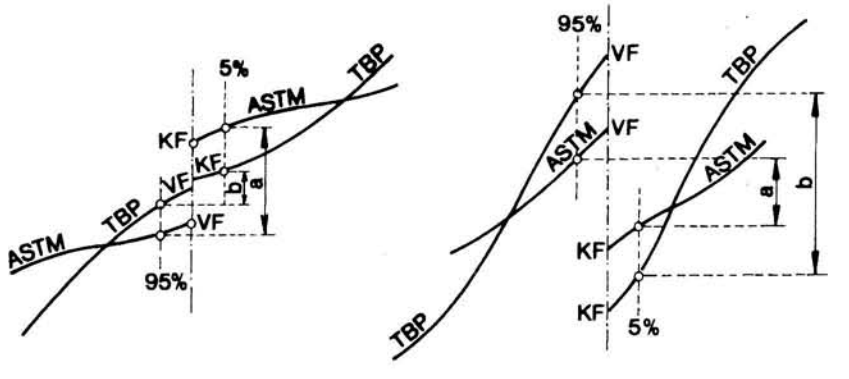
További fontos komplex elegyet frakcionáló technológia a kőolaj stabilizálása és a benzin-redesztilláció. Az utóbbi esetben az ún. alapbenzint további frakciókra bontják azért, hogy a reformálóüzemeket a kívánt szűkebb forráspontú párlatokkal ellássák.

Szekciónkénti tányérszám és refluxarány

A kőolajiparban használt oldaltermékes desztillálókolonnák technológiai számítása a kéttermékes kolonnákhoz képest bonyolultabb, mert az elvételi tányérokról elvitt folyadékkal az alattuk levő tányérok folyadék- és gőzterhelése csökken.

A komplex elegyek rektifikálása esetében a belső refluxarány és a tányérszám között nem állapíthatunk meg egyértelmű összefüggést, mivel a párlatokat nem a bennük levő komponensek minőségi és mennyiségi viszonyával jellemezzük, hanem az Engler- (*ASTM*- vagy *MSZ*-) forráspontgörbék „átlapolásával" vagy a forráspontgörbék közötti „hézaggal" *(19.21. ábra)*. Ha valamely párlat végső forráspontja magasabb, mint az utána következő nehezebb párlat kezdeti forráspontja, *forráspontátlapolásról,* ha a párlat végső forráspontja alacsonyabb, mint az utána következő nehezebb párlat kezdeti forráspontja, *forrásponthézagról* beszélünk.

A kezdeti és a végforráspontok meghatározási bizonytalanságai miatt a gyakorlatban az 5, ill. a 95%-os pontok hőmérsékleteinek különbségével szokás a forrásponthézagot (gap) és a forráspontátlapolást (overlap) jellemezni. A *19.21. ábra* jól szemlélteti, hogy a gyakorlatban használt *ASTM*- (Engler-) forrásponthézag és -átlapolások a *TBP*- forrásponthézag és -átlapolási értéknél



19.21. ábra. Forrásponthézag (gap) és forráspontátlapolás (overlap) szemléltetése *VF* – végforrpont, *KF* – kezdőforrpont. Bal oldalon: *a, b* hézag, jobb oldalon: *a, b* átlapolás

kedvezőbbek. A tapasztalatok szerint a tányérszám és a refluxarány értékeinek változtatásai bizonyos kritikus értékeken felül a komplex elegyek szétválasztásakor nem okoznak jelentős mértékű forráspontgörbehézag-, ill. forráspontgörbeátlapolás-változást. Ezek a megfigyelések arra a következtetésre vezetnek, hogy a kőolaj elsődleges desztillációjakor a kívánt minőségű párlatok aránylag kevés számú (5...8) tányérral is előállíthatók, továbbá az elválasztáshoz szükséges refluxarány általában kisebb annál az értéknél, amelyet a kolonna hőegyensúlya amúgy is igényel. Ennek megfelelően az egyes szétválasztási zónák tányérszámát tapasztalati adatok alapján szokás felvenni és a technológiai tervezés fő szempontjai: a hőmérleg részletes számítása, valamint a forráspont-átlapolások ellenőrzése empirikus korrelációkkal.

Igényesebb tányérszámbelső refluxarány-számításokat a gázkromatográffal identifikált, ill. közelített pszeudokomponensekkel végezhetünk a 19.5 alfejezetben ismertetett szigorú matematikai modellezéssel.

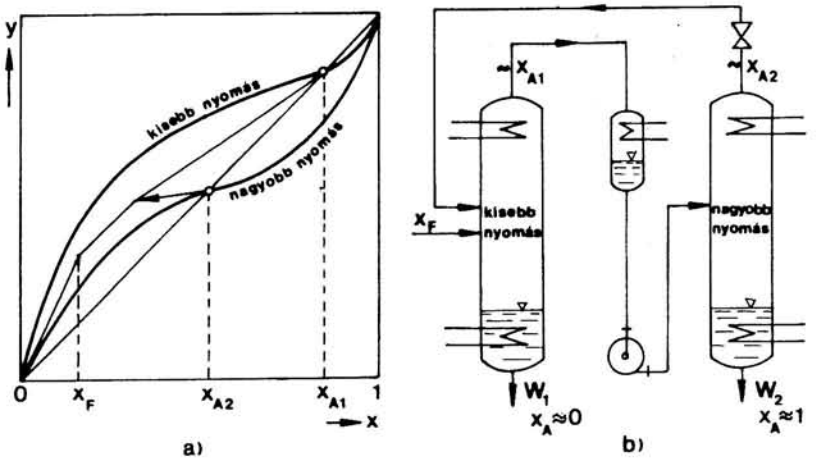
19.7. Különleges desztillációs módszerek

Ha a lepárlandó elegy komponenseinek forráspontkülönbsége nagyon kicsi, a desztillációs szétválasztás a szükséges nagy tányérszám és a nagy refluxarány miatt nem gazdaságos. A relatív illékonyságot véve alapul ez közelítőleg $\alpha < 1{,}04$ értéknél következik be. Ha pl. etil-benzolt kell egy kolonnában *m*-xilol és *p*-xilol mellől elválasztani, és a terméktisztaság 99%-os kell legyen, akkor 350 elméleti tányérra (szétválasztó fokozatra) van szükség. Továbbá hasonló tisztaságú *m*-xilol és a *p*-xilol szétválasztása 800 fokozatot igényel. Az ilyen nagy tányérszám a gazdaságos desztillációs elválasztást lehetetlenné teszi.

Ilyen esetekben és azeotróp elegyeknél általában ún. különleges desztillációs eljárást vagy más elválasztási (anyagátbocsátási) műveletet választunk a feladat megvalósítására.

Kétnyomásos rektifikálás

Azeotrop elegyet egyetlen kolonnában nem lehet komponenseire szétválasztani. Ilyen elegyeknél a kolonna egyik terméke lehet az egyik komponens, a másik az azeotrop elegy. Az ún. kétnyomásos eljárás azon alapul, hogy az azeotrop pont a nyomás változtatásával eltolódik *(19.22a ábra)*. A nyomáscsökkenés hatására az azeotrop pont általában az egyensúlyi diagram jobb ol-



19.22. ábra. Kétnyomásos eljárás
a – $y \sim x$ diagram, b – elvi folyamatábra

dali irányába tolódik el, ahol az azeotrop elegyben nagyobb arányban vannak jelen a könnyebben illó komponensek.

Két különböző nyomású oszloppal, így lehetővé válik olyan homogén azeotrop elegyek szétválasztása adalékanyag nélkül, amelyekből egyébként csak az egyik komponens volt tisztán kinyerhető *(19.22b ábra).* Az első kisebb nyomású oszlopban szétválasztjuk a magasabb forráspontú *B* komponenst és az x_{A1} minimális azeotrop elegyet. A kapott azeotrop elegyet a nagyobb nyomáson üzemelő oszlopban az azeotrop elegynél magasabb forrpontú *A* komponensre és x_{A2} összetételű azeotrop elegyre választjuk szét. Az azeotrop elegyet a második oszlopból az első oszlop megfelelő tányérjára tápláljuk vissza.

A kétnyomásos eljárás különösen gazdaságos, ha a két oszlop energetikailag integrálható, vagyis az első oszlop visszaforralóját a második oszlop kondenzátorával kombináljuk. Ez azt jelenti úi., hogy a második oszlop hőenergiáját az elsőben ismételten hasznosítjuk. Az energiaintegráció természetesen csak akkor lehetséges, ha a két kolonna nyomáskülönbsége elegendően nagy és a két komponens forráspontja elég közeli.

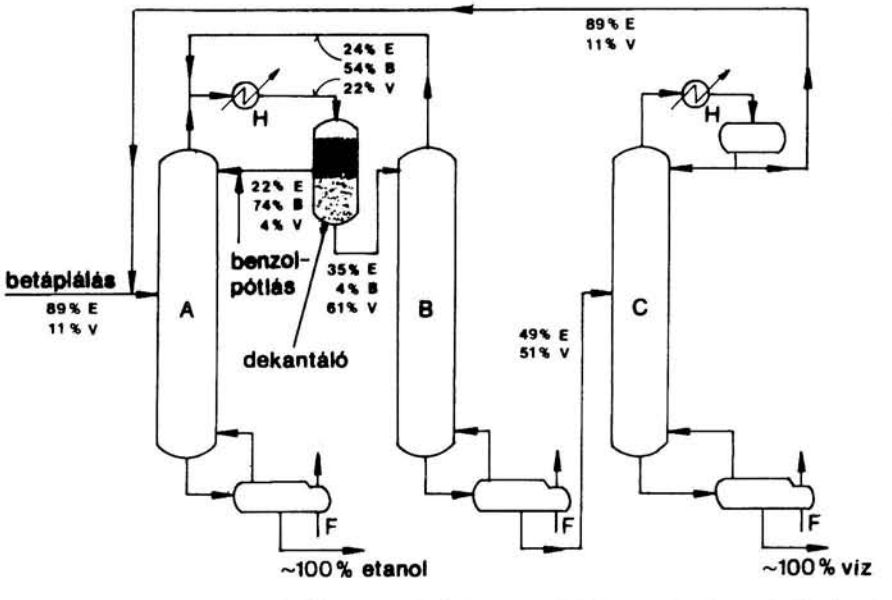
Azeotrop rektifikálás

Azeotrop rektifikálásnál az *A* és *B* komponensekből álló kiindulási elegyhez *C* azeotropképző komponenst adnak. A *C* komponens a kiindulási elegy valamely komponensével minimális forráspontú elegyet képez. A keletkezett, a

kiindulásinál illékonyabb azeotrop elegyet kihajtják, ez képezi a desztillátumot, míg a másik, gyakorlatilag tiszta komponens a maradékból vonható ki.

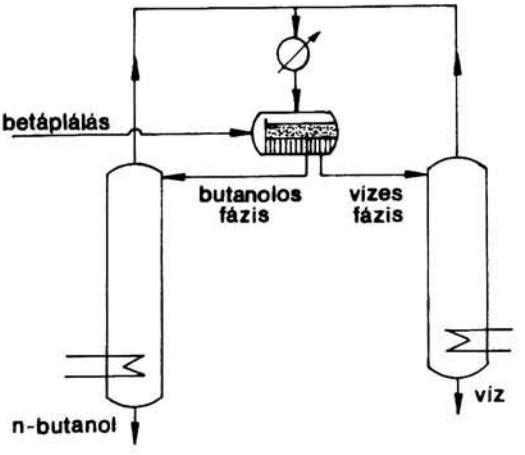
Esetenként a szétválasztó közeg megválasztható úgy, hogy a komponensek egyikével olyan azeotrop elegyet képezzen, amelynek forráspontja maximális. Ebben az esetben az új azeotrop elegy távozik a maradékba, míg az oszlopban felül elvezethető desztillátum gyakorlatilag csupán a kiindulási elegy másik komponensét tartalmazza. Lehet az azeotrop rektifikálást olyan szétválasztó közeggel is végezni, amely mindkét komponenssel azeotrop elegyet képez. Ebben az esetben az *A* és *B* komponensek aránya a hármas azeotrop elegyben más, mint a kiindulási elegyben, amelyet szétválasztásra betáplálnak. A folyamat ilyen változatában az oszlopból elvezetett desztillátum (minimális forráspontú azeotróp elegynél) a három komponensből álló azeotrop elegyet, a maradék pedig a kiindulási elegy valamelyik komponensét tartalmazza tiszta formában.

Az egymásban nem, vagy csak korlátoltan elegyedő ún. heteroazeotrop elegyek kondenzátuma két külön fázisra válik szét. Ezt használják ki a *heteroazeotrop elegyek rektifikálásánál.* Ilyen rendszert mutat a *19.23. ábra* etanol-víz elegy benzollal történő heteroazeotrop desztillációjára. A benzol (mint entrainer) ugyanis olyan terner minimális forráspontú azeotrópot képez az etanollal és a vízzel, amelyben a víz aránya az etanolhoz viszonyítva nagyobb, mint az etanol- víz biner azeotropban volt.



19.23. ábra. Etanol abszolutizálása benzollal (*E* = etanol, *V* = víz, *B* = benzol, *H* = hűtés, *F* = fűtés; az összetételek mol%-ban értendők)

Az *A* oszlopba 96%-os etanolt adagolunk (mol%-ban: 89%-os), melyet közönséges desztillációval nyerhetünk. A terner azeotrop ebben az oszlopban fejpárlat, az abszolút etanol pedig fenéktermék. A fejtermék gőzök kondenzálás után az elválasztóba (dekanter) jutnak, ahol két folyadékréteg alakul ki. A felső benzoldús réteget refluxként az *A* oszlopba vezetjük vissza, az alsó réteget pedig a *B* oszlopba továbbítjuk. Ennek a fejterméke is a terner azeotrop elegy, a fenéktermék pedig benzolmentes vizes etanol. Ez utóbbi terméket a *C* oszlopba tápláljuk be, mely közönséges desztillációval 96%-os (89 mol%-os) etanolt termel. A fenéktermék csaknem tiszta víz. A *C* oszlop fejtermékét az *A* oszlopba tápláljuk vissza az azeotrop összetételű etanol újrafeldolgozására. Megjegyzendő, hogy mindhárom oszlop tetején azeotrop elegy távozik, és a benzolt a rendszerben folyamatosan körforgalomban tartjuk. Az *A* oszlop tehát az azeotrop desztillációt, a *B* oszlop a benzol visszanyerést és végül a *C* oszlop a víz elválasztást végzi.



19.24. ábra. n-butanol ~ víz elegy szétválasztása

Ha a betáplált anyag összetétele maga is az oldhatósági lyukba esik, vagyis olyan bruttó összetételű, amely két nemelegyedő folyadékból áll, úgy más kapcsolást alkalmazunk. A betáplálandó anyagot közvetlenül az elválasztó edénybe vezetjük. A két frakcionáló oszlop ily módon csak szegényítő (kihajtó) szakaszt tartalmaz. A *19.24. ábrán n*-butanol ~ víz elegy szétválasztását vázoltuk. A heteroazeotrop pont 1013 hPa nyomáson: 57,6 tömeg% butanol, azaz 42,4 % víz. A forráspont 92,5 °C, a vizes fázis 92,0 % vizet, a butanolos pedig 30,5% vizet tartalmaz.

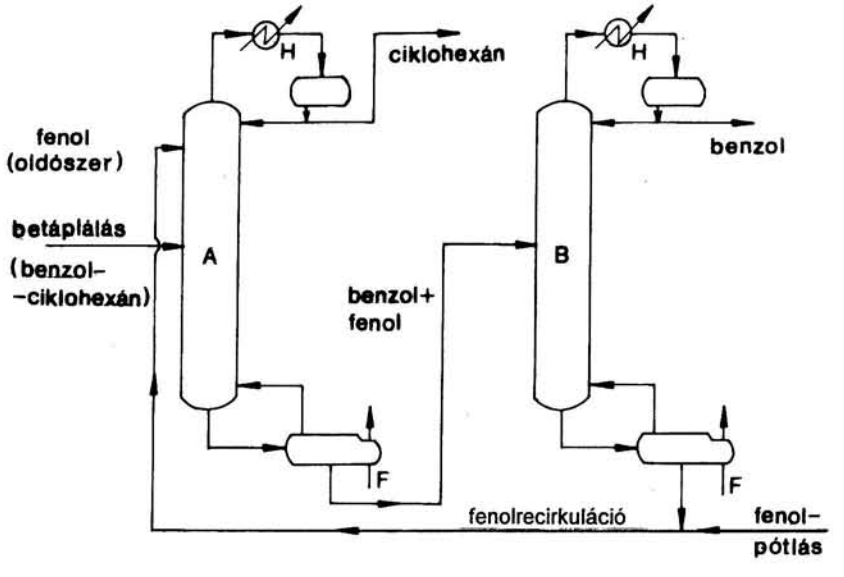
Extraktív desztilláció

Ha valamely elegy a kis relatív illékonyság miatt közönséges desztillációval nem választható szét gazdaságosan, extraktív desztillációval próbálkozhatunk. Ennél az eljárásnál a desztillálóoszlopba elválasztó közeget (oldószert) adunk azért, hogy a szétválasztandó elegy komponensének relatív illékonyságát megnöveljük.

Extraktív desztillációnál a kis illékonyságú oldószert az oszlop felső részébe vezetjük. Az oldószert rendszerint nagy mennyiségben kell alkalmazni és emiatt az eljárás az oszlop átmérőjét és hőterhelését megnöveli. A kolonna alsó részéből távozó elegy az oldószert és az általa mintegy kiextrahált kevésbé illékony komponenst tartalmazza. Az oldószer regenerálása céljából egy másik oszlopot használunk, amelynek fenéktermékét, az oldószert folyamatosan visszavezetjük a főoszlopba. Ennek fejterméke oldószert gyakorlatilag nem tartalmaz.

Egy jellegzetes extraktív desztillációt mutatunk be a *19.25. ábrán.* A benzol-ciklohexán elegyet az *A* kolonna közepén, a fenolt az *A* kolonna felső részén, néhány tányérral az oszlop teteje alatt tápláljuk be. A fenol lényegesen kevésbé illékony mint a ciklohexán és a benzol. A benzol és a fenol között fellépő molekuláris kölcsönhatások miatt a benzol illékonysága csökken, így a ciklohexán relatív illékonysága nő. A *B* kolonnában a fenolt a benzoltól közönséges desztillációval választjuk szét.

Az extraktív desztilláció oldószerét úgy kell kiválasztani, hogy ne okozzon korróziót, ne reagáljon a kiindulási elegy komponenseivel, hőálló és olcsó legyen, ne legyen mérgező és forráspontja lényegesen magasabb legyen, mint a desztillálandó elegy komponenseinek forráspontja. Az oldószerkiválasztás legfőbb szempontja azonban mégis a *szelektivitás.* Szelektivitáson a relatív illékonyságok változásának mértékét értjük, azaz



19.25. ábra. Benzol és ciklohexán elválasztása fenolos extraktív desztillációval (*H* = hűtés, *F* = fűtés)

$$S_{ij} = \frac{(\alpha_{ij})_{\text{oldószerrel}}}{(\alpha_{ij})_{\text{oldószer nélkül}}}. \qquad (19.37a)$$

Minél nagyobb $S_{i,j}$ értéke, annál jobban érvényesül az oldószer hatása az extraktív desztillációra.

Molekuláris desztilláció

Sok hőérzékeny szerves anyagot (pl. vitaminok, kőolaj- és növényolaj-származékok, lágyítók) nem lehet bomlás vagy károsodás nélkül normál forráspontjukra melegíteni. Ezen anyagok desztillációjakor a nyomást és a hőmérsékletet igen kis értéken kell tartanunk. Erre általában a vákuumdesztilláció alkalmas, aminek különleges esete az ún. molekuláris desztilláció. E műveletnél a nyomás $10^{-4}...10^{-2}$ torr, a molekulák szabad úthossza nagy, cm nagyságrendű. A művelet elvileg is különbözik a desztilláció többi változatától. Az elpárologtató felületet elhagyó illékonyabb molekulák közvetlenül a szabad úthossznál kisebb távolságra levő kondenzációs felületre jutnak.

Az illékonyabb anyagokat előzőleg gondosan el kell távolítani. Az egymással párhuzamos elpárologtató és kondenzáló felületek közötti hőmérséklet-különbség viszonylag nagy (kb. 100°C). Az elpárolgás áramsűrűségét a folyadék felületéről a *Langmuir -egyenlet* adja meg:

$$\frac{\dot{n}_i}{A} = \text{konst} \cdot p_i \sqrt{\frac{1}{2\pi M_i R T}}, \qquad (19.38)$$

ahol $\dot{n}_i / A$ az elpárolgott i-edik komponens áramsűrűsége, mol/(m^{2}s), p_i, ill. M_i az i-edik komponens parciális nyomása, ill. molekulatömege, R gázállandó, T abszolút hőmérséklet (K).

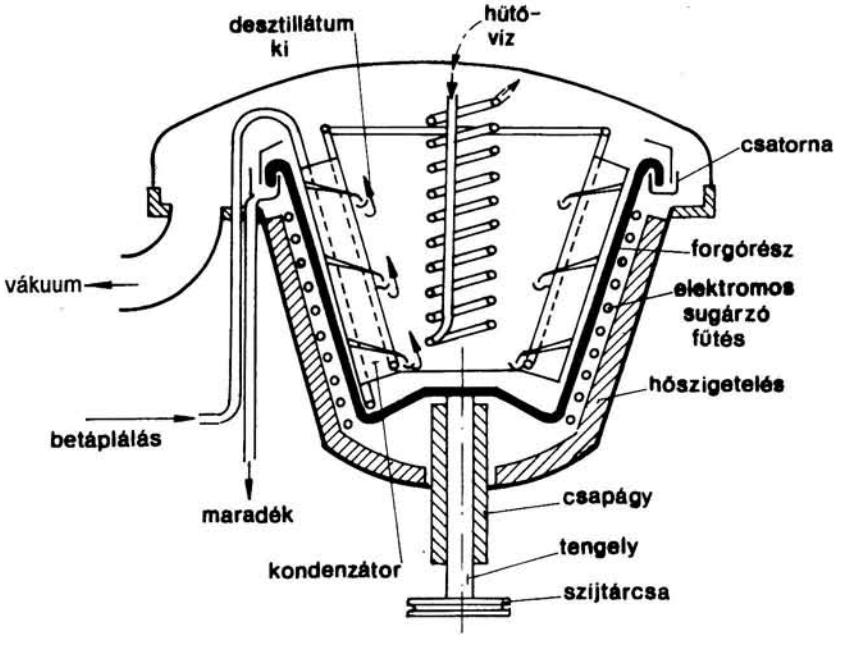
Közönséges nyomáson a párolgás sebessége sokkal kisebb ennél, mert az elpárolgott molekulákat a gőzben végbemenő ütközések visszaverik a folyadékba. Ha az abszolút nyomást a molekuláris lepárlásban használt értékekre csökkentjük, a molekulák szabad úthossza meglehetősen nagy, 1 cm nagyságrendű lesz. Ha a kondenzáló felület az elpárolgó folyadékfelülettől csak néhány centiméter távolságra van, nagyon kevés molekula tér vissza a folyadékba, és a kétkomponensű elegy mindegyik komponensének elpárolgási sebessége megközelíti a (19.38) egyenlettel meghatározott értéket. A gőzösszetétel vagy a desztillátum összetétele eltér attól, amit közönséges egyensúlyi elpárologtatás-

sal kapunk és a desztillátum alkotórészeinek aránya a következő arányt közelití meg:

$$\frac{\dot{n}_i}{\dot{n}_j} = \frac{\text{mol } i}{\text{mol } j} = \frac{p_i / M_i^{0,5}}{p_j / M_j^{0,5}}. \tag{19.39}$$

Ha ezt az arányt tartani akarjuk, akkor a folyadék felületét gyorsan meg kell újítani, mivel másképpen a felületen az alkotórészek aránya megváltozik, miközben az elpárolgás továbbhalad. A közönséges lepárlás folyamán végbemenő forrás vagy erőteljes keverés a molekuláris lepárlás körülményei között ui. nem következik be, és a legtöbb készülékben a folyadékot vékony filmként folyatják le egy szilárd felületen. Ilyen módon a felület folytonosan megújul, de egyidejűleg csak kis folyadékmennyiséget tartunk a készülékben.

A *19.26. ábrán* példaképpen egy készüléket mutatunk be, amelyet molekuláris lepárlás ipari végrehajtására használnak. A desztillálandó folyadékot folyamatosan vezetik be a forgórész belső felületének aljára, egy forgó kónusz alakú felületre. A forgórész 400 ... 500 ford/perc sebességgel forog, a lepárlandó folyadék vékony, csupán 0,05 ... 0,1 mm vastag rétege szétterül a belső fe-



19.26. ábra. Hickman-féle centrifugális rendszerű molekuláris desztillálókészülék

lületen, és a centrifugális erő hatására gyorsan a felső kerületig halad; teljesítményük max. 1 t/h. A folyadékot a forgórészen keresztül melegítik, sugárzó villamos fűtőtestekkel, és az elpárolgott anyagot vízzel hűtött zsaluszerű kondenzátoron kondenzálják. A maradék a forgórész tetején levő gyűjtőcsatornába jut, a desztillátumot a kondenzátoron levő gyűjtővályúkból vezetik el. Mindkét terméket elszivattyúzzák a készülékből, amelyben a molekuláris lepárláshoz szükséges kis nyomást tartanak fenn. Az anyagok tartózkodási ideje a készülékben csupán néhány másodperc vagy még ennél is kevesebb lehet.

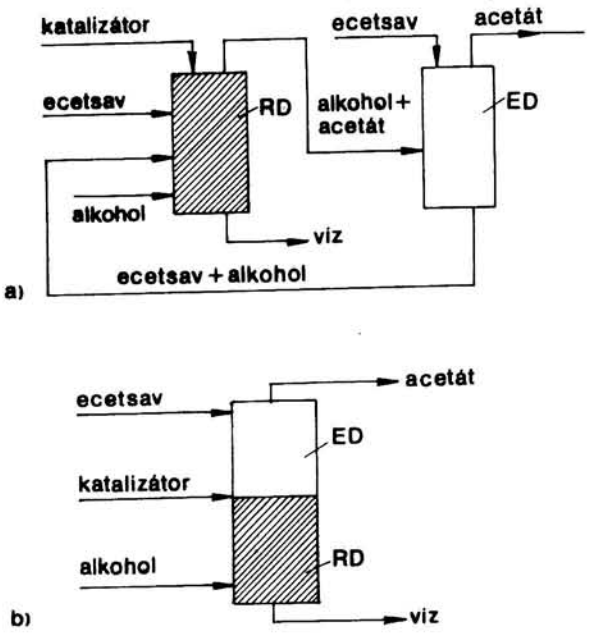
Az ilyen molekuláris desztillálóberendezésben a (19.39) egyenlettel számítható elválasztási arány kb. 80 ... 95 % -át lehet elérni. Többfokozatú elválasztás megvalósításához többszöri molekuláris desztilláció végrehajtása szükséges. Mivel a molekuláris desztilláció igen drága elválasztási módszer, mindenekelőtt a gyógyszeriparban terjedt el (vitaminok, hormonok stb. előállítása).

Reaktív desztilláció

Reaktív desztillációnak nevezzük azt az eljárást, amelynél a lepárlás során kémiai folyamatok is lejátszódnak. A reaktív desztillációt leggyakrabban észterezési technológiákhoz alkalmazzuk úgy, hogy desztillálóüstbe vezetjük be a reakcióelegyet, és a reakció során keletkezett vizet rektifikálással eltávolítjuk. Az eljárás előnye, hogy a termék eltávolítása következtében a reakció egyensúlya a kívánt (kitermelést növelő) irányba tolható el.

Példaként a metil-acetát gyártásánál alkalmazott reaktív desztillációt mutatjuk be, melyet az extraktív desztillációval együtt egyetlen oszlopban valósított meg az *Eastman Chemical Co.* 1983-ban. A két művelet ún. hibrid eljárássá történő egyesítését mutatja a *19.27.* elvi *ábra.* Eredetileg az első reaktív desztillálóoszlopban fejtermékként kapott alkohol + acetát elegyet a második oszlopban extraktív desztillációval választották szét. Ha oldószerként a reaktív desztilláció egyik komponensét (ecetsavat) alkalmazzák, a két oszlop összevonható: a kolonna felső részén extraktív desztilláció, alsó részén reaktív desztilláció játszódik le. A valóságban a folyamat annyival bonyolultabb, hogy a katalizátor (H_2SO_4) és az ecetsav betáplálása között szennyező anyagokat tartalmazó frakciót vesznek el, és a szennyeződés eltávolítása után megmaradó értékes komponenseket a katalizátor és a metanol betáplálási helye között vezetik vissza.

Igen kicsiny egyensúlyi konverziójú kémiai folyamatok átalakulási fokát lényegesen megnövelhetjük s így ipari méretekben is megvalósíthatjuk reaktív desztillációval. Például a nátronlúg–metil-alkohol rendszerben a nátrium-



19.27. ábra. Metil-acetát előállítása
a – eredeti eljárás, b – módosított „hibrid" eljárás (*ED* = extraktív desztilláció, *RD* = reaktív desztilláció)

metilát olyan kicsiny konverzióval keletkezik, amely gyakorlatilag nem is számottevő. Ha viszont benzol jelenlétében desztilláljuk a rendszert s a kis konverzióval keletkezett vizet azonnal eltávolítjuk, a nátrium-metilát előállítását gyakorlati mértékben is megoldhatjuk.

Izomerizációs folyamatok konverziója is növelhető reaktív desztillációval. Az eltérő forráspontú izomerek a desztillátumban vagy a fenéktermékben állandóan eltávolíthatók a reakcióelegyből és így a reakció egyensúlyát a kívánt átalakulás irányába tolhatjuk el.

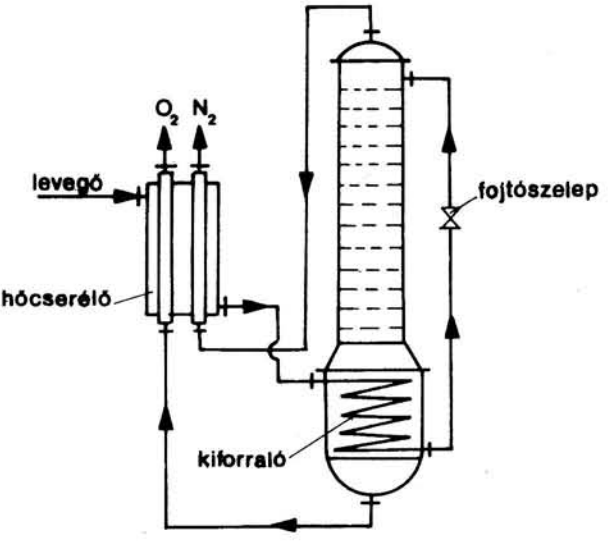
Végül megemlítjük, hogy a különböző *reverzíbilis kémiai reakciók* felhasználásával tág lehetőségek nyílnak egyébként nehezen szétválasztható komponensek elkülönítésére. A reakciótermék általában könnyen elválasztható az eredeti komponensektől. Ezeknél az eljárásoknál a reagens visszanyeréséhez a reakciót fordított irányban is le kell játszatni.

Alacsony hőmérsékletű rektifikálás

A cseppfolyósított gázelegyek szétválasztása rektifikálással igen alacsony hőmérsékleten (80 ... 100 K), túlnyomás alatt működő, a közönségestől bizonyos mértékben eltérő készülékekben lehetséges. A szétválasztás eredményeként a termékeket teljesen vagy részlegesen gőzfázisban kapjuk meg. Ugyanakkor a szétválasztási eljárás alapvető törvényszerűségei és a rektifikálókészülékek számítása hasonló a korábban ismertetetthez.

A gázelegyeket szétválasztó ilyen berendezések speciális jellegét a mélyhűtéssel előállított folyékony levegő rektifikálásának példáján mutatjuk be. Az oxigén, a nitrogén és a nemesgázok szerepe a vegyiparban, a gázhegesztésnél, a kohászatban, a gyógyászatban, a rakétatechnikában, a műanyagiparban, a mikroelektronikában és az élelmiszerhűtésben is felbecsülhetetlen. A levegőt vagy egyoszlopos szétválasztó berendezésben, azaz egyszeres rektifikálóoszlopban vagy két egymásra helyezett ún. kettős rektifikálóoszlopban választják szét [19].

Az *egyszeres rektifikálóoszlopot* a *19.28. ábra* mutatja. A komprimált levegő a termékekkel történő hűtés után a desztillálóoszlop forralójában kondenzálódik és közben hőenergiát ad át a forrásban lévő oxigénnek. A csőkígyóból a részlegesen kondenzálódott levegő fojtószelepen keresztülhaladva még fokozottabb mértékben lehűl. A folyékony- és gőz-halmazállapotú levegő elegye a



19.28. ábra. Folyékony levegő szétválasztása egyszeres rektifikálóoszlopban

rektifikálóoszlop felső tányérjára kerül. Az oszlop tányérjain a hagyományos rektifikálás megy végbe: a lefelé csurgó folyadék és a felfelé áramló gőzök többszöri kölcsönhatása azt eredményezi, hogy az utóbbiból kondenzálódik az oxigén (a magasabb hőmérsékleten forró komponens), míg a folyadékból elpárolog a nitrogén, az alacsonyabban forró komponens. Következésképpen az oszlop felső részéből távozik a nitrogén, amely az oszlopba betáplált levegővel közel egyensúlyt tart, ezért oxigénszennyezést tartalmaz (nem több 7...10%-nál). Az oszlopok forralójába kerül az oxigén. Végül az oxigén és a technikai nitrogén a hőcserélőbe kerül a sűrített levegő hűtésére.

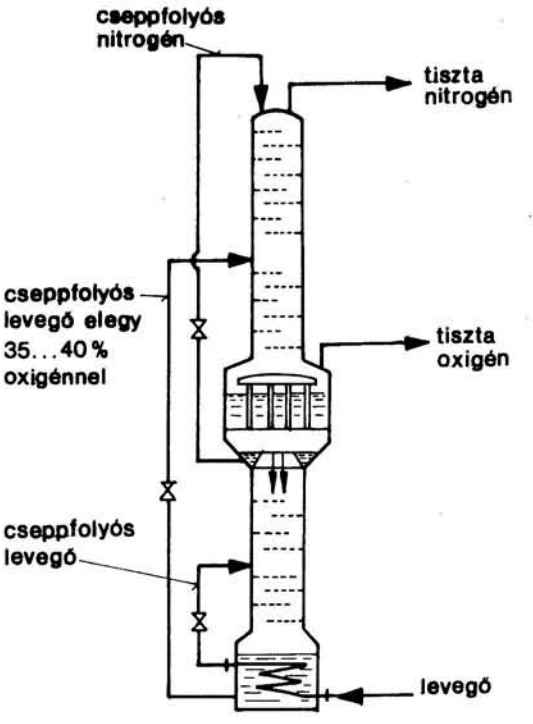
A rektifikálókészülék különlegessége az, hogy nincs deflegmátora és úgy működik, mint az oszlop szegényítő szakasza. Ez azzal magyarázható, hogy gyakorlatilag nem lehet a desztillátum gőzeinek (nitrogén) hűtésére hűtőközeget találni, mivel erre a célra olyan folyadékra lenne szükség, amelynek hőmérséklete a folyékony nitrogén hőmérsékleténél alacsonyabb.

Az egyszeres rektifikálóoszlop legfontosabb hiányossága a nitrogénnel elvesztett oxigén. Az oxigénmennyiség közel 1/3 -a távozik a nitrogénnel, így ezt szennyezve kapjuk. A nitrogén tisztaságának és az oxigén kihozatalának növelésére elvileg lehetséges módszer lényege az, hogy a levegő szétválasztásakor a rektifikálóoszlopba kiindulási elegyként betáplált elegy gazdagabb legyen nitrogénben, mint a közönséges levegő. Ezt az elvet hasznosítja a kettős rektifikálóoszlop.

A *kettős rektifikálóoszlop*, melyet a *Linde* cég 1908-ban szabadalmaztatott, voltaképpen két, egymással kapcsolt különböző nyomású oszlop *(19.29. ábra)*. Az alsó oszlop a levegő előzetes nitrogénben történő dúsítására szolgál és a felső oszlopnál nagyobb nyomáson dolgozik. Ennek következtében az alsó oszlop kondenzátora egyben a felső oszlop visszaforralója.

A tisztított és előhűtött 7 bar nyomásúra komprimált levegőt az alsó oszlop forralójában levő csőkígyóba vezetik. A forralóban levő folyadék forrásához szükséges hőenergiát átadva, a levegő kondenzálódik. A cseppfolyósított levegő keresztülhalad egy fojtószelepen és még jobban lehűlve, az alsó oszlop betáplálási tányérjára kerül. Itt a nyomás 6 bar. Ennek eredményeként ebben az oszlopban a magasabban forró komponensben (oxigén) dúsabb folyadék gyűlik össze. Itt az oxigéntartalom 35...40%. A forralóból ez a folyadék részlegesen elpárolog. A keletkezett gőzök felfelé áramlanak és kölcsönhatásba lépnek a lefelé csurgó folyadékkal, amely nitrogénben dúsul. A 94...96% N_2- tartalmú gőzök a kondenzátor csöveibe kerülnek, ahol teljes mértékben kondenzálódnak, hőenergiájukat átadják a folyékony oxigénnek, amely a felső oszlopból folyik vissza és a kondenzátorcsövek közötti térben forr.

Ahhoz, hogy az alacsonyabb hőmérsékleten forró nitrogén hőmérséklete magasabb legyen, mint a felső oszlop forralójában lévő oxigén forráspontja, a felső oszlopot kisebb nyomáson üzemeltetik (~ 1,5 bar).



19.29. ábra. Kettős Linde-oszlop

Az oxigénben dúsult folyadék az alsó oszlop forralójából fojtószelepen keresztül (nyomása eközben közel 1,5 bar-ra csökken) a felső oszlop tápláló tányérjára kerül. A kondenzátorban kondenzálódott folyékony nitrogén (98%-os) két részre oszlik. Közel felét visszavezetik refluxként az alsó oszlopba, az oxigénnek a nitrogéntől való teljesebb szétválasztása érdekében, míg a fennmaradó mennyiség a fojtószelepen keresztül refluxként a felső oszlopba kerül.

A keletkező nitrogén és oxigén tartalmaz bizonyos mennyiségű argont és egyéb nemesgázokat, amelyeket a kiindulási levegőelegy is tartalmazott. A végtermékek tisztaságának növelésére a gázok egy részét az oszlopnak arról a tányérjáról kell elvezetni, amelyen a legnagyobb mennyiségben gyűlik fel az argon. A nemesgázok további szétválasztását külön oszlopokban alacsony hőmérsékletű rektifikálással végzik. A felső oszlop tetejéről vezetik el a 99,8...99,9 % N_2-tartalmú gázt és az aljáról a technikai minőségű oxigént (99,3 %-os).

A Linde-féle kettős rektifikálóoszlop megalkotása az eljárástechnika fejlődésének jelentős mérföldköve volt, ui. első ízben teremtett termikus kapcsolatot két különböző nyomású desztillálóoszlop között kondenzátor/vissza-

forralóval. Az ilyen jellegű energiaintegrációk megtalálása és alkalmazása (és általában az energiaszükséglet csökkentése) ma már a különböző vegyi- és rokonipari folyamatok technológiai tervezésének jelentős célpontjává vált (l. *19.4. ábra*).

19.8. Desztillálóoszlopok és egyéb termikus szétválasztó műveletek energiaintegrációs tervezése

A desztillációs műveletek energiaköltségei tetemesek, egyes üzemek energiaszükségletének kb. harmadát teszik ki. Természetes tehát, hogy a desztilláló rendszerek (és általában a termikus szétválasztó műveletek) az energiatakarékossági törekvések elsőrendű célpontjai.

A desztilláció mint csatolt folyamat

A desztilláció célja a komponensek szétválasztása, vagyis a betáplált elegy kettéosztása (vagy többfelé osztása) úgy, hogy az egyes termékekben különböző komponensek dúsuljanak. A komponensek szétválása nem spontán lejátszódó művelet (szemben az elegyedéssel, a koncentrációkiegyenlítődéssel, vagy pl. a hőcserével), s így végbemenetele céljából munkát kell befektetni. Ez termodinamikai értelemben úgy fogalmazható meg, hogy a komponensszétválás entrópiacsökkenéssel járó folyamat, s mint ilyen a II. Főtétel értelmében csak olyan összetett folyamat részfolyamataként valósulhat meg, melyben legalább ugyanakkora entrópiatermeléssel járó másik részfolyamat is lejátszódik.

A desztilláció esetében az entrópiatermelést biztosító részfolyamat hagyományosan a forraló és a kondenzátor közti hőátmenet, vagyis bizonyos mennyiségű hőenergiának fenéktermék- (forralási) hőmérsékletről fejtermék- (kondenzálási) hőmérsékletre való elértéktelenedése.

A hagyományos desztillálóoszlop esetében a komponensszétválasztás céljából befektetett entrópiatermelés (ami arányos befektetett munkával):

$$\Delta S_2 = \frac{Q_1}{T_D} - \frac{Q_2}{T_W} \,. \tag{19.40}$$

Ugyanakkor a hasznos folyamat entrópiafogyasztása a konfigurációs entrópiák különbségeként számítható:

$$\Delta S_1 =$$

$$= -R\left[D\sum_{i=1}^{C} x_{iD}\ln(\gamma_{iD}\,x_{iD}) + W\sum_{i=1}^{C} x_{iW}\ln(\gamma_{iW}\,x_{iW}) - F\sum_{i=1}^{C} x_{iF}\ln(\gamma_{iF}\,x_{iF})\right] \tag{19.41}$$

A teljes folyamat entrópiatermelése nem lehet negatív, és csak a hipotetikus reverzíbilis folyamat esetében lenne értéke zérus:

$$\Delta S_v = \Delta S_2 - \Delta S_1 \geq 0\,. \tag{19.42}$$

Azt mondhatjuk, hogy a desztilláció *csatolt folyamat* [25, 26, 31], mert a ΔS_2 befektetést biztosító részfolyamat „hajtja meg" a „hozzá csatolt", ΔS_1 fogyasztású célfolyamatot. Energetikai szempontból az a desztillálóberendezés lenne ideális, melyben csak annyi hő degradálódna, hogy a ΔS_2 entrópiatermelés éppen fedezné a ΔS_1 fogyasztást, ez lenne a reverzíbilis desztillálóberendezés. A pozitív ΔS_v összegzett entrópiatermelést az energetikai szempontból káros folyamatok következményének, azaz veszteségnek tekinthetjük.

Ennek megfelelően a desztilláló művelet energetikai hatásfokát az

$$\eta = \frac{\Delta S_1}{\Delta S_2} \tag{19.43}$$

mutató méri (mint csatolási hatásfok [31]), aminek értéke reverzíbilis folyamat esetén lenne éppen 1.

Reverzíbilis desztilláló modell

A reverzíbilis desztilláció eléréséhez öt lényeges feltételt kellene egyidejűleg biztosítani, ezek a következők:

1. *Többkomponensű elegy reverzíbilis desztillációja esetén a fejtermékből csak a legkevésbé illékony, a fenéktermékből csak a legillékonyabb komponens távolítható el maradéktalanul.* Minél nagyobb mértékben kívánjuk ugyanis a fejterméket a nehéz, a fenékterméket a könnyű komponensektől megtisztítani, annál nagyobb belső anyagforgalomra, s így hőforgalomra van szükség a desztillálóoszlopban. A legillékonyabb komponensnek a fenéktermékből történő elforralásához szükséges minimális forralás az illékonysági

sorrendben második komponens teljes eltávolításához nem elegendő, ill. a *második komponens eltávolításához szükséges hőforgalom feleslegesen nagy az első komponens kiforralásához*, vagyis termodinamikai értelemben irreverzíbilis veszteségeket okoz. Ugyanez a helyzet a fejtermék esetében a legnehezebben illó komponenst tekintve. (Az e feltételt teljesítő desztillációs műveleteket első osztályú, vagyis potenciálisan reverzíbilis desztillációnak nevezik, az e feltételt nem teljesítő esetekben másodosztályú desztillációról beszélnek.)

2. *A többkomponensű elegyet szétválasztó reverzíbilis desztillálóoszlop anyagáramait az oszlop magassága mentén pontról pontra hőelvonással, ill. hőközléssel változtatni kell.* Levezethető ugyanis [25], hogy a dúsító szekció bármely keresztmetszetére fennáll a

$$L = \frac{D K_i \dfrac{d_i}{x_i}}{1 - K_i}, \tag{19.44}$$

ill. a szegényítő szekció bármely keresztmetszetére fennáll a

$$V' = \frac{W - K_i \dfrac{w_i}{y_i}}{K_i - 1} \tag{19.45}$$

összefüggés a legnehezebb és legkönnyebb komponensek esetében; rendszerint

$$\begin{aligned} d_c &\approx 0, \\ w_1 &\approx 0 \end{aligned} \tag{19.46}$$

és így L, ill. V' csak a K_c és K_1 egyensúlyi tényezők függvényei. Az egyensúlyi tényezők általában erősen hőmérsékletfüggők, s így az oszlop belső anyagáramainak is változniuk kell a magasság mentén, mégpedig a betáplálástól a termékek felé csökkenő irányban.

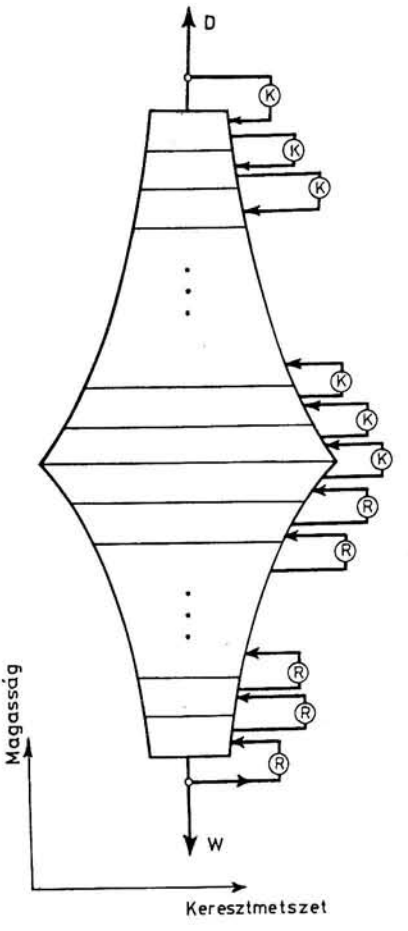
3. *A reverzíbilis desztillációhoz egyensúlyi refluxot és kiforralást kellene biztosítani.*

4. *A minimális belső anyagáramok miatt, ill. a végtelenül kicsiny hajtóerők biztosítása érdekében végtelenül sok egyensúlyi fokozatra lenne szükség.*

5. *A reverzíbilis folyamat megvalósításához nulla vagy végtelenül kicsiny nyomásesést kellene biztosítani az oszlop mentén.*

A 2. feltételt teljesítő desztillálóoszlopot az *19.30. ábra* mutatja, ahol a keresztmetszetet a belső anyagárammal arányosan rajzoltuk föl. A végtelenül hosszú oszlop minden keresztmetszetében (tehát folytonosan) végtelenül kicsiny nagyságú hőcseréket biztosítunk; a dúsító szakaszban hőelvonásokat, a szegényítő szakaszban fűtéseket.

A többkomponensű elegyek szétválasztását pedig a 1. feltételnek megfelelően olyan kapcsolási elrendezésű desztilláló rendszerben lehetne reverzíbilisen megvalósítani, amit a *19.31. ábra* mutat. A *19.31. ábrán* az egyes oszlopszekciók végtelenül hosszúak (4. feltétel), az oszlopok közti ún. „termikus csatolások" következtében (az utolsó oszlopot kivéve egyensúlyi a reflux és az elgőzölés (3. feltétel), és végtelenül kicsinynek képzeljük a nyomásesést (5. feltétel). A *19.31. ábrán* a nyilak a 2. feltételnek megfelelő fokozatos hőközlést jelképezik.

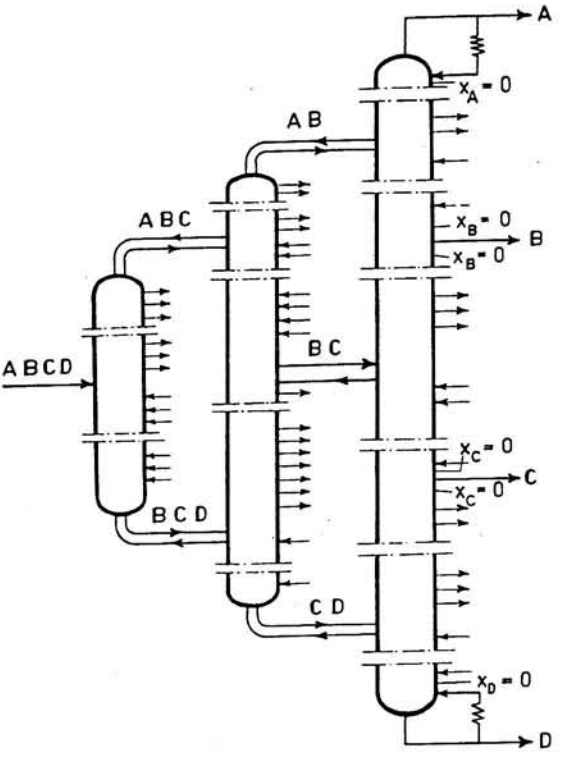


19.30. ábra. Reverzibilis desztillálóoszlop anyagáram-eloszlása (*K* – kondenzátor, *R* – visszaforraló, az oszlop végtelen magas)

A káros entrópiatermelés forrásai

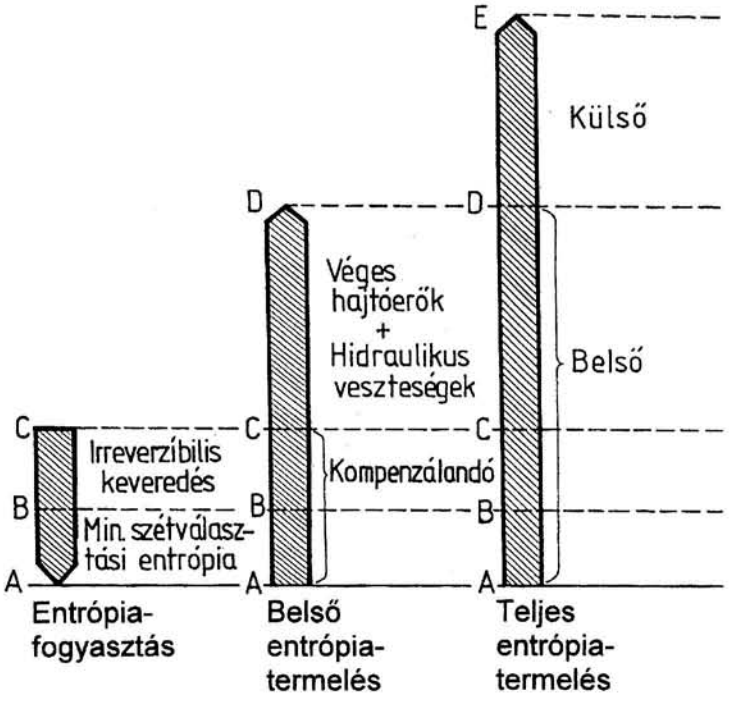
A fölös (vagy káros) entrópiatermelés forrásait lényegében három csoportba sorolhatjuk [26], ezeket ábrázolja a *19.32. ábra* (az ábra nem méretarányos, csak szemléltetésre használható!).

A $B \rightarrow A$ szakasz mutatja a célként kitűzött szétválasztás entrópiafogyasztását. Az oszlopban főként a betáplálásoknál és elvételeknél, de más



19.31. ábra. Négykomponensű elegy szétválasztásának reverzibilis folyamata (végtelen oszlopméretek)

helyeken is fellépő irreverzíbilis keveredések miatt azonban a szétválasztási munka valójában nagyobb, ezt mutatja a $C \rightarrow B$, ill. együttesen a $C \rightarrow A$ szakasz. A hőenergia degradációja során elsősorban ezeket az entrópiafogyasztásokat kell entrópiatermeléssel kompenzálni ($A \rightarrow C$ szakasz), ez a termelés azonban az oszlop belsejében fellépő véges hajtóerők és hidraulikai ellenállások (súrlódás) miatt jelentősen nagyobb ($C \rightarrow D$ szakasz). Az $A \rightarrow D$ belső entrópiatermeléshez külső veszteségek is hozzáadódnak ($D \rightarrow E$ szakasz), s végül a teljes addicionális entrópiaváltozást a $B \rightarrow E$ szakasz, a teljes ráfordítást pedig az $A \rightarrow E$ szakasz mutatja. Reverzíbilis esetben a $B \rightarrow E$ szakasz eltűnik.



19.32. ábra. Az entrópiatermelés forrásainak csoportosítása

Az energiafogyasztás csökkentésének módszerei egyedi desztillálóoszlopok esetében

Az energiatakarékos megoldásokat a *19.32. ábra* felosztásának megfelelően aszerint csoportosíthatjuk, hogy elsődleges vagy domináló hatásukat az irreverzíbilis keveredések csökkentése, a hajtóerők egyenletesebbé tétele vagy a külső veszteségek csökkentése révén fejtik ki. Az alábbi módszereket tárgyaljuk:

1. csoport: Az irreverzíbilis keveredések csökkentése

- Tányérok vagy töltet pótlólagos felszerelése.
- A betáplálás helyének és hőállapotának optimalizálása.
- A nyomásesés csökkentése révén a hőmérséklet-különbség csökkentése.
- Több betáplálás és több elvétel alkalmazása.
- Termikusan csatolt desztilláló rendszerek alkalmazása.
- Osztott kolonnák alkalmazása.

2. csoport: Egységesebb hajtóerő-eloszlás elérése

- Közbenső hőforgalmazás.
- Közbenső hőszivattyúk alkalmazása.
- Speciális ellenáramú készülékek alkalmazása.

3. csoport: A külső veszteségek csökkentése

- Energiaintegráció.
- A csatlakozó hőcserélő rendszer optimális kialakítása.
- Az anyagáramok üzemek közti közvetlen átvezetése.
- Hőszivattyúk alkalmazása.

Az első csoportba sorolhatjuk még az energiamegtakarítást jól kialakított szabályozó rendszerrel, a harmadik csoportba pedig megfelelő szigetelés alkalmazását; ezek a módszerek azonban – bármennyire fontosak és tekintetbe veendők – nem szigorúan a desztilláció műveleti megoldásának módozatai, ezért ezeket itt nem tárgyaljuk.

Az itt követett besorolás nem kizáró jellegű, az egyik csoportba sorolt módszernek többnyire olyan hatása is van, aminek alapján a másik csoportba is sorolhatnánk, ez a hatás lehet pozitív és negatív. Például a közbenső hőszivatytyúk alkalmazása (2. csoport) tekinthető a 3. csoport szerinti javításnak is (hőszivattyú), mégis a 2. csoportban tárgyaljuk a közbenső hőközlés megvalósítása miatt; vagy a termikusan csatolt rendszer kialakítása (1. csoport) negatív hatású a hajtóerők szemszögéből (2. csoport). A besorolásnál a véleményünk szerint lényegesebb hatást vettük figyelembe.

Az energiatakarékos módszerek részletes leírása és elemzése korábbi munkáinkban megtalálható [26, 31]. Jelen alfejezet további részében csupán azokat a meggondolásokat ismertetjük, melyek a desztillációs művelet és a hozzá kapcsolódó energiaszolgáltató és visszanyerő rendszer kölcsönhatására vonatkoznak, s figyelembevételükkel csökkenthető a desztilláló rendszereket tartalmazó nagyobb vegyipari üzemek energiafogyasztása. Ennek célja, hogy a desztilláló műveletet a teljes folyamat tervezése, pontosabban annak optimális megvalósítása céljából az energiaintegráció szempontjából vizsgáljuk.

Vegyipari és kőolajipari üzemek tervezése és felülvizsgálata az energiaintegráció szempontjából

A javasolt és általunk kipróbált stratégia öt pontban foglalható össze:

1. *Hőkaszkád-elemzés.* A folyamat (tervváltozat, működő üzem) műveleti jellemzőinek (hőmérséklet, entalpia) ismeretében elkészítjük a hőkaszkádot. Kiszámítjuk a minimális hőforgalmat és a szűkületi hőmérsékletet. Áttérünk a 2. pontra.

2. *Értékelés.* Az 1. pontban kapott minimális hőforgalom értékét összevetjük az energetikai és gazdasági célokkal és lehetőségekkel. További energetikai javítási lehetőségek esetén a 3. pontra, az összes lehetőség kimerítése esetén a 4. pontra tértünk át.
3. *Desztillálóoszlopok és egyéb termikus műveletek módosítása.* Heurisztikus (mérnöki tapasztalatokon alapuló) meggondolások alapján módosítjuk a szétválasztó műveletek jellemzőit, ezáltal megváltoztatjuk a szűkületi hőmérsékletet és a minimális hőforgalmat. Visszalépünk az 1. pontra.
4. *Hőcserélő rendszer tervezése.* Az ún. szűkületi pont módszere alapján [92] megtervezzük a kiválasztott folyamat optimális (pontosabban: racionális) hőcserélő hálózatát. Áttérünk az 5. pontra.
5. *Koordináció.* Ha az eredményül kapott folyamat magasabb hierarchiaszintű célokkal valamilyen szempontból nem esik egybe, visszatérünk a 3. vagy 4. pontra az energetikai és/vagy gazdasági célok szigorítása vagy enyhítése után.

a) A minimális hőforgalom számítása a hőkaszkád segítségével

Az ún. hőkaszkád felírásakor arra az egyszerű tényre támaszkodunk, hogy adott technonógiai folyamat esetén a hőátadások is adott hőmérsékleten játszódnak le. Anyagok felmelegedése és lehűlése esetén egy bizonyos hőmennyiség adott hőmérséklethatárok között lép át egyik közegből a másikba.

A hőkaszkád felírását az *19.7. táblázat* mintaadatain mutatjuk be. Két lehűtendő (meleg) és két felmelegítendő (hideg) áram kiindulási és véghőmérsékletei és állandó hőkapacitásai jellemzik e feladatot. A felmelegítéshez és lehűtéshez fűtőgőzt és hűtővizet is használhatunk, de célszerű lenne a meleg áramok és a hideg áramok közti hőcserével fűtőgőzt és hűtővizet megtakarítani. A maximális megtakarítást, ill. a minimális gőz/vízfelhasználást a hőkaszkád segítségével határozhatjuk meg.

A hőkaszkádot valamilyen véges minimális hőmérséklet-különbség függvényében írhatjuk fel (szélső esetben ez nulla is lehet, de akkor a számolt minimális fűtés/hűtés a végtelen nagy hőcserélő-felület miatt irreális lesz). Példánkban ez legyen 20 °C.

Első lépésként a meleg áramok (hőforrások) hőmérsékleteit a minimális különbséggel csökkentjük. Az így módosított értékeket is tartalmazza az *19.7. táblázat.* E csökkentésnek az az értelme, hogy utána a meleg és hideg áramok közti hőcserének egyik feltétele az, hogy a meleg áram módosított hőmérséklete ne legyen kisebb a hideg áram hőmérsékleténél.

Második lépésként a módosított hőmérsékleteket nagyság szerint rendezzük. Jelen esetben a sorrend: 130 °C, 125 °C, 100 °C, 70 °C, 40 °C, 25 °C, 20 °C. E jellemző hőmérsékletek ún. hőmérséklet-intervallumokat jelölnek ki. Jelen esetben az 1. intervallum 130 °C és 125 °C között, 2. intervallum 125 °C és 100 °C között stb.

19.7. táblázat

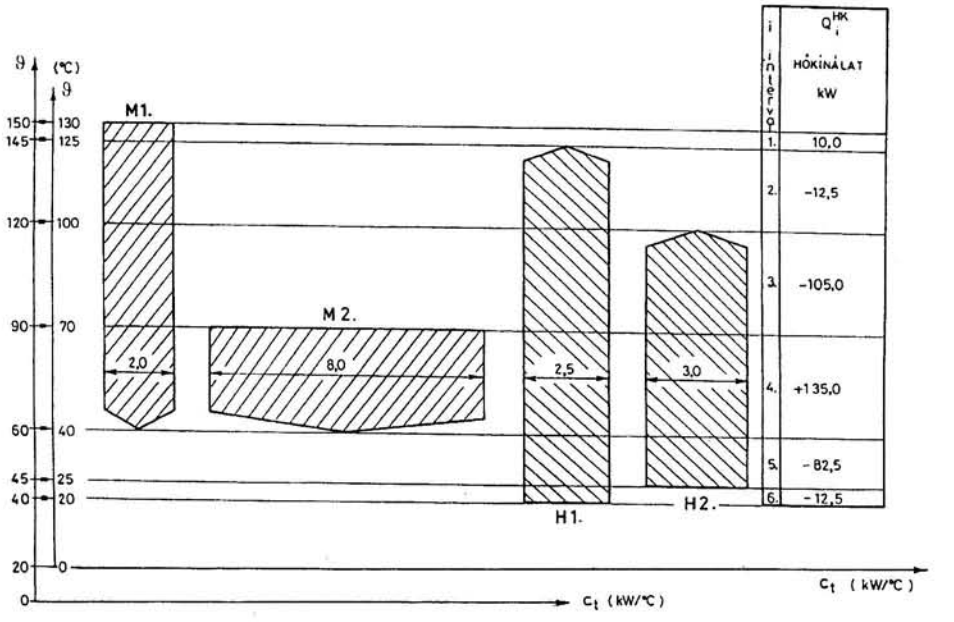
A mintapélda adatai

Áram		Hő-kapacitás kW/°C	ϑ_{be} °C	ϑ_{ki} °C	ϑ'_{be} °C	ϑ'_{ki} °C	Hőkínálat kW	
	típus						meleg	hideg
1.	meleg	2	150	60	130	40	180	–
2.	meleg	8	90	60	70	40	240	–
3.	hideg	2,5	20	125	20	125	–	–262,5
4.	hideg	3	25	100	25	100	–	–225,0
$\Delta\vartheta_{min} = 20°C$						$\sum_i =$	420	–487,5
							–67,5	

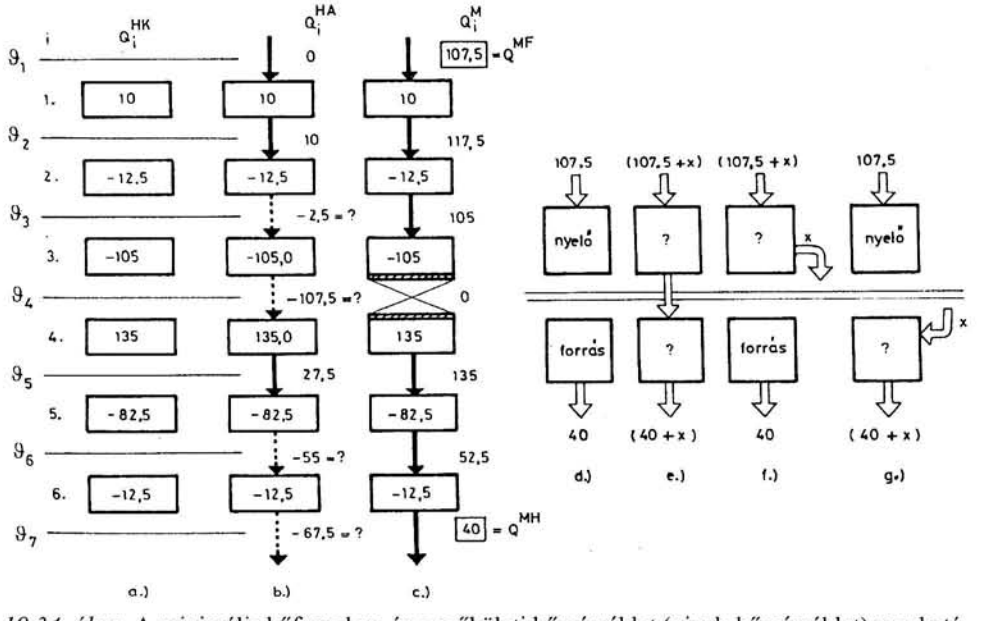
Harmadik lépésként ábrázoljuk a hőátadásokat hőmérséklet-intervallumonként. Mivel az azonos módosított hőmérsékletű áramok közti hőcserét csak a hőmérleg korlátozza, összegezhetjük a hőkínálatokat és a hőigényeket. Példánkban az *19.33. ábrán* rajzoltuk fel az áramokat, és az ábra jobb oldali oszlopában gyűjtöttük össze a hőmérlegből adódó hőkínálatokat.

Negyedik lépésként a hőmérséklet-intervallunokból hőkaszkádot képezünk. A magasabb hőmérsékletű intervallumok energiafeleslegüket átadhatják az alacsonyabb hőmérsékletűeknek. Először azokat a hőátadásokat számítjuk ki, melyek nulla fűtéshez tartoznak. A *19.34. ábra* a) oszlopában a korábban kiszámolt hőkínálatok szerepelnek, a negatív számok fűtési igényt képviselnek. A b) oszlopban a nulla fűtéshez tartozó kaszkádot rajzoltuk fel. A b) oszlopot úgy kell elképzelni, hogy ha a benne szereplő hőátadások megvalósulnának, akkor az egyes intervallumok hőkínálata éppen nulla lenne (teljesülne a hőmérleg).

Ötödik lépésként a b) oszlop hőátadásai alapján meghatározható a rendszer minimális fűtése és hűtése (minimális külső hőforgalma). A b) oszlop negatív hőátadásai ugyanis értelemszerűen fordított irányú hőátadást jelentenek. Ez a II. Főtétel alapján lehetetlen. Kiválasztva azonban a legnegatívabb fiktív hőátadást, és ennek megfelelő energiát közölve a rendszerrel, megalkotható olyan kaszkád, melynek hőátadásai reálisak [*19.34. ábra,* c) oszlop]. Az így adódó fűtés és hűtés biztosan a rendszer minimális fűtése és hűtése, mert kevesebb külső hőforgalom esetén a kaszkádban valahol negatív hőátadást kapnánk. Azt a hőmérsékletet, melynél ez a negatív érték fellépne, *szűkületi hőmérsékletnek (vagy pinch-hőmérsékletnek)* nevezzük.



19.33. ábra. Hőfokintervallumok és hőkínálat-számítás



19.34. ábra. A minimális hőforgalom és a szűkületi hőmérséklet (pinch-hőmérséklet) meghatározása és értelmezése

b) A szűkületi hőmérséklet jelentősége

A szűkületi hőmérséklet létezése alapján megadható három olyan egyszerű szabály, mely a minimális energiaforgalmú rendszer tervezésének szükséges és elégséges feltétele. A szabályokat a *19.34. ábra* d), e), f), és g) oszlopai illusztrálják. A *19.34. ábra* d) oszlopa mutatja a helyesen tervezett rendszert.

1. *Szabály: A szűkületi hőmérséklet átfedésével nem szabad hőátadást tervezni.* Ugyanis, mint az e) oszlop mutatja ez ugyanannyi felesleges fűtéshez és hűtéshez vezet.
2. *Szabály: A meleg oldalon nem szabad hűtést tervezni.* Ugyanis, mint az f) oszlop mutatja, ez ugyanannyi felesleges fűtéshez vezet.
3. *Szabály: A hideg oldalon nem szabad fűtést tervezni.* Ugyanis, mint a g) oszlop mutatja, ez ugyanannyi felesleges hűtéshez vezet.

A szűkületi hőmérséklet létezése és ismerete alapján minimális külső hőforgalmú hőcserélő rendszer tervezhető. A tervezési módszereket számos közlemény ismertette (pl.: [17, 92,100]).

Jelen alfejezet további részében csupán a javasolt tervezési stratégia 3. pontjával azaz a termikus szétválasztó műveletek hőkaszkáddal való kapcsolatával foglalkozunk. Bemutatjuk, hogy a műveleti paraméterek és a folyamatok struktúrájának változtatása milyen módon csökkentheti a folyamat külső hőforgalmazását.

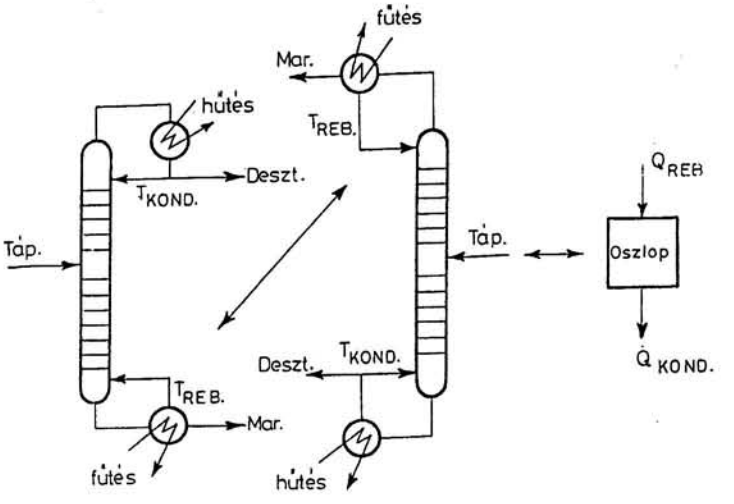
Termikus folyamatok kapcsolata a hőkaszkáddal

a) Termikus folyamatok elhelyezkedése a hőkaszkádban és az elhelyezkedés hatása a hőforgalomra

A termikus folyamatok, vagyis azok, melyek hőközléssel és hőelvonással járnak, a hőkaszkád részeként tekintendők. A technológiai paraméterek előírják a hőteljesítmények nagyságát és a hőközlés hőmérsékletét, s ily módon hatással vannak a szűkületi hőmérsékletre és a minimális külső hőforgalomra.

Ezt a hatást legvilágosabban, úgy vizsgálhatjuk, ha a kiválasztott termikus folyamatot gondolatban elkülönítjük a hőkaszkád többi elemétől. A megmaradó hőkaszkádhoz is tartozik valamilyen minimális hőforgalom, s megvizsgálható, hogyan változik ez az érték, ha a kaszkádba különbözőképpen különböző szintekre építjük be a termikus folyamatot.

A termikus folyamatok és a hőkaszkád kapcsolatát a desztillálóoszlopok példáján mutatjuk be. Az oszlopot saját céljainknak megfelelően ábrázoljuk *(19.35. ábra)*. Az alábbiak azonban általában érvényesek a hasonló folyamatokra is, mint pl. folyamatos kristályosítás, abszorpció, extrakció, extraktív



19.35. ábra. Hagyományos desztillálóoszlop ábrázolásának átalakítása a hőkaszkádba illesztéshez

desztilláció, abszorpció. (Az ilyen, ún. segédanyagokkal dolgozó folyamatokat azonban energetikailag mindig a segédanyag regenerálásával együtt tekintjük.)

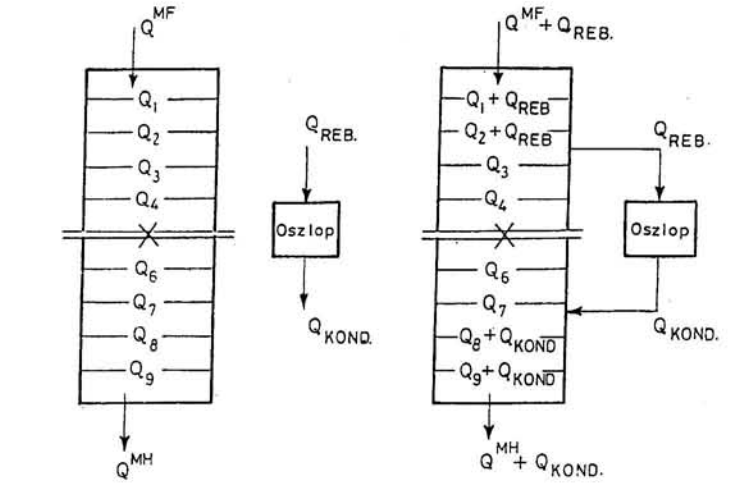
A hagyományos desztillálóoszlopban két helyen van hőközlés: az oszlop hőenergiát vesz fel a visszaforralóban és hőt ad le a kondenzátorban. E két hőteljesítmény általában különbözik egymástól, mégis, értékük a gyakorlatban közelítőleg megegyezik. Ez azt jelenti, hogy különbségük nagyságrendileg kisebb a hőteljesítményük abszolút értékénél.

Mindkét hőközlés történhet a szűk keresztmetszet fölött vagy alatt. Az energiaintegráció szempontjából két esetet kell megkülönböztetnünk:

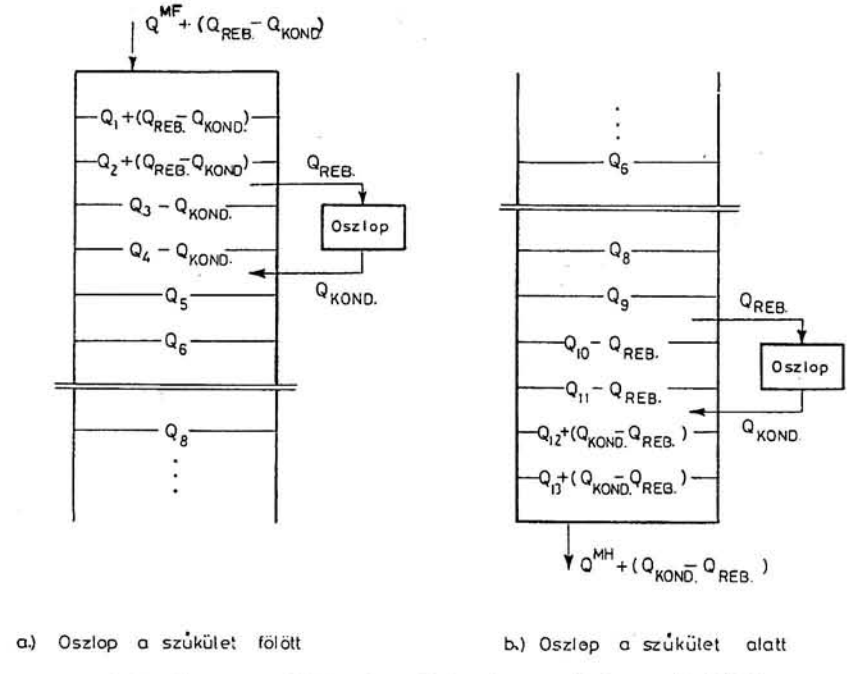
1. *A két hőközlés a szűkületi pont két különböző oldalán történik. (19.36. ábra).*

Az eredeti minimális hőforgalom a reboiler hőmérséklete fölött (a hőmérlegnek megfelelően) Q_{REB} -értékkel megnő, ugyanígy T_{KOND} alatt Q_{KOND} -dal megnő. Ennek megfelelően a minimális fűtés Q_{REB} -bel, a minimális hűtés Q_{KOND} -dal nő meg, vagyis az oszlopot úgy integráltuk a folyamatba, hogy nem értünk el megtakarítást fűtő-, ill. hűtőanyagban.

A megtakarítás hiánya azonnal megérthető az előző fejezet 1. szabálya alapján: az oszlop ilyen beépítésével voltaképpen hőtranszportot valósítunk meg a szűk keresztmetszet meleg és hideg oldala között.



19.36. ábra. Szűkület átfedése desztillálóoszloppal



19.37. ábra. Desztillálóoszlop elhelyezése a szűkület egyik oldalán

2. *A két hőközlés a szűkületi pont azonos oldalán történik (19.37. ábra)*

Az ilyen elhelyezéssel (ha megvalósítható) radikális megtakarítást lehet elérni fűtő-, ill. hűtőanyagban. A hőmérlegből következően ugyanis a) ha meleg oldalra helyeztük az oszlopot, akkor a minimális fűtés b) ha hideg oldalra helyeztük az oszlopot, akkor a minimális hűtés megváltozása a két hőteljesítmény különbsége, ami nagyságrendileg kisebb a megtakarított Q_{REB}, ill. Q_{KOND} értéknél. (Az oszlop által T_{REB} hőmérsékleten a kaszkádból felvett Q_{REB} hő a kaszkádban újra felhasználható T_{KOND} hőmérsékleten).

Tehát, ha a desztillálóoszlopot jól integráltuk a hőkaszkádba, akkor üzemeltetéséhez plusz hőenergia nem szükséges, az csupán elértékteleníti a hőenergiát, vagyis magasabb hőmérsékletről alacsonyabb hőmérsékletre transzportálja.

A fenti két eset alapvető az energiaintegráció megvalósítása szempontjából. Az alábbiakban azonban két további tényezőre hívjuk fel a figyelmet.

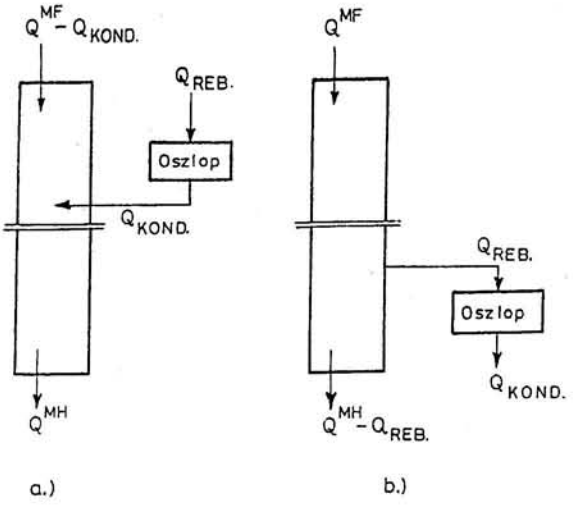
b) Részleges integrálás

Előfordulnak olyan helyzetek, melyekben a két hőcserélő közül csak az egyiket tudjuk integrálni a hőkaszkádba. Ez esetben is van „szűkületátfedő" és „szűkületet át nem fedő" elrendezés. A *19.38. ábra* a helyes elrendezéseket mutatja. Az a) esetben a kondenzátort integráljuk a szűk keresztmetszet fölött, ennek következtében a minimális fűtés Q_{KOND}-dal csökken, és összességében ugyanaz a helyzet áll elő, mint a teljes integrálás esetében *(19.37a ábra)*. Analóg a helyzet a b) esetben is. A *19.39. ábra* helytelen elrendezéseket mutat, melyek a *19.36b ábrával* analóg helyzethez vezetnek, és megtakarítás nem érhető el velük.

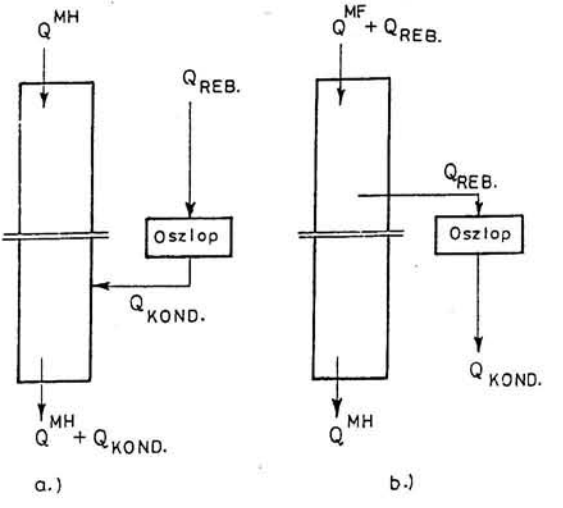
c) Járulékos szűkületi hőmérsékletek

Ha a desztillálóoszlopot a szűkületi hőmérséklet alatt vagy felett integráljuk a hőkaszkádba, akkor is előfordulhat, hogy a minimális hőforgalom lényegesen megnövekszik. Ez abban az esetben lehetséges, ha a forraló és kondenzátor közé zárt hőátadások kicsik. Ezt a *19.37. ábrán* lehet nyomonkövetni.

Ha a Q_3 vagy Q_4 hőátadás kisebb Q_{KOND}-nál, ill.Q_{10} vagy Q_{11} kisebb Q_{REB} -nél, akkor az ábrán vázolt integráció olyan kaszkádhoz vezet, melyben ezeken a helyeken negatív hőátadás lép fel. Ezért Q_3 és Q_4 minimuma, ill. Q_{10} és Q_{11} minimuma korlátozza az integrálható hőteljesítmények nagyságát. Ha Q_3 vagy Q_4 értéke, ill. Q_{10} vagy Q_{11} értéke nulla lenne, akkor az integrálható hőteljesítmény is nulla lenne. Mivel Q_3 vagy Q_4, ill. Q_{10} vagy Q_{11} értékek ki-



19.38. ábra. Részleges integrálás helyes elrendezésben



19.39. ábra. Részleges integrálás helytelen elrendezésben

csinysége okozza ezt a korlátozást, ilyen esetben járulékos szűkületi hőmérsékletről beszélünk és azt mondjuk, hogy az oszlop járulékos szűkületi pontot fed át.

A járulékos szűkületi hőmérséklet részleges integrálásnál is felléphet. A *19.38a ábrán* a kondenzátor hőmérséklete fölött az összes hőátadásnak legalább Q_{KOND}-értékűnek, a *19.38b ábrán* a visszaforraló hőmérséklete alatt az

összes hőátadásnak legalább Q_{REB}-értékűnek kell lennie, hogy az integrálás megvalósítható legyen. Ha ez nem teljesül, a megfelelő helyen járulékos szűkületi pont alakul ki, és az együttes rendszer minimális hőforgalma $Q^{MF} - Q_{KOND} + Q_{REB}$-nél, ill. $Q^{MH} - Q_{REB} + Q_{KOND}$-nál nagyobb lesz.

A külső hőforgalom csökkentése a termikus folyamatok műveleti paramétereinek és struktúrájának megválasztásával

Ha a termikus folyamat, pl. desztillálás hőközlése nem fed át szűkületi pontot (átfedésnek tekintve a *19.39. ábra* elrendezéseit is), akkor a vizsgált egységet tekintve további energiaintegrációs javításra nincs lehetőség. Ha viszont a hőközlés szűkületi v. mellékszűkületi hőmérsékletet fed át, akkor a művelet alkalmas módosításával csökkenthetjük a minimális külső hőforgalmat.

A szűkület átfedésének megszüntetését többféle változtatással is elérhetjük. A legkézenfekvőbbeket vizsgáljuk az alábbiakban, a desztillálóberendezések példáján.

1. *A nyomás változtatása*

A szűkületi pont átfedésével üzemelő kolonna nyomásának növelésével a kondenzátor hőmérsékletét a szűkület fölé, ill. a nyomás csökkentésével a visszaforraló hőmérsékletét a szűkület alá tolhatjuk.

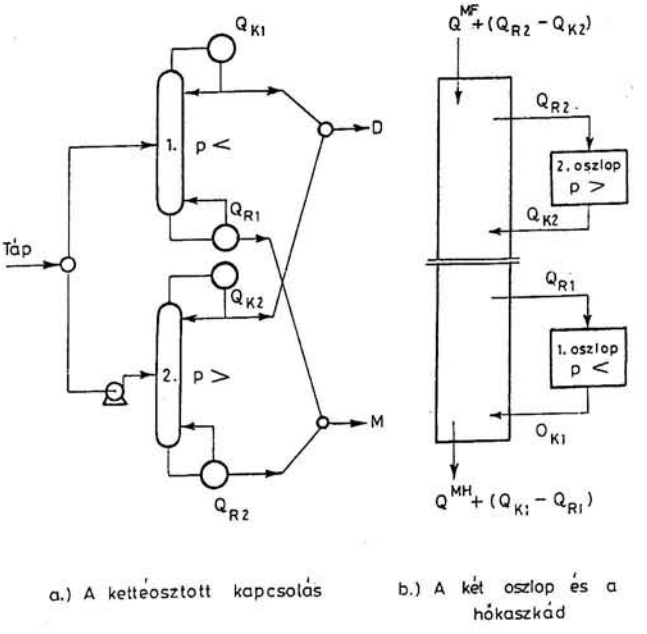
Ez a legegyszerűbb módja a kívánt hatás elérésének, egészen addig, míg technikai korlátok nem lépnek fel. Ilyen korlát pl. egy működő oszlop megengedett max. nyomása (biztonsági érték), vagy a kondenzátor olyan küszöbhőmérséklete, amely alatt mélyhőmérsékletű hűtésre van szükség. E korlátok átlépésével a változtatás költségei ugrásszerűen megnőnek.

2. *A betáplálás kettéosztása*

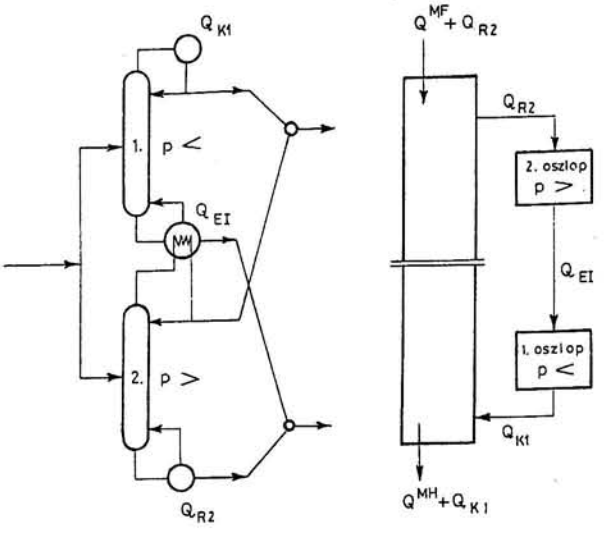
A betáplálás kettéosztásával és a két oszlopban különböző nyomásokkal elérhető a szűkületi hőmérséklet átfedésének elkerülése. A desztillálóoszlopok és a hőkaszkád kapcsolatát a *19.40. ábra* mutatja. Ezt a rendszert akkor célszerű használni, ha csak az egyik oldalra nem lehet az egész hőteljesítményt integrálni. Természetesen két oszlop más szempontból költségesebb, mint egy.

3. *Multieffekt elv*

A betáplálás kettéosztása és a nyomások szétválasztása sokban emlékeztet az irodalomból ismert multieffekt elv alkalmazásához, annak is párhuzamos változatához. A multieffekt elv valóban energiaintegrációt jelent. Abban az esetben azonban, mikor a betáplálás kettéosztásának célja a szűk pont átfedésének elkerülése, a multieffekt elv közvetlen alkalmazása hátrányos integrá-



19.40. ábra. A táplálék kettéosztása

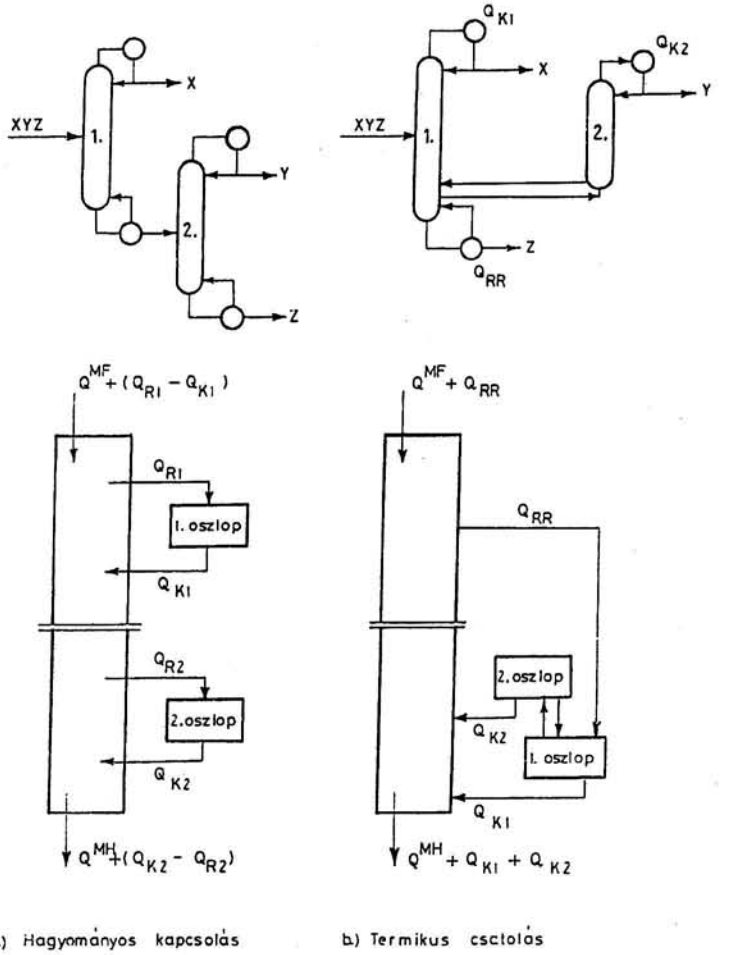


19.41. ábra. A multieffekt elv helytelen alkalmazása

cióhoz vezet. Ezt mutatja a *19.41. ábra.* Éppen az integrációval megtakarítani kívánt Q_E hőmennyiség a szűkületi ponton keresztül áramlik és ez növeli a minimális külső hőforgalmat.

4. *Termikus csatolás*

Ha az integrációt a hőteljesítmény nagysága akadályozza, a termikus csatolással csökkenthetjük a hőteljesítményt, és lehetővé válhat az integráció. A termikus csatolást sem szabad azonban a hőkaszkádtól függetlenül tervezni. A hibás tervezésre mutat példát *19.42. ábra* XYZ ternerrendszer szétválasztása esetén.



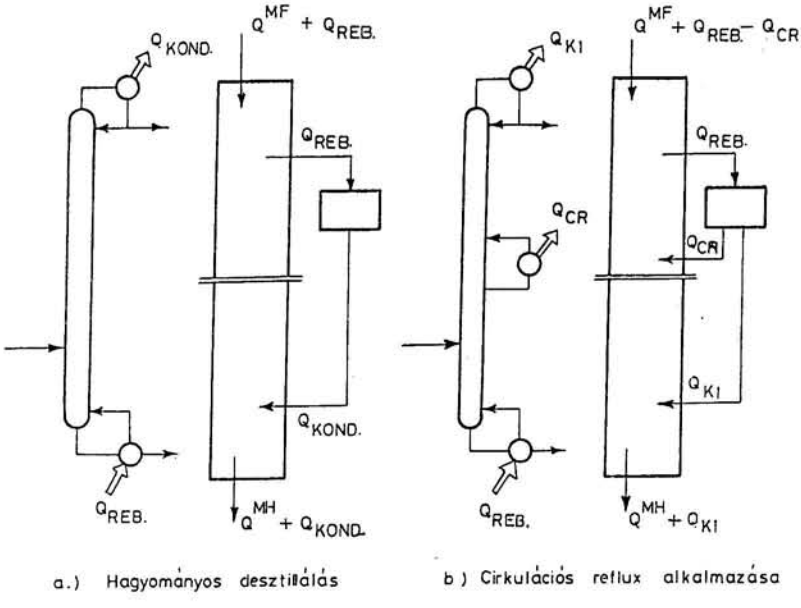
19.42. ábra. A termikus csatolás helytelen alkalmazása

A termikus csatolás alkalmazása esetén, esetenként a hőteljesítmény csökkentéséből származó előnyt elveszthetjük a nyomások azonosságából következő rugalmatlanság révén. (A hagyományos kapcsolásnál a két oszlop nyomását rugalmasan változtatjuk és elkerülhetjük a szűkületi hőmérséklet átfedését, míg termikus csatolásnál a két oszlopban közel azonos nyomásnak kell lenni). Ennek az lehet a következménye, hogy hőt transzportálunk a szűkületi pont hőmérsékletén keresztül.

5. *Közbenső hőforgalmazás*

Ha a fej- és fenéktermék forráspontja közti különbség nagy, és mindkét hőmérséklet távolesik a szűkületi hőmérséklettől, akkor közbenső kiforralóval vagy cirkulációs refluxszal a hőteljesítmények egy részét integrálni lehet a hőkaszkádba azáltal, hogy a hőközlés a szűkületi pont másik oldalára kerül. Erre mutat példát a *19.43. ábra,* ahol a Q_{KOND} hőteljesítményének Q_{CR} részét sikerült integrálni.

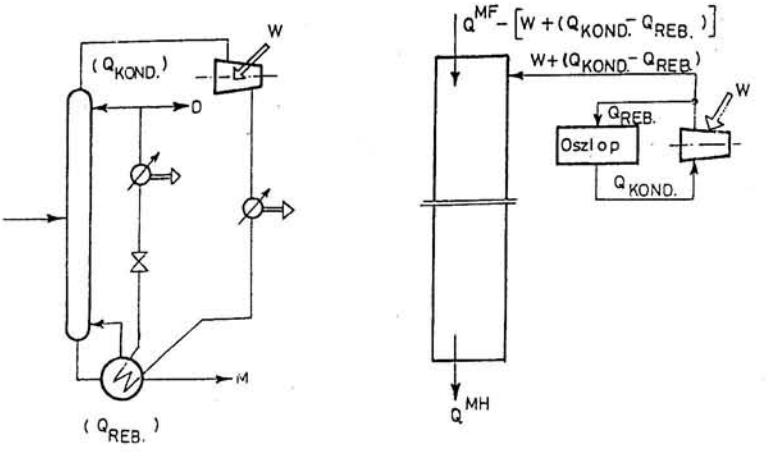
Ha viszont az oszlop eredetileg nem fed át szűkületi hőmérsékletet, akkor a megtakarítás csak a pontenciálban (exergiában) mutatkozik, gyakorlatilag csak akkor, ha valóban rendelkezésünkre áll olcsóbb fűtő- vagy hűtőeszköz.



19.43. ábra. A hőteljesítmények egy részének integrálása közbenső hőforgalmazással

6. *Hőszivattyú alkalmazása*

Hőszivattyús desztillálás alkalmazása az integráció javítására a nagy beruházási költségek és bonyolult üzemeltetés miatt csak akkor indokolt, ha az előzőekben ismertetett egyszerűbb eszközökkel nem lehet megszüntetni a szűkületi pont átfedését. Ez esetben a hőszivattyú beépítését ugyanolyan elvek alapján ítélhetjük meg, mint egyedülálló oszlop esetén. Általában mondható, hogy a hőszivattyús desztilláció csak akkor jöhet szóba, ha a kolonna szűkületi hőmérsékletet fed át. Ha az oszlop két végpontja között a hőmérséklet-különbség kicsi, akkor a fenti módszerek egyike (pl. a nyomásváltoztatás) nagy valószínűséggel alkalmas az átfedés megszüntetésére, ha viszont a hőmérséklet-különbség nagy, akkor már a hőszivattyú alkalmazása nem gazdaságos. Ezért, a hőkaszkád-elmélet következetes alkalmazása alapján általában csak kevés esetben találjuk előnyösnek komplex folyamatoknál a hőszivattyús termikus műveleteket. *(19.44. ábra)*



19.44. ábra. Hőszivattyú alkalmazása és a hőkaszkád

További megoldások

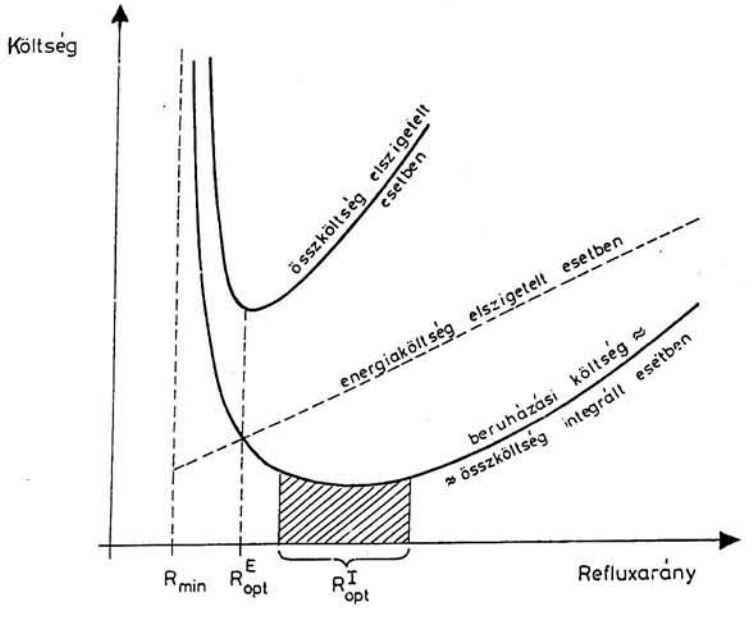
Úgy tűnhet, hogy néhány megállapításunk ellentmond a korábban javasolt eljárások (pl. hőszivattyús desztilláció) alkalmazásának. Valójában az a helyzet, hogy

a) ha a termikus művelet egy nagyobb (komplex) folyamat, rendszer, üzem hőkaszkádja mellett működik és ahhoz gyakorlatilag is kapcsolódó (pl. nincs tőle túlságosan messze, nincsenek biztonsági korlátozások stb.), akkor

elsősorban a hőkaszkádba integrálást célszerű vizsgálni és ilyenkor pl. a hőszivattyú alkalmazása helyett olcsóbb megoldások is rendelkezésre állnak;

b) ha viszont a termikus művelet valamilyen oknál fogva (távolság, biztonsági előírások) elszigetelten áll, nincs mellette hőkaszkád, akkor gyakran gazdaságos az említett bonyolultabb elrendezések vizsgálata is.

Ugyancsak különböznek az egyedülálló (elszigetelt) és a hőkaszkádhoz kapcsolódó desztilláló rendszerek optimális műveleti paraméterei is. Az elszigetelten álló oszlop optimális refluxaránya tapasztalat szerint a minimális reflux 1,05-1,2 -szerese, ahol az optimalizált költségfüggvényben a beruházási költség mellett a fűtő- és hűtőanyag költsége a második fontos összetevő. Ha desztillálóoszlop, (ill. hasonló termikus művelet) integrálható a hőkaszkádba, akkor a desztillálás művelete nem jár a fűtő- és hűtőanyag felhasználásának növekedésével (a hőkaszkád korábbi állapotához képest), és ezért az optimalizálásnál ez a tag nem szerepel a célfüggvényben. Ebből következően az optimális refluxarány jóval nagyobb lehet és az optimum körül a célfüggvény nem reagál érzékenyen a refluxarány változására *(19.45. ábra)*. Ez egyben azt is valószínűsíti, hogy a hőkaszkádba-integrálás üzemviteli, biztonsági szempontból is előnyös.



19.45. ábra. Az optimális refluxarány R^E_{opt} : optimum elszigetelt rendszernél R^I_{opt} : optimális tartomány integrált rendszernél

20. Rektifikálóoszlopok és abszorberek belső szerkezete

A vegyipar és vele rokon iparágak fejlesztése, ill. intenzifikálása és ezzel összefüggésben a környezetvédelmi szempontok előtérbe kerülése, az anyag- és energiatakarékos megoldások iránti igény együttesen arra ösztönzi a tervező és üzemeltető mérnököket, hogy egyre hatékonyabb és kisebb energia- és térigényű berendezéseket alkalmazzanak. A desztilláció és az abszorpció műveletének megvalósítására alapvetően oszlop (torony, kolonna) típusú szerkezeteket alkalmaznak.

Ebben a fejezetben először a rektifikálóoszlopok és abszorberek belső szerkezeti kialakítását tekintjük át, a főbb működési és konstrukciós elvek ismertetésével. Ezután érzékeltetjük a fejlődés irányvonalát és rámutatunk a műszaki követelményekre, az értékelési, összehasonlítási és választási szempontokra. A részletek tekintetében nem törekedtünk teljességre, inkább a tárgykörre vonatkozó átfogó irodalomra utalunk [11, 19, 31, 36, 37, 39, 58, 118, 119, 120, 125]. Egyáltalán nem tekintettük könyvünk feladatának az olyan fontos, de nem szorosan munkánk célkitűzéseihez tartozó témakörök tárgyalását, mint pl. a gépészeti, szilárdságtani méretezés, alapozás, építés stb. Ezek részben az említett művekben megtalálhatók.

A desztillációs és abszorpciós berendezések áttekintő ismertetése után az oszlopok áramlástani viszonyaira mutatunk rá, melyek a hatékony üzemeltetés szempontjából meghatározó jelentőségűek. A hidrodinamikai körülmények ui. nem egyszerűen csak a szétválasztó képességre hatnak, hanem ezek betartásával tudjuk biztosítani azokat a működési feltételeket, amelyek hiányában a kolonna üzemképtelen.

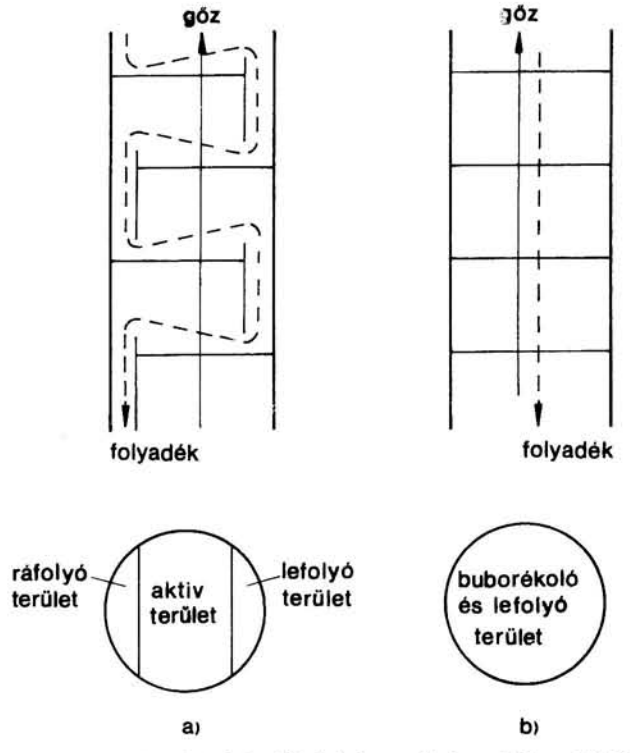
Az áramlási viszonyok a szerkezeti kialakítástól függnek, ezért a készülékek átmérőjének és belső szerkezetének méretezése, ill. ellenőrzése hidraulikai számításokon alapszik. E számítások nem öncélúak, hanem a kolonnák legmegfelelőbb méreteinek kialakítására irányulnak. A hidrodinamikai méretezéssel biztosítjuk a szükséges gőz- és folyadékkapacitásokat (terhelhetőségeket) és ellenőrizzük, hogy az előzetesen kialakított belső szerkezeti elemek és azok elrendezése lehetővé teszi-e az előírt szétválasztás megvalósítását.

20.1. Működési elv szerinti csoportosítás

A rektifikálóoszlopok és abszorberek belső szerkezetei az áramlási mód szerint két fő csoportra oszthatók:

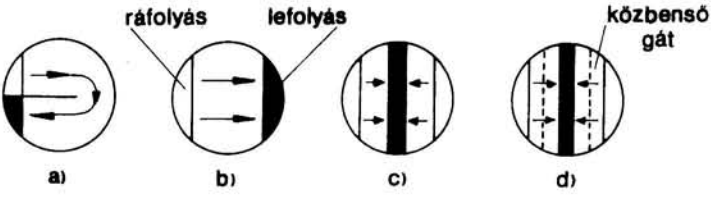
1. *túlfolyóval rendelkező tányéros oszlopok*, melyek lépcsőzetes fázisérintkeztetést valósítanak meg;
2. *töltetes oszlopok vagy a túlfolyó nélküli tányéros oszlopok*, melyek többé vagy kevésbé folytonos (differenciális) fázisérintkeztetést hoznak létre a kolonnába helyezett töltettestek, rendezett töltethálók vagy tányérszerkezetek segítségével.

A kétféle kolonnatípusra jellemző áramlási modelleket mutatja a *20.1. ábra.* Az a) modell a keresztáramú, a b) modell az ellenáramú áramlást valósítja meg. A gőz- vagy gázfázis áramlása mindkettőnél vertikálisan felfelé történik, a folyadék áramlása azonban csak az ellenáramú b) modellnél vertikális (lefelé irányuló), az a) modell esetében a folyadék áramlása a gőz áramlásához képest keresztirányú.



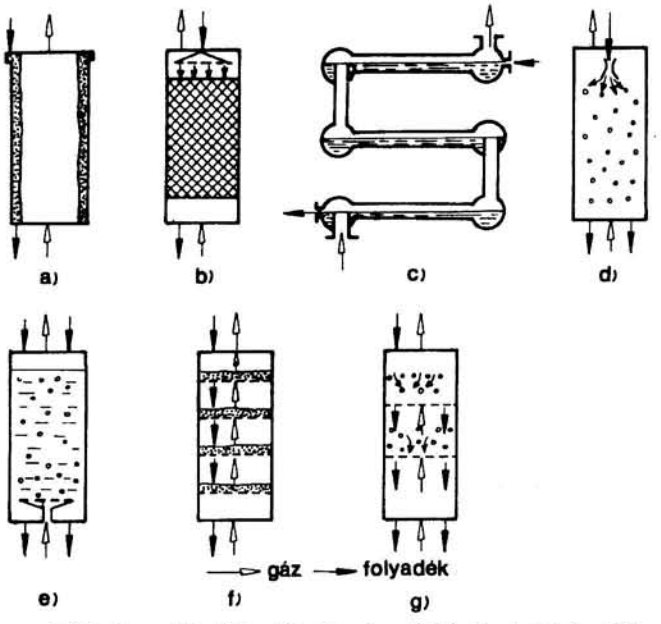
20.1. ábra. Gőz(gáz)-folyadék érintkeztetés áramlási modelljei
a – keresztáram, b – ellenáram (töltetes vagy tányéros)

A keresztirányú áramlás az iparban gyakran alkalmazott ún. *túlfolyós tányéros oszlopokban* lép fel, ahol a gőz-folyadék érintkezés csak a tányéron valósul meg. Ahogy ez a *20.1.a ábrán* látható ezekben az oszlopokban a gőz és a folyadék a tányérok között külön terekben áramlik. A *20.2. ábra* négy jellemző folyadékvezetést mutat be. Az a) részábrán a folyadék a ráfolyótól a lefolyóig egy U alakú kanyart tesz meg a tányéron. Ehhez a tányér középvonalában elhelyezett terelőlemez beépítése szükséges. Az összes ábrán fekete sáv jelzi a lefolyást (túlfolyó aknát). A b) ábra az egyszeres átfolyású tányér, a c) ábra a kétszeres átfolyású tányér (a vázolt ábrarészben a túlfolyó éppen középen helyezkedik el). A nagy átmérőjű tornyoknál a folyadékgradiens csökkentésére a tányér aktív felületét kisebb lépcsőzéssel (közbenső gáttal) építik, így a d) ábrán vázolt kétszeres átfolyású ábrarészen is látható, ez a közbenső gátlemez (szaggatott vonal jelzi).

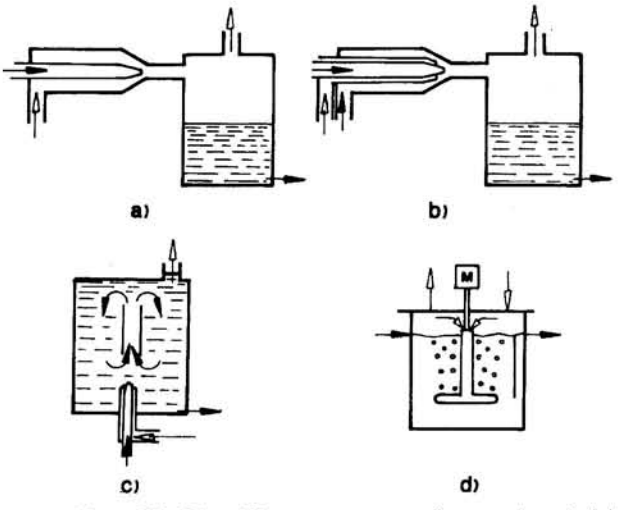


20.2. ábra. Túlfolyós tányér folyadékvezetése
a – U alakú folyadékvezetés, b – egyszeres átvezetés, c – kétszeres átvezetés, d – kétszeres átvezetés közbenső gáttal

A gáz(gőz)-folyadék ellenáram nemcsak a különböző *töltetes oszlopokban* alakul ki, de a *túlfolyó nélküli tányéros oszlopokra* is jellemző. Jellegzetes ellenáramú gáz(gőz)-folyadék érintkeztető készülékeket mutatunk be a *20.3. ábrán*. A legegyszerűbb készülék az a) üres csőoszlop, amelynek belső palástján csörgedeztetjük le a folyadékot (filmkolonna). A b) jelű készülék töltött oszlop (ömlesztett, szabályosan rakott töltetdarabokkal vagy rendezett csomagtöltettel). Ezen ábrasorozat egyetlen nem torony jellegű készüléke a c) az ún. felületi abszorber (vízszintes csősorozat). A d) és az e) készülék gyakorlatilag üres oszlop (csak alsó és felső elosztókkal rendelkezik). A d) készülék permetező oszlop (folyadékcseppek gázáramban eloszlatva). Az f) tányéros torony, a rajzon túlfolyó nélküli, szita vagy rács. A g) oszlop (szintén szita vagy rács) tányérokkal van ellátva, ahol az érintkeztetést pl. könnyű (belül üres) golyók mozgása segíti, vagyis ez utóbbi készülék ellenáramú folyadék-gáz „fluidizáló" oszlopként is felfogható.



20.3. ábra. Gáz-folyadék ellenáramú érintkeztető készülék a – üres csőoszlop (folyadékfilmes), b – töltött oszlop, c – felületi abszorber, d – permetező oszlop, e – buborékoltató oszlop, f – túlfolyó nélküli tányéros oszlop, g – túlfolyó nélküli tányéros oszlop, a tányérok között szabadon mozgó golyókkal



20.4A ábra. Gáz-folyadék nem toronyszerű, egyenáramú érintkeztető készülékek a – Venturi -mosó, b – sugárfúvókás mosó v. abszorber, c – vezetőcsöves sugárfúvókás abszorber, d – gázbuborékos keverős abszorber

Az iparban leggyakrabban alkalmazott oszlopszerkezeteket és jellemzőit a *20.1. táblázatban* foglaltuk össze [19].

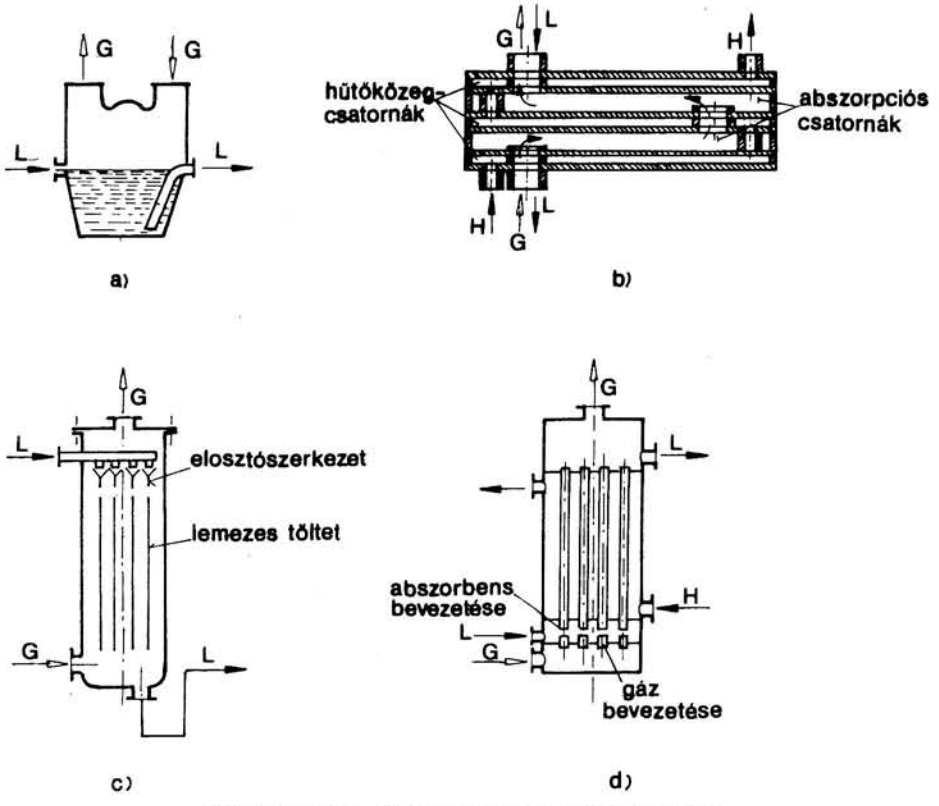
20.1. táblázat

Gyakoribb oszlopszerkezetek

	Beépítmény, szerkezet	Jellemző
1.	Túlfolyós (keresztáramú) tányérok	*H*, m tányértávolság gőz-folyadék érintkezés csak a tányéron; a gőz és a folyadék a tányérok között külön terekben áramlik
2.	Túlfolyó nélküli (ellenáramú) tányérok	*H*, m tányértávolság gőz-folyadék érintkezés nemcsak a tányéron, hanem két tányér közötti térben is (gőzbuborék diszergálva a folyadékban és folyadékcseppek diszergálva a gőzben)
3.	Hagyományos tölteléktest darabtöltet ömlesztett halmazban	Gőz- folyadék érintkezés a teljes töltött hosszban
4.	Hagyományos tölteléktest darabtöltet szabályosan rakott halmazban	Gőz- folyadék érintkezés a teljes töltött hosszban
5.	Rendezett csomagtöltetek	A járatok ferdék, szitaszövettel vagy perforált lemezzel, esetleg teli hullámlemezzel. Járatok keresztezik egymást. Szabályosan összeérnek, összefüggnek.
6.	Permetezett oszlop	A folyadékcseppek diszpergálva vannak a gőztérben.
7.	Buborékoló oszlop	A gőzbuborékok diszpergálva vannak a folyadéktérben.

A gáz-folyadék érintkeztető készülékek tehát túlnyomórészt oszlopok (tornyok, kolonnák), de léteznek egyéb nem toronyszerű készülékek is. Ezek a készülékek általában egyenáramban működnek és gyakran kémiai reakcióval kísért abszorpciót (kemoszorpciót v. kemiszorpciót) valósítanak meg. Ilyen készülékeket mutatunk be példaképpen a *20.4A ábrán*. A gázáramot „üres" nyíl, a folyadékáramot „fekete" nyíl jelzi. Az a) b) és c) ún. sugárfúvókás vagy *Venturi-készülék* egy-egy megoldása. Itt a) a *Venturi-mosó,* b) sugárfúvókás mosó vagy abszorber, c) vezetőcsöves sugárfúvókás abszorber és d) levegőztető (gázbuborékos, keverős) készülék.

Néhány speciális (elsősorban abszorpcióra alkalmazott) nem toronyszerű készüléket mutatunk be a *20.4B ábrán*. Az a) a felületi (turill) abszorber jól oldódó gázok elnyeletésére szolgál (pl. sósav elnyeletése vízben). A b) a lemezes



20.4B ábra. Speciális nem toronyszerű abszorberek
a – felületi, b – lemezes, c – lemezes esőfilmes, d – kúszófilmes abszorberek (H = hűtőközeg, G = gáz, L = folyadék)

ellenáramú készülék, c) a lemezes esőfilmes abszorber, d) a kúszófilmes abszorber. Ez utóbbinál az áramló gáz magával ragadja a folyadékot és filmet képez, azaz a készülék emelkedő egyenáramban dolgozik.

20.2. A kolonnaszerkezetek jellemzői és értékelési módjai

A rektifikálóberendezés típusának és kialakításának megválasztásakor egyidejűleg több műszaki és gazdasági követelményt kell szem előtt tartanunk az üzemeltetési és készülékgyártási szempontok együttes figyelembevételével. Általános törekvés, hogy a működtetési költségeket, ill. a kolonnáknak az adott feladatok megoldásához szükséges térfogatát (és ezzel együtt tömegét is) mi-

nimális értékre csökkentsük, azaz fokozzuk a berendezés egységnyi magasságának megfelelő szétválasztó képességét (az anyagátvitel mértékét, ill., az azt kifejező műszaki jellemzőket, mint pl. tányérhatásfokot) és nagy fázisáramlási sebességek révén a készülék kapacitását.

Ezzel egyidejűleg gyakori igény, hogy a kolonna rugalmasan üzemeltethető legyen, vagyis hatékonysága lehetőleg kismértékben változzék a fázisok sebességével. Fontos üzemeltetési követelmény a szennyezésekkel, esetleges lebegő részekkel, szilárd fázis keletkezésének (pl. polimerizáció, kifagyás) veszélyével szembeni érzéketlenség. Vákuumban dolgozó készülékek esetében különösen fontos, hogy a torony áramlási ellenállása nagy terhelések esetén is kicsi legyen.

A berendezés kialakításának fontos szempontja az egyszerű konstrukció, ezzel összefüggésben a könnyű gyárthatóság és egyszerű szerelhetőség, továbbá – különösen drága szerkezeti anyagok esetén – a kis anyagigény. Ezek végső soron a kolonna beruházási költségeit határozzák meg. Nem elhanyagolható szempont az egyszerű karbantartás, tisztítás követelménye sem.

Gyakran kívánatos, hogy az oszlopból leállás vagy üzemzavar esetén gyorsan ürüljön le a folyadék. Az automatizált üzemirányítás és esetleges kémiai károsodás (pl. polimerizáció) szempontjából fontos a folyadéktartalom, a „hold-up" nagysága is.

A felsorolt igények egyidejű, teljes kielégítése csak ideális célként közelíthető meg, sőt néhányan közülük a legtöbb konstrukció esetében egymásnak is ellentmondanak.

Az ismertetett műszaki-gazdasági követelmények közül néhánynak a számszerű meghatározására több mutatót használunk. A kolonnatípusok alkalmasságának megítélésekor az adott feladatból kiindulva e kritériumok közül néhány elsődleges lehet, míg mások a célkitűzés szempontjából háttérbe szorulhatnak.

A továbbiakban a fontosabb követelményeket és értékelési módokat ismertetjük.

Hatékonyság, kapacitás és kolonnaköltség

A tányéros oszlopok hatékonyságát, azaz szétválasztó képességét a *hatásfokkal* jellemezzük. Ahogy ezt a 18.9 alfejezetben kifejtettük, ez a fogalom három formában is használatos. A kolonnamagasság meghatározásához definiáltuk az *egy elméleti tányérnak megfelelő magasságot (HETP),* ami tulajdonképpen a tányértávolság és a kolonnahatásfok hányadosa. Érdekes megemlíteni, hogy tányértávolság növelése általában a hatásfok és a kapacitás növeléséhez vezet, ami a tányérok számát és a kolonna átmérőjét csökkenti. Ugyanak-

kor viszont a távolság növelheti a teljes kolonnamagasságot, a köpeny árát, az alapozási, vasszerkezeti, szivattyúzási stb. költségeket.

Töltött oszlopok esetében az elméleti tányér helyett, elméletileg megalapozottabb az *átviteli egységszám*, az *NTU* (number of transfer units) használata, amelyet a 17.7 alfejezetben ismertettünk. Ebben az esetben az oszlop hatékonyságát az egységnyi magasságra jutó átviteli egységszám tükrözi. Ennek a reciprok értéke az egy *átviteli egységnek megfelelő magasság (HTU)*. A hatásfok és az *NTU* közti egyértelmű összefüggéssel a 18.9 alfejezetben foglalkoztunk.

A kolonna *kapacitását* egy kielégítő hatékonyságot adó, de az elárasztásinál feltétlenül kisebb maximális gőzsebességgel és a megengedhető legnagyobb folyadékterheléssel jellemezzük. Ezzel integrálisan és komplexen írjuk le a működőképességet, hiszen más fontos tényezők, pl. áthordás hatása is ezen keresztül érvényesül.

A legtöbb esetben a kolonna az üzem többi berendezéseivel együtt, azokkal kölcsönhatásban működik és így tervezett kapacitásának megállapításakor a teljes termelés mennyiségéből és várható ingadozásából, valamint a többi készülék teljesítményéből kell kiindulni. Általában célszerű az oszlopot a névleges üzemi kapacitáshoz képest 20...25%-kal túlméretezni és ezzel elkerülni, hogy az oszlop legyen az üzem „szűk keresztmetszete".

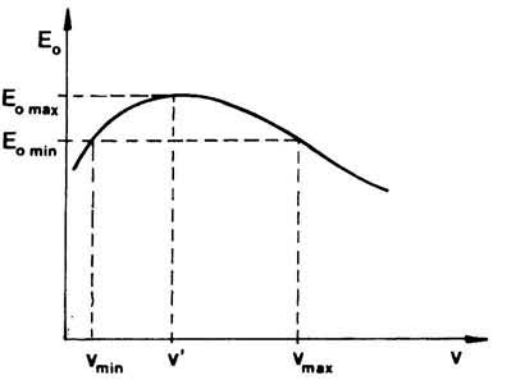
Az ennél nagyobb arányú túlméretezés a beruházási költség növelésén kívül – különösen a rugalmatlan tányérszerkezet esetében – azzal a veszéllyel is jár, hogy normál termelési mennyiséggel a kolonna az alulterhelt működés miatt nem nyújtja a kívánt szétválasztó képességet. A kolonna kapacitását nagy beruházási költségarány esetén csak óvatosan szabad növelni, míg olcsóbb és kisebb oszlopok (amennyiben rugalmasságuk ezt lehetővé teszi) nagyobb mértékű túlméretezése is megengedhető.

Megjegyezzük, hogy a különböző berendezések összehasonlításakor a maximális kapacitás 70...85%-át szokták figyelembe venni. Régi törekvés, hogy az adott feladatok ellátására használt kolonnákat gazdaságosságuk alapján hasonlítsuk össze. A teljes megítéléshez a beruházási, karbantartási és üzemeltetési költségek együttes figyelembevétele szükséges.

Rugalmasság, nyomásesés és a „hármas diagramcsoport"

A működési *rugalmasságot,* a még kielégítő minimális hatásfokot (vagy más szétválasztóképességi jellemzőt) biztosító maximális és minimális gőzsebességek hányadosával („turndown ratio") szokták számszerűen jellemezni.

A *20.5. ábrán* a hatásfoknak a gőzsebességtől (v) való függését mutató tipikus jelleggörbe látható. Ezen a maximális hatásfokot ($E_{o\,max}$), az ennek megfelelő gőzsebességet (v'), a maximális (v_{max}) és minimális (v_{min}) gőzsebességet láthatjuk, adott refluxarány esetén. A gőzsebességet a kolonna teljes keresztmetszetére vonatkoztatjuk (rendszerint m/s-ban). Az összehasonlíthatóság kedvéért a gőzterhelést az ún. *F-faktorral* is szokás jellemezni:



20.5. ábra. Hatásfok ~ gőzsebesség jelleggörbe

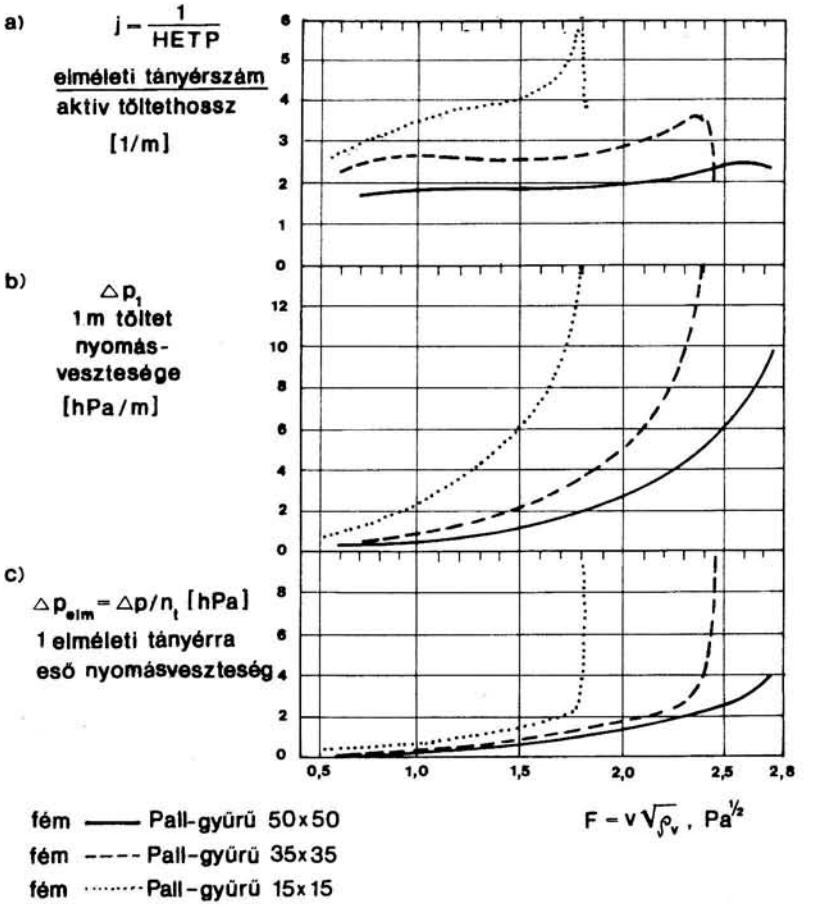
$$F = v\sqrt{\rho_V} \quad \left(\frac{m}{s} \cdot \sqrt{\frac{kg}{m^3}} \right), \tag{20.1}$$

ahol ρ_V a gőz sűrűsége, kg/m^3. A $\frac{v_{max}}{v_{min}}$ arány a két előbbi mutatóval együttesen már közel teljesen jellemzi a kolonna működését.

A terhelési jelleggörbe alapján meghatározhatjuk a v_{min} és a v_{max} által határolt teljes működési tartomány integrális átlaghatásfokát is [ne tévesszük össze az átlagos (általános) kolonnahatásfokkal]. Vákuumkolonnák esetében igen lényeges, de egyébként is az oszlop működésének fontos mutatója a nyomásesés (Δp), ill. annak függése a terheléstől. Célszerűen ennek a mennyiségnek az egy elméleti tányérra vonatkozó értékével jellemzik az egyes szerkezetek áramlási ellenállását $\left(\frac{\Delta p}{N_{elm}} \right)$, aminek a minimalizálására törekszünk. Említésre méltó tény, hogy általában a készülék kapacitását meghatározó felső terhelési határ környezetében a szétválasztó képesség romlása mellett a nyomásesés nagymértékben nő.

Szokás még a $\left(\frac{\Delta p}{N_{elm}} \right)$ kifejezést az előzőekkel kombinálva használni és így az 1 m oszlopmagasságra eső nyomáseséssel és egy hatásfok jellegű mennyiséggel együttesen ábrázolni. Így alakult ki a kolonnaszerkezetek jellemzésére

(főleg töltetes oszlopokra) az ún. *hármas diagramcsoport*. Mindhárom diagram abszcisszája az *F-faktor* (20.1 egyenlet). Az első diagram a E_o hatásfok vagy a hatásfok és a tányértávolság hányadosát ($j = \frac{1}{HETP}$ = jóságfok) ábrázolja az *F-faktor* függvényében. A második diagram az egy tányérra, vagy egy méter oszlophosszra (töltetre) vonatkozó valóságos nyomásesés: Δp_1, (ill. Δp_{1t}). Végül a harmadik diagram az egy elméleti tányérra eső (illetve esetleg egy elméleti átviteli egységre eső) nyomásesés. E hármas diagramcsoport igen komoly eligazítást nyújt a kiválasztáshoz és az értékeléshez.



20.6. ábra. „Hármas diagramcsoport" háromféle Pall-gyűrűs töltetes oszlopra (Metanol – etanol teljes refluxos lepárlása): a – *j*-jóságfok, b – 1 m töltet nyomásvesztesége, c – egy elméleti tányérra vonatkoztatott nyomásesés

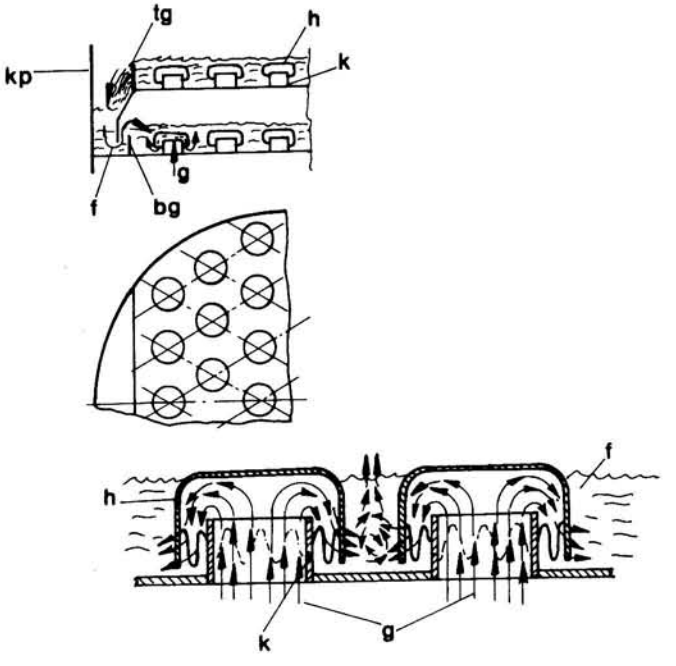
A *20.6. ábrán* egy ilyen „hármas diagramcsoportot" mutatunk be példaképpen háromféle méretű fém *Pall-gyűrűvel* töltött oszlopra. [Itt $D = 0{,}5$ átmérőjű és $Z = 2$ m töltetmagasságú oszlopban metanol ~ etanol elegy teljes refluxos ($L/V = 1$, azaz $R = \infty$) lepárlását végezték]. Jóllehet a legjobb j-értékkel a kisebb méretű gyűrűk rendelkeznek, a tényleges és az elméleti nyomásveszteségük is a legnagyobb. Ennek megfelelően célszerűbb (különösen vákuumlepárlásnál) a nagyobb gyűrűk használata. Ezt mind a Δp_1, mind a Δp_{elm} diagram szemléletesen bizonyítja.

20.3. Tányéros oszlopok

A tányéros oszlopok legfőbb jellemzője, hogy ezekben a kolonnákban egymástól megfelelő távolságra (leggyakrabban 300...800 mm-re) rendszerint vízszintes elemek ún. tányérok vagy tálcák helyezkednek el. Ezeken a tányérokon a gőz és folyadék intenzív érintkeztetését megvalósító, ún. gőz-folyadék diszperz rendszert tartalmazó réteg alakul ki. A gőz ezen a rétegen kisebb-nagyobb buborékok, vagy összefüggő gőzáram formájában áthalad és így jut a következő, feljebb lévő tányérra, míg a folyadék a lejjebb levő tányérra távozik.

Ez a folyamat a különböző szerkezeteken más és más módon valósul meg. Általában két fő konstrukciós típust különböztetünk meg.

1. *Folyadéktúlfolyóval ellátott tányér.* Ezeken egy külön szerkezeten keresztül jut a folyadék az alsó tányérra és annak fogadására rendszerint egy beömlőgátat is beépítenek *(20.7. ábra)*. A túlfolyók kerületére vonatkoztatott nagy folyadékáram esetén célszerű többszörös átömlést kialakítani. Ez utóbbi a helyzet nyomás alatt működő berendezések és nagy terhelésű (viszonylag nagy átmérőjű) kolonnák esetében, tekintettel arra, hogy a gőz- és ezzel együtt a folyadékterhelés a keresztmetszettel, tehát az átmérő négyzetével arányosan, míg a túlfolyó mérete, ill. a gáthosszúság annál kisebb mértékben növekszik. Nyomás alatt működő kolonnák esetén az egységnyi tányérkeresztmetszetre vonatkoztatott folyadékáram nő. Néhány gyakori túlfolyóelrendezést a *20.2. ábrán* már láttunk.



20.7. ábra. Harangsapkás tányér
h – harang, bg – beömlőgát, k – kémény, kp – kolonnaköpeny,
g – gőz, tg – túlfolyógát, f – folyadék

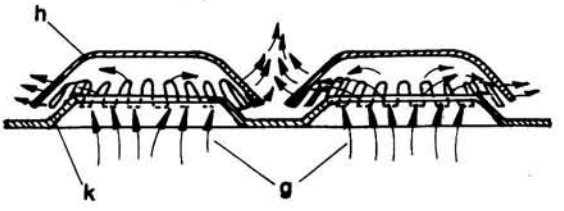
2. *Túlfolyó nélküli* (más néven átcsöpögő, ritkábban „zuhanyozó" típusnak nevezett) *tányérok* , amelyeken nem biztosítjuk a folyadék és a gőz külön áramlási útjait, a két fázis ugyanazokon a nyílásokon halad át, időben váltakozó, statisztikus eloszlást mutató intenzitással.

Túlfolyós szerkezetek

a) Harangsapkás tányérok

A harangsapkás, más néven buboréksapkás tálca a legrégebbi, klasszikus tányértípus. Az újonnan épülő berendezésekből kezd kiszorulni, korszerűbb konstrukciók váltják fel. Vázlatát a *20.7. ábrán* látjuk. A felszálló gőz az ún. kéményeken áthaladva a harangokon belül a folyadék alá jut, majd azon átbuborékol. Legfőbb előnye a nagy üzembiztonság és a vele kapcsolatban felhalmozódott igen sok tapasztalat. Viszonylag rugalmas működésű, hatásfoka jó. Hátránya a bonyolult konstrukció, a nagy szerkezeti anyagigény, korlátolt ka-

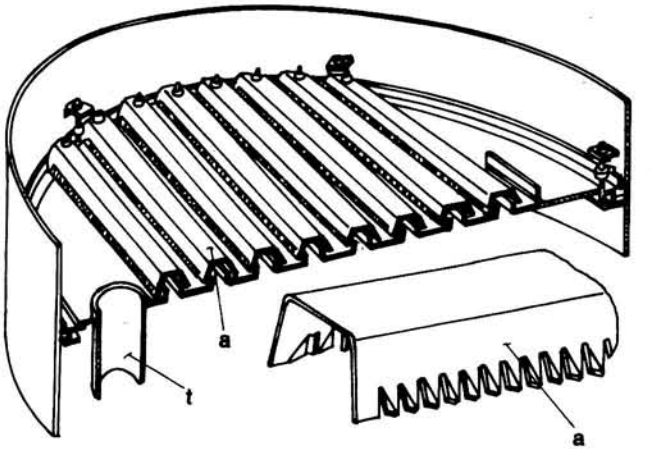
pacitás és ebből következően a nagy beruházási költség. Nyomásesése is számottevő, ezért vákuumoszlopokban szinte már egyáltalán nem használják. A *20.8. ábra* a kis ellenállású és modern változatát képviselő ún. „esernyőtányér" típust mutatja.



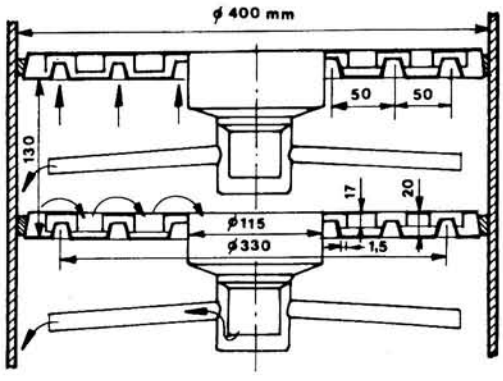
20.8. ábra. Harangsapkás tányér korszerű kivitele: az „esernyőtányér".
h – harang, g – gőz, k – kémény

A hagyományos *harangsapkás tányér* típus még előforduló használata várhatóan csak akkor szűnik meg teljesen, amikor az újabb tányérszerkezetek – amelyeknek sok előnyük van, elsősorban a gazdaságos konstrukció – nyújtani tudják a buboréksapkás tálca minden biztonságát. A világszerte erre irányuló kutatás, a műszaki fejlesztés révén ez a fokozatos kiszorítás folyamatban van.

Működési módjukat tekintve a harangsapkás tányérokhoz sorolhatók az alagútsapkás konstrukciók különböző változatai, melyek közül egyet, a *Thormann-féle* megoldást a *20.9. ábrán* mutatjuk be. Ennél az elrendezésnél a folyadékáramlás az alagútsapka hosszirányára merőleges.



20.9. ábra. Thormann-rendszerű alagútsapkás tányér
a – „alagút", t – túlfolyócső

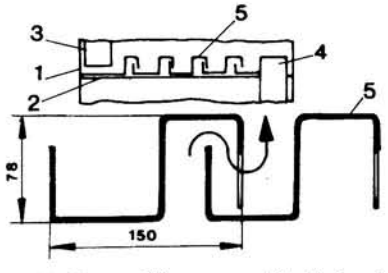


20.10. ábra. Kühni-féle köralagútsapkás tányér

A *Thormann-féle alagútsapkák* hasítékai különlegesek: a bemetszés egyik oldalára átlósan ferdére kihajtják. Az így képződött „fülecskék" (pontosabban a mellettük kilépő gőzsugarak) a folyadékot határozottan terelik, megszabva annak útját, az áramlás lassulását, ill. gyorsulását.

A *20.10. ábra* a *Kühni-féle* ún. *köralagútsapkás tányért* mutatja. A túlfolyó gyűjtőkamrája középen van, melynek aljából 6 cső vezet ki (szimmetrikusan elrendezve) az oszlop palástja felé. A csövek a folyadékot az alsóbb tányérra csorgatják. A koncentrikusan (körkörösen) elhelyezett kürtők osztástávolsága 50 mm.

Lényegében a harangsapkás tányérok csoportjába tartozik, de konstrukciós szempontból sokkal egyszerűbb az S alakú elemekből álló, ún. *„uniflux" tányér (20.11. ábra).* Ennek a típusnak az olcsóságon kívül előnye, hogy a gőz áramlási energiájának egy részét a folyadék megfelelő irányba való terelésére hasznosítja. Nyomásesése viszonylag nagy.

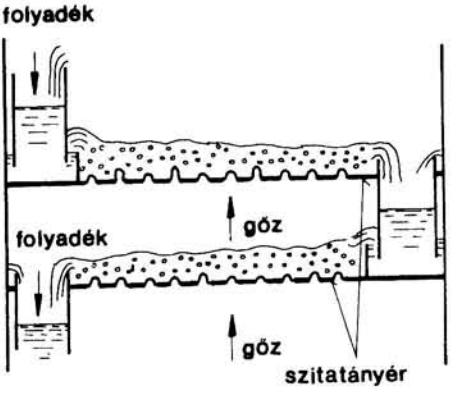


20.11. ábra. „S" vagy „uniflux" tányér
1 – kolonnaköpeny, 2 – tányér, 3 – ráfolyó, 4 – lefolyó, 5 – „S"-elemek

b) Szitatányérok

A hagyományos túlfolyós szitatányér (a szakirodalomban a perforált tányér, lyuggatott tányér elnevezés is ismeretes) szintén régen ismert és elterjedten használják, elsősorban a szesziparban és cseppfolyósítható gázok (pl. levegő, etán-etilén) szétválasztásához *(20.12. ábra).* Nagy előnye egyszerű konstrukciója, ebből következő olcsósága, jó hatásfoka. Kapacitása kielégítő, működése viszont kevéssé rugalmas. A szerkezet érzékeny az alulterhelésre, ami abból a működésmódjából következik, hogy a tányérlemez lyukjaiból kilépő gőz

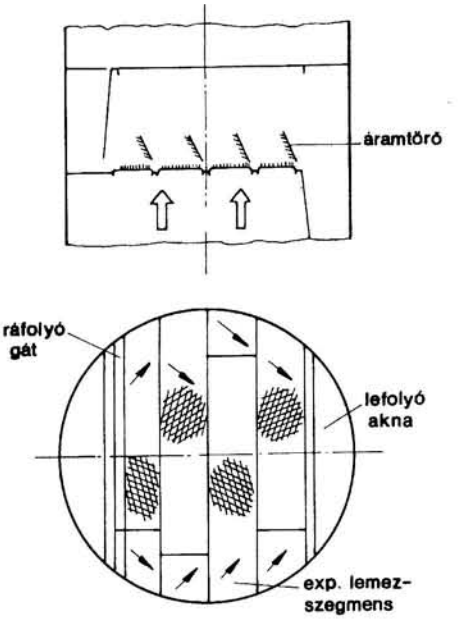
dinamikus nyomása tartja fenn a megfelelő folyadék-, ill. habréteget. Ehhez viszont egy minimális gőzsebesség szükséges. Ennél kisebb terhelés esetén a folyadék átcsöpög a lyukakon, nagy része nem a túlfolyókon távozik és nem alakul ki az anyagátadáshoz szükséges, megfelelő fázisérintkeztetést lehetővé tevő felület, és a hatásfok nagymértékben romlik.



20.12. ábra. Túlfolyós szitatányér

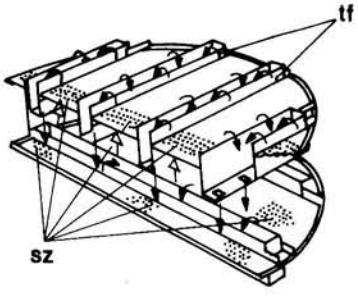
Az utóbbi időben ez a típus újból terjed, korszerű változatai is megjelentek, pl. a különböző méretű vagy kizárólag nagy átmérőjű nyílással készített típusok. További eredmények érhetők el a tányér gyártási technológiájának finomításával, kónuszos nyílások készítésével. Így a tányér stabilitása növelhető.

Lényegében a szitatányér javított változatának tekinthető a buktató-, terelőgátakkal és átfolyónyílásokkal ellátott típus, amelynek egyik változata a fémszitából készült ún. *„perform"-tányér.* Ez a megoldás *(20.13. ábra)* elősegíti a folyadék áramlását, ami jó hatásfokot és nagy kapacitást eredményez.

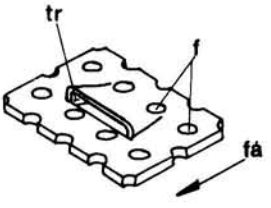


20.13. ábra. Perform-tányér

Nagy folyadékterhelések esetén eredményesen használható a speciális kivitelű, többtúlfolyós ún. *MD-tányér* („multidowncomer"). Ez esetben *(20.14. ábra)* a lefolyógátak nagy összes hosszúsága viszonylag kis felületet vesz el a gőz-folyadék érintkeztetéstől és ugyanakkor nagy folyadékmennyiségek átáramlását teszi lehetővé. Ezt a típust elsősorban a petrolkémiai és más korszerű technológiákban használják, cseppfolyósított gázok nyomás alatti szétválasztásához.

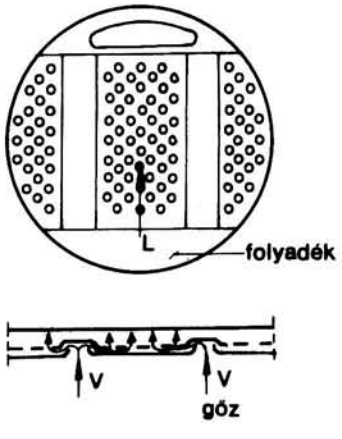


20.14. ábra. MD-tányér
sz – szitalemez, tf – túlfolyógát



20.15. ábra. Réselt szitatányér részlete
tf – terelőrés, f – furat, fá – folyadékáramlás iránya

Említésre méltó és kis nyomásveszteséget eredményez a *20.15. ábrán* látható *Linde-féle füles tányér* vagy más néven *réselt szitatányér*. Ez az elrendezés egy vízszintes irányú gázkilépést eredményező, folyadékterelő hatású nyílásokkal ellátott tányérkonstrukció.



20.16. ábra. APV–West-tányér

A tányérok rugalmasságára törekedve a harangsapkás tányértípusok és a szitatányérok egyesítésével is kísérleteztek. Ilyen pl. az *APV-West-tányér*: ez az alagútsapkás és a szitatányér kombinációja. A gőz a sapkák alól kijutva a perforált lemez alá kerül és azok nyílásain át áramlik, és a szitalemez fölött képez buborékos habot. A tányér alja teli lemez, nincs lecsorgás (mint pl. szitatányéroknál), de nyomásesése nagyobb mint pl. a buborék- vagy alagútsapkás tányéré *(20.16. ábra)*.

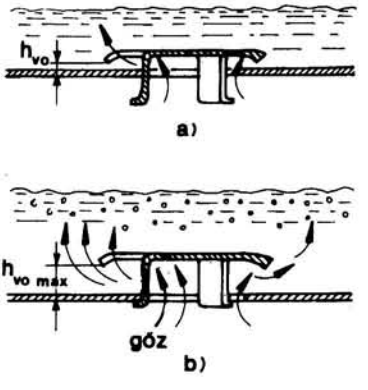
Újabban üvegszálból készült finom szitaszövet felhasználásával sikerült nagy rugalmasságot és jó hatásfokot elérni. Például a *Hy-Flex"-tányér* a hagyományos szitatányérhoz ké-

pest nagy hatékonyságot mutat, de a szennyezett folyadékokra rendkívül kényes és ezért alkalmatlan.

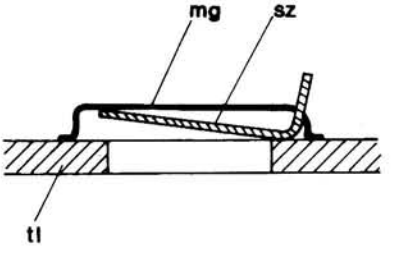
c) Szelepes tányérok

A különböző típusú szelepes tányérok a legkorszerűbb tányérkonstrukciós elveket valósítják meg. Alkalmazásukhoz az a törekvés vezetett, hogy a tányérok működési tartományának bővítése céljából a mindenkori változó terheléshez alkalmazkodó, azzal összhangban levő átömlési szabad keresztmetszetet alakítsanak ki. Az átömlési keresztmetszet változását a szelepek felemelkedése és visszasüllyedése biztosítja. A *20.17. ábrán* vázolunk egy szelepelemet két szélső helyzetben. Az ötletet már több mint fél évszázada felvetették. A mai, elterjedten használt szelepes tányérokat az 1950-es években kezdték ipari méretekben gyártani és használni.

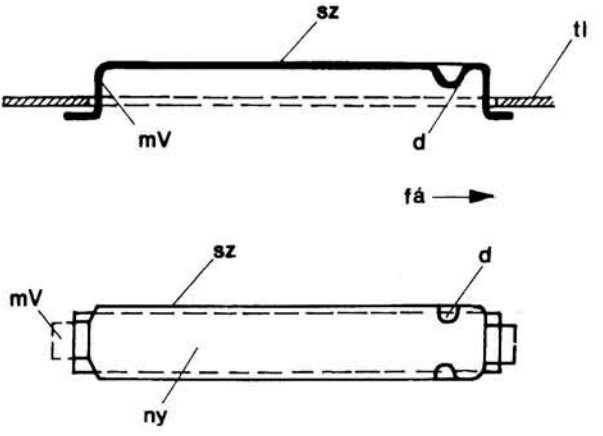
Az első típust, az ún. *Nutter-féle tányérszelepet* a *20.18. ábrán* látjuk. Itt a gőzkilépésnek vízszintes irányú komponense is van, ami folyadékterelő hatást eredményez. Ennek a típusnak egy újabb változata a *20.19. ábrán* látható. Ez utóbbi megoldás esetében a felső mozgáskorlátozó elemek helyett a szelepek „lábai" határolják a megfelelő mértékű emelkedést. A lemez alján levő „dudor"-ok révén ferde a felfekvés, ami kizárja a tányéralaphoz való teljes tapadást és egyben a folyadékterelést is elősegíti. A szeleplemez lábának hajlékonynak kell lenni, hogy a lemez beszerelhető legyen.



20.17. ábra. Szelepes tányér egy eleme
a – alaphelyzet, b – működés közbeni felső helyzet

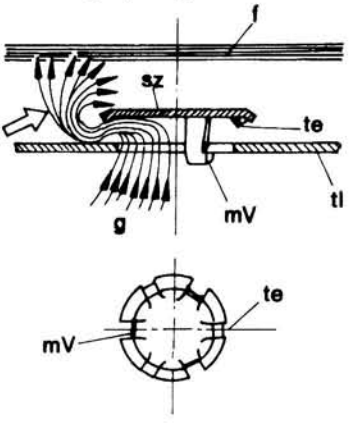


20.18. ábra. Nutter-tányérszelep
sz – szelep, tl – tányérlemez, mg – mozgásgátló elem

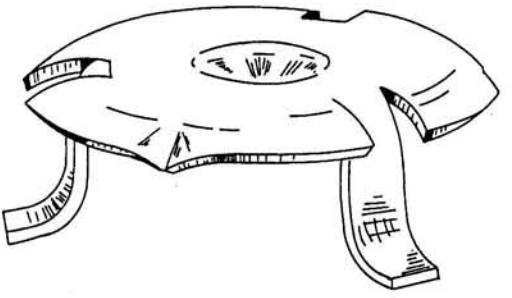


20.19. ábra. Nutter-tányérszelep újabb változata
fá – folyadékáramlás iránya, sz – szelep, mv – mozgásvezető és -gátló elem („láb"), d – „dudor", tl – tányérlemez, ny – nyílás

Míg a Nutter-szelepek négyszögletűek és hasonló nyílások felett helyezkednek el, addig a *Koch* és a *Glitsch* cégek által gyártott szelepek lényegében korongra emlékeztetnek és kör alakú nyílásokat zárnak. Ezek jelenleg a legáltalánosabban elterjedt típusok. Működési módjukat a *20.20. ábrán* szemléltetjük, egy *Glitsch*-szelep nézeti képe pedig a *20.21. ábrán* látható.

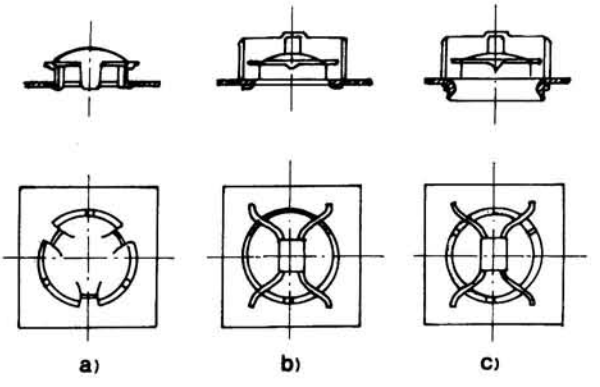


20.20. ábra. Korong alakú tányérszelep működése
g – gőz, f – folyadék, tl – tányérlemez, sz – szeleptányér, mv – mozgásgátló és vezetőelem („láb"), te – támasztóelem



20.21. ábra. Glitsch-szelep nézeti képe

A *20.22. ábrán* példaképpen a különböző *Koch-szelepek* konstrukciós megoldását mutatjuk be. Az a) változat esetében a szelep vezetőlábakkal, valamint a leragadás elkerülését lehetővé tevő támasztóelemekkel van ellátva. A b) változat (*Flexitray*) egy rögzített határolóelemet tartalmaz, míg a hasonló c) megoldás esetében az áramlási ellenállások csökkentése révén kicsi a nyomásesés és így vákuumkolonnákba ajánlható.



20.22. ábra. Korong alakú tányérszelepek

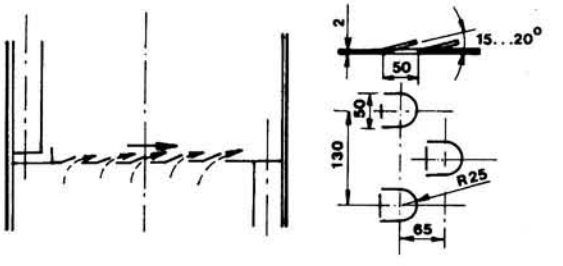
A szelepek üzem közben mozognak. Kis gőzsebességek esetén a folyadék egy része átcsorog a nyílásokon, ami a hatásfokot rontja. A szelepek súlya, mozgásuk stabilitása igen lényeges kérdés, amelyet a tervezéskor figyelembe kell venni. Létezik olyan szelep is, amelyik több részből áll, ezeknél a lépcsőzetes emelkedés révén egyenletesebb működés válik lehetővé.

A szelepek tökéletesítésére újabban lefelé irányuló kónuszos kiképzésű mozgó elemeket használnak, amelyekkel az áramlási viszonyok javulnak. A folyadék-átfröcskölés mértékének, ezáltal a tányértávolságnak a csökkentésére megpróbáltak vízszintes kilépési irányú gőzsugarakat eredményező tangenciális nyílásokat is kialakítani a szelep felületén.

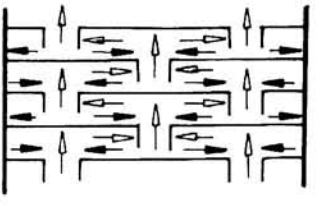
A szelepek által le nem fedett tányérfelületet – a szitatányérokhoz hasonlóan – furatokkal van ellátva, növelhető a kapacitás és csökkenthető a nyomásesés.

d) Egyéb túlfolyós tányértípusok

Említésre méltó a *„jet" (sugár)-tányér,* amelyen a gőzkilépés közel vízszintes irányú és ezáltal a tányér folyadékterelő hatású *(20.23. ábra).* A gőz itt tehát ferdén lép ki a fúvókaként működő terelőnyílásokon. Ügyelni kell, hogy a gőzáram minimális értéke alá nem menjen, különben a folyadék átesőzése megkezdődik.



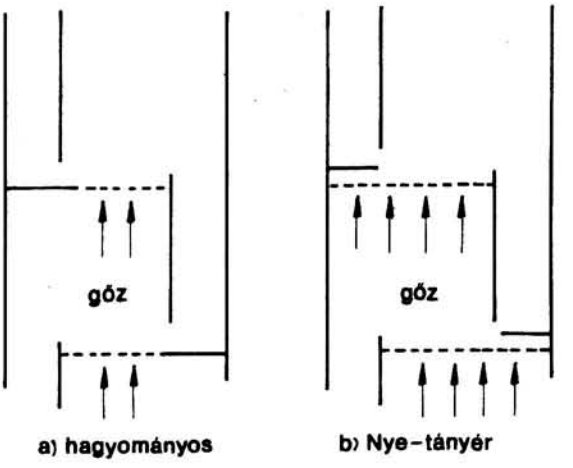
20.23. ábra. „Jet"-tányér



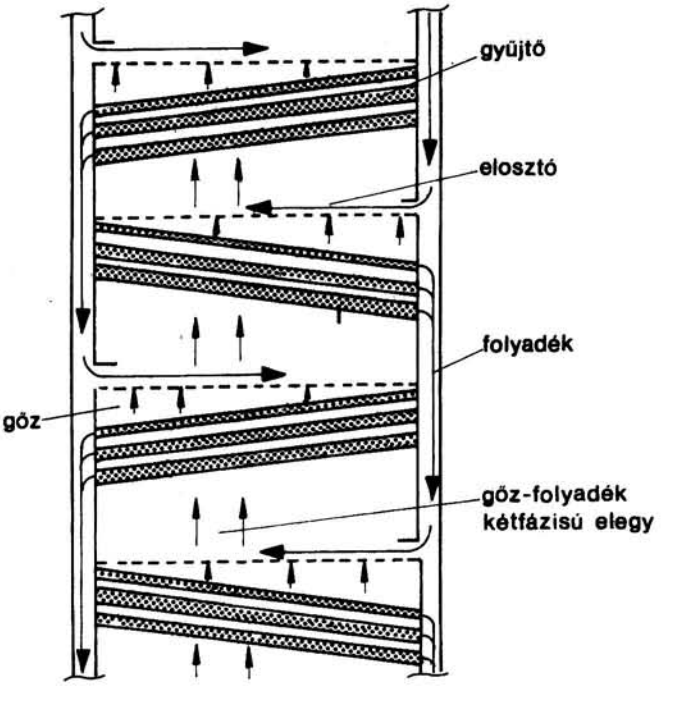
20.24. ábra. Leva-tányér

A vákuumdesztilláció igényeinek kielégítésére ajánlható a kis ellenállású *Leva-tányér,* amely vázlatosan a *20.24. ábrán* látható. Ez a megoldás lényegében a nedvesített falú csövekkel és szabályos töltetekkel analóg tányéros változat; ezt – működésmódjára utalva – szokás filmtányérnak is nevezni. A gőz nem buborékol át ellenállást okozó folyadékrétegen, hanem a két fázis egymás mellett haladva érintkezik egymással. A tányértípus ellenállása kicsi, egy tálca nyomásesése kb. 100 Pa, a tányérok közötti távolság 40...50 mm, a lefolyócsövek átmérője 50...70 mm. Kis folyadékterhelés esetén is hatékony működésű, kompakt elrendezésű, nem nagy gőzkapacitású készülék. Különösen vákuumüzemre javasolják, igen kis nyomásvesztesége miatt.

Az utóbbi évtizedben több olyan tányérkonstrukciót szabadalmaztattak, melyek a hagyományos szita- vagy szelepes tányérok kapacitását jelentősen (15-30 %-kal) túlszárnyalták. Ezeket általában nagynyomású kolonnákba építik be, és vagy a lefolyó alatti terület „aktiválásával" (*Nye-tányér, Max-Frac-tányér*), vagy a lefolyónyílások új elrendezésével és növelésével (*ECMD = Enhanced Capacity Multiple Downcomer*) érik el a nagyobb kapacitást. Példaképpen a *Nye-tányér* elvét mutatjuk be a *20.25. ábrán.*



20.25. ábra. Nye-tányér elve

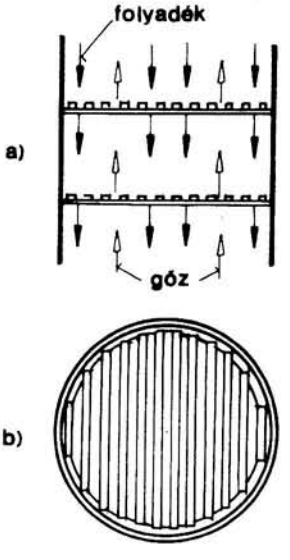


20.26. ábra. Trutna-tányér elve

Egészen új trend a hagyományos keresztáramú tányérok felváltása egyirányú folyadékáramlással üzemelő újabb szerkezetekkel. Ezeknél az elrendezéseknél a felfelé áramló gőz folyadékot ragad magával, majd a folyadék kiülepítése és lefolyón való továbbítása következik. Ezekkel 40...50%-os kapacitásnövelés érhető el kb. 20...50% nyomásveszteség-növekedés árán. Ilyen elrendezés az ún. *Ultra-Frac-tányér és a Trutna-tányér (20.26. ábra).*

Túlfolyó nélküli tányérok

Ezt a tányértípust – a túlfolyók hiánya miatt – megnövelt nagy áramlási és érintkeztetési keresztmetszet jellemzi, ami nagy kapacitást és kis nyomásesést eredményez. Az igen egyszerű kivitel és kis szerkezetianyag-igény olcsóvá és könnyen kezelhetővé, tisztíthatóvá teszi. Szilárd szennyezésekkel szemben viszonylag érzéketlen. Az eredeti szelep nélküli konstrukciók talán egyetlen, de nagyon fontos és sok esetben kizáró körülményt jelentő hátránya a működési rugalmatlanság. A szelepes megoldással ez a hátrány is megszüntethető.

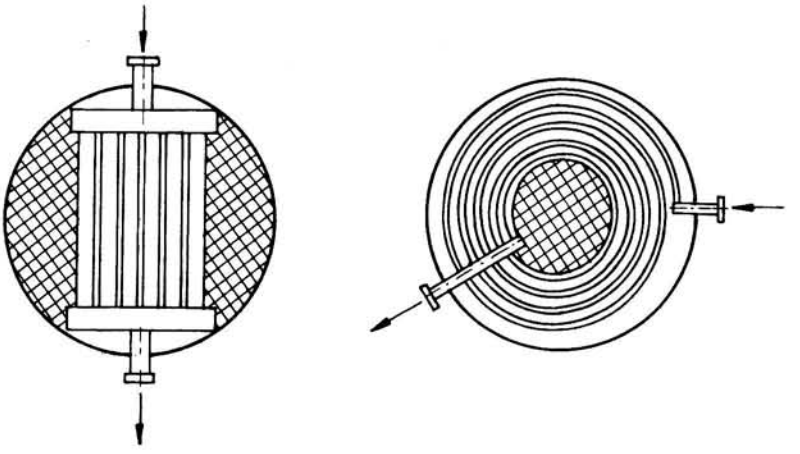


20.27. ábra. Rácstányér (rostélytányér)

a) Szelep nélküli tányérok

A legelterjedtebb és a legrégebben használatos a túlfolyó nélküli rácstányér, amelyet *„Turbogrid"* néven a *Shell-cég* honosított meg. A hosszanti réseket marással vagy kisebb átmérő esetén lécek felerősítésével lehet megvalósítani *(20.27. ábra).* A tányér több részből is összeszerelhető.

Létezik a rácstányérnak vagy rostélytányérnak olyan változata, ahol a rácsot csövek alkotják, illetve a rostély síklemezből készül (a hézagokat marógéppel kimaratják stb.). A párhuzamos csövekből vagy spirális csőből készített cső rácstányér egyes kiegészítő sávjai pl. perforált lemezesek. A cső alkalmas lehet melegítő (vagy hűtő) közeg áramoltatására, vagyis a tányéron a hőközlés (vagy hőelvonás) is megoldható. Például abszorpciónál az abszorpciós hő elvezethető, lepárlásnál pedig közbülső kiforralás lehetséges *(20.28. ábra).*

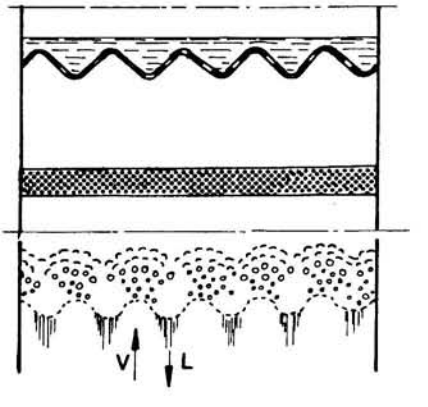


20.28. ábra. Csőrácstányér

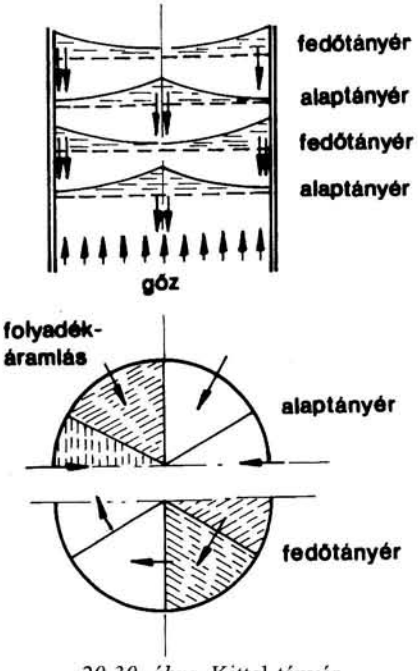
Szakirodalmi adatok szerint a tányértávolság célszerűen 0,45 m vagy ennél nagyobb és semmiképpen nem ajánlott 0,3 m tányértávolság alá menni. Rácstányéros oszlopokat (pl. stancolt lemezelemekből összerakva) $D = 2$ m, sőt $D = 4$ m átmérővel is építik.

Működésmódját tekintve a túlfolyó nélküli rácstányérhoz hasonló a *túlfolyó nélküli szitatányér*. Mindkettő esetében a folyadék normális üzemben is a réseken, ill. a lyukakon csöpög át; így távozik az alsó tányérra a tányérok közötti térben is, mintegy ellenáramban, folytonosan érintkezve a gőzzel. Ebben az értelemben a túlfolyó nélküli típus átmenetet jelent a töltött oszlopokhoz.

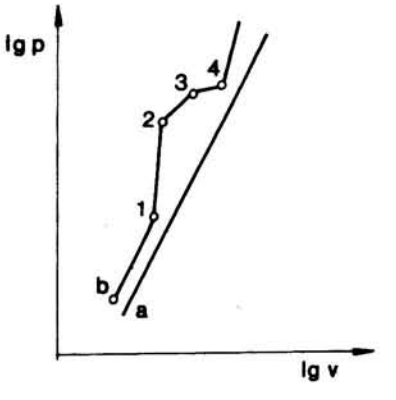
A *Ripple-tányér* olyan túlfolyó nélküli szitatányér, amely közel szinusz alakú hullámosított perforált lemezből, hasítékolt expandált (széthúzott) lemezből vagy szitalapból készül. A jobb eloszlatás céljából az egymást követő tányérok hullámai egymáshoz képest 90°-kal el vannak forgatva. A gőz és a folyadék itt is ellenáramban halad. A hullámvölgyekben több folyadék helyezkedik el, mint a hullámhegyeken. Ez mind a gőz-, mind a folyadékáramlásra kihat. Ügyelni kell a gőzsebesség és a locsolás kellő mértékű beállítására, mert különben a folyadék nagyrészt a hullámvölgyi lyukakon csöpög át, míg a gőz (gáz) átszökik a hullámhegyi lyukakon *(20.29. ábra)*. A közönséges szitatányérhoz képest a *Ripple-tányérnak* nagyobb a működési rugalmassága.



20.29. ábra. Ripple-tányér



20.30. ábra. Kittel-tányér

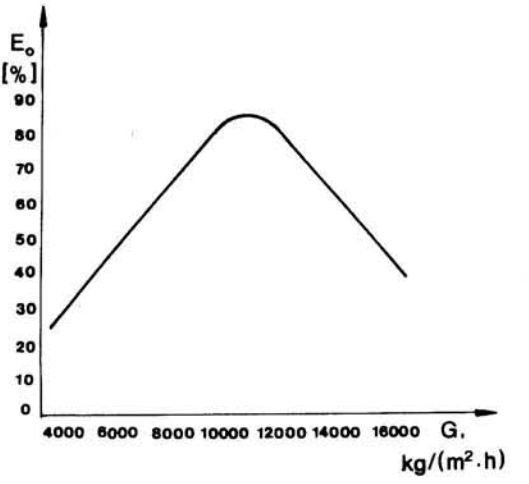


20.31. ábra. Rácstányér nyomásveszteségе

A *Kittel-tányérok* speciális perforációjuk révén a folyadékot terelik. Jellegzetességük, hogy a hasítékelrendezés révén a gőzt határozottan kifelé, ill. befelé terelik, a lezúduló folyadékot alternálva az egymást követő tányérokon. Ez a típus különösen nagy folyadékáramoknál ajánlott, ellenállása viszonylag kicsi *(20.30. ábra).*

A rácstányérok nyomásveszteségét a gőzsebesség függvényében a *20.31. ábra* elvileg vázolja. Az *a* jelű a „száraz", azaz locsolás nélküli tányér nyomásesése. Itt a gáz (gőz, levegő) mért nyomásesése négyzetesen függ a gázsebességtől. A *b* jelű görbe valamely konstans locsoláshoz tartozik. Ezen négy jellegzetes töréspont észlelhető. A töréspontok a nyomásesés vonalát vonalszakaszokra bontják, mindegyik szakasz más-más állapotot tükröz. Kisebb gőzsebességeknél (az 1. töréspontig) a száraz nyomásesés és a locsolt nyomásesés közel párhuzamosak. A tányéron számottevő folyadék-, ill. habréteg nem alakul ki. Az 1. töréspontnál a nyomásveszteség hirtelen megnő, a tányéron a gőz bizonyos folyadékmennyiséget fenntart. A 2. ponttól kezdődően a folyadékréteg felső része apróbuborékos habbá alakul, az alsó, viszonylag „tisztább" folyadékréteg egyre kisebb lesz, végül is az egész fenntartott folyadék erőteljesen habossá válik. E jelenség a (nem mindig pontosan észlelhető) 3. pontnál következik be. A gázsebességet növelve a 3. és a 4. pontok között a nyomásveszteség alig nő. A 4. ponttól kezdve ismét hirtelen nő a nyomásveszteség, észlelhető a folyadékcseppek felhordása és átfröcskölése az alsó tányérról a felsőbbre, és bekövetkezik az elárasztódás. Ha a tányér nyílásainak összes keresztmetszetét (szabad nyíláskeresztmetszet) növeljük, a nyomásveszteség kisebb értékű és az elárasztódás nagyobb gázsebességnél következik be.

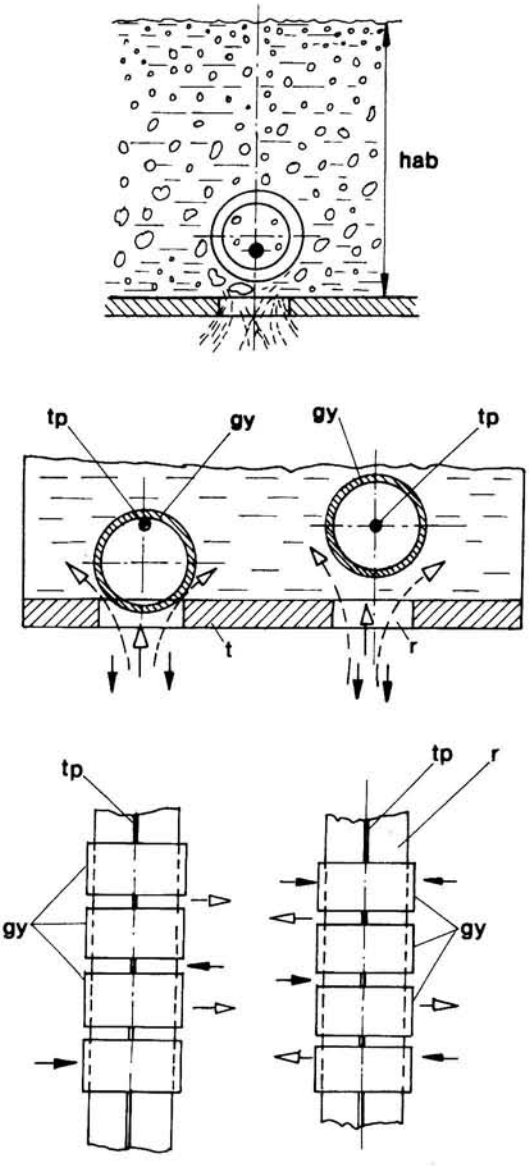
A rácstányéros kolonnák hatásfoka a gőzsebesség függvényében jellegzetes „hegycsúcs" alakú *(20.32. ábra)*. Ez egyúttal azt jelenti, hogy egy meghatározott gőz-(gáz)sebességnél és annak szűk környezetében jól működik, de hatásfoka a terhelési változtatásokkal szemben nagyon érzékeny. Kimérték, hogy a szabad keresztmetszet növelésével (a hasítékok szélességét, a lyukak átmérőjét vagy ezek számát növelve) a hatásfokgörbék jellege nem változik, csak a csúcs tolódik el.



20.32. ábra. Rácstányér hatásfoka

b) Szelepes rácstányérok

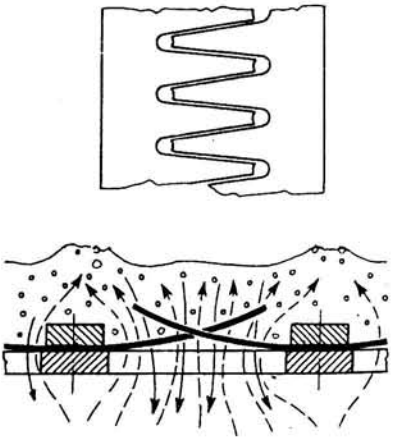
A túlfolyó nélküli tányérok fő hiányosságának, rugalmatlanságának a megszüntetésére irányuló törekvés eredményezte a szelepes túlfolyó nélküli rácstányérok kialakítását. A *szelepes rácstányéroknál* a szelepes tányérok önbeálló mozgásának kedvező üzemtani tulajdonságai: a közel állandó nyomásesés a gáz-(gőz)sebességtől függetlenül, széles tartományú jó hatásfok stb. szerencsésen ötvöződnek a rácstányér jó tulajdonságaival: egyszerűség, szilárd szennyezésekkel szembeni érzéketlenség. A szelepes rácstányérok megfelelő szabad keresztmetszetük (25...35%) révén nagy kapacitásúak, ellenállásuk általában kissé nagyobb, mint a többi túlfolyó nélküli szerkezeté. Az ún. *gyűrűszelepes rácstányér* (magyar szabadalom 154.070, 1966) kedvező áramlási képet adó konstrukciója révén *(20.33. ábra)* viszonylag kis nyomásesésű és nagy kapacitású. Egyszerű és olcsó, üzembiztosan működik, a terhelésingadozásokra alig érzékeny. Külön említést érdemel az az előnye, hogy a gyűrűk – kedvező geometriájuk folytán – tetszőleges, a célnak leginkább megfelelő szerkezeti anyagból (fémből, kerámiából, üvegből, műanyagból stb.) készülhetnek, ami elsősorban korrozív körülmények között fontos.



20.33. ábra. Gyűrűszelepes (Fábry-féle) rácstányér
t – tányérlemez, gy – gyűrű,. tp – tartópálca, r – rés

Ezen szerkezetetek további előnye, hogy általában öntisztító tulajdonságúak és ezért szilárd szennyezések jelenléte, ill. képződése esetén is használhatók. Elsősorban környezetközpontú gázabszorpció mind hatékonyabb meg-

valósítása motiválta az ún. *rezgőnyelves tányérok* kifejlesztését (magyar szabadalom 163.342, 1975,[110]). A rezgőnyelvek vékony, megfelelően rugalmas műanyag lemezből készülnek, fűrészfog alakú bemetszéssel és a fűrészalakra széthúzott keskeny réssel. A rezgőnyelveket működés közben mutatja a *20.34. ábra.* A lemez annyira kis falvastagságú, hogy célszerű megtámasztani. A túlfolyó nélküli kivitelben a gőz és a folyadék ugyanazon réseken áramlik át, túlfolyós kivitelben csak a gőz (ill. gáz).



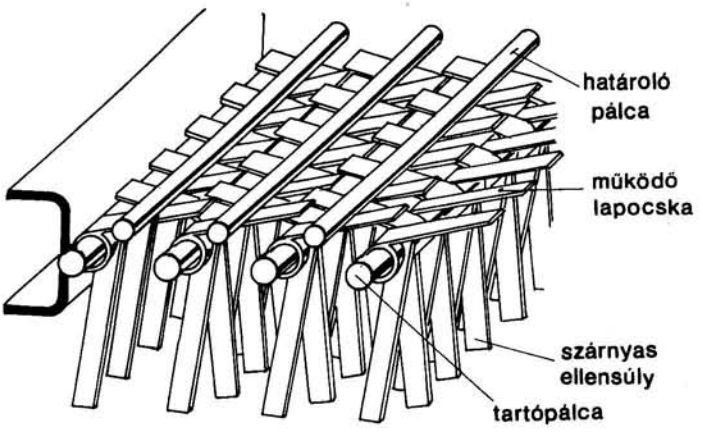
20.34. ábra. Rezgőnyelves tányér működési elve

Az áramló közegek a rugalmas nyelveket viszonylag kis amplitúdójú szapora rezgésre kényszerítik. A rések a nyelvek felnyílásával (térben) nagyobb keresztmetszetet nyitnak, ez magyarázza a tányér kis nyomásveszteségét. Az egész tányér rendkívül könnyű. Érdemes megjegyezni, hogy a lüktetés az anyagátadást, így a tányérhatásfokot növeli (a felületmegújulás következményeként). Végül megemlítjük, hogy a gyűrűszelepes rácstányérokat és a rezgőnyelves tányérokat eredetileg túlfolyó nélküli szerkezetként használták, újabban azonban elterjedőben van ezeknek a szerkezeteknek túlfolyós tányérral történő alkalmazása.

c) Billenőelemes túlfolyó nélküli tányér

Az ún. billenőelemes túlfolyó nélküli tányért (KEresztirányú BIllenőelemes ZUhany Tányér = KEBIZUTA, magyar szabadalom 184.408, [65]) az 1970-es években szabadalmaztatták. Jellemző kialakítása a *20.35. ábrán* látható. A tányérlemez teljesen hiányzik a szerkezetből, helyén vízszintes pálcákra csaposan felfűzött egyoldalas lapocskák helyettesítik. A kb. 7 mm széles lapocskák ellentétes irányítással alternálva jobb és bal billenőelemek módjára vannak a pálcákra felfűzve. Egy újabb változatnál a beillenőelem gyűrűs részén függőleges ellensúlyokat helyeztek el.

A berendezés feladata gáz-, gőz- és folyadékfázisok bensőséges érintkeztetése, anyag- és hőátadás céljából, beleértve a kemoszorpciót, valamint a gázok által hordozott szilárd (és folyadék) részecskék folyadékkal történő mosását is. Kísérletekkel igazolták, hogy az anyag- és hőátadás döntő többségében a tányérok fölött kialakuló habfázisban játszódik le, míg pormosásnál a két habfázis közötti szakasznak is jelentősége van.



20.35. ábra. Kebizuta-tányér

A tányérszerkezetek összehasonlító értékelése

A *20.2. táblázat* a teljesség igénye nélkül tartalmazza néhány tányérszerkezet legfontosabb mutatóit. Az adatok természetesen csak közelítő jellegűek és elsősorban tájékoztató becslésre alkalmasak. Nem tudtuk figyelembe venni az olyan fontos, de számszerűleg nem (vagy csak nagyon nehezen) jellemezhető tulajdonságokat, mint pl. az üzembiztonság, a gyártási, a karbantartási és a működtetési tapasztalat, a műszaki ismeretek és hagyományok. Ugyancsak nincs a táblázatban útmutatás a korrózió által okozott változásokkal szembeni érzékenységre vonatkozólag. Mégis úgy véljük, hogy mindez együttesen, az adott célt és körülményeket is mérlegelve, elősegítheti a megfelelő szerkezetek értékelését és kiválasztását.

20.2. táblázat

Különböző tányérszerkezetek összehasonlítása

Tányérszerkezet	Relativ gőz kapacitása	Hatásfok, %		Terhelés-változás állandó hatásfok esetén, %	Rugalmasság, a maximális és minimális gőzterhelés viszonya	Nyomás-esés a maximális terhelés 85%-ánál v.o mm	Tányér-távolság mm	Relatív költség* (azonos átmérő)	Fajlagos tömeg kg/m² tányér	Relatív működési jósági fok*
		A maximális terhelés 85%-ánál	A megengedett terhelés-változásnál							
Harangsapkás[1]	1	80	60...80	80	4...5	40...80	400...800	1	90...140	1
Alagút[1]	0,7...0,8	60...80	55...65	50	3...4	50...85	400...600	0,8	80...140	0,8
„Uniflux" („S")[1]	1.1...1,2	80...90	60...80	50	3...5	45...80	400...800	0,6	40...70	1,0...1,2
Thormann	1.1...1,2	85	70...90	80	4...6	45....60	300...600	0,8	40...70	1,2
Szelepes („Flexitray)	1,2...1,3	80	70...90	80	5...8	45...60	300...600	0,7	40...70	1,4...1,7
Szelepes („Balasttray")	1,2...1,5	80	70...90	80	5...8	40...60	300...600	0,7	40...60	1,5...1,8
„West"[2]	1,2...1,3	80	80	80	4...5	40...60	200...300	1,2	110...150	1,2...1,4
Szita[2]	1,2...1,3	80	70...80	55	2...3	30...50	200...800	0,7	30...40	1,0...1,2
„Jet"[1]	1,1...1,35	80	60...80	80	3...4,5	40...70	400...600	0,7	50...80	1,3
„Kittel"	1,1...1,4	80	70...80	40	2...3	20...50	200...400	0,6	30...50	0,8...1,0
Túlfolyó nélküli szita[1]	1,2...1,4	75	60...80	10	2...3	30...40	200...400	0,5	30...50	0,8...1,0
Túlfolyó nélküli rács[1]	1,5...2,0	70	60...80	10	1,5...2,5	25...40	200...400	0,5	30...50	0,8...1,0
Túlfolyó nélküli hullámos szita („Ripple-Tray")	1,2...1,6	70	60...75	50	2...3	20...30	200...400	0,5	30...50	1,0...1,1
Gyűrűszelepes rács[1]	2,0...2,5	75	60...80	80	8...12	30...45	200...500	0,6	40...60	2,0...2,2

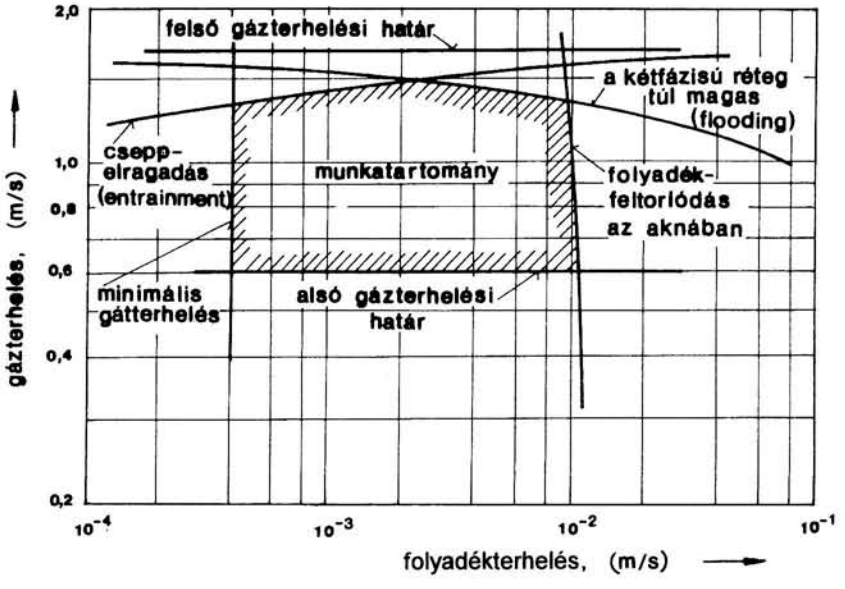
[1] Szennyezett közeghez használható

[2] Szennyezett közegek esetén nem ajánlatos

* Harangsapkás tányérra vonatkoztatva.

20.4. Tányéros oszlopok működési tartománya

Túlfolyós tányéros kolonnák működési tartományát az ún. *Young-féle diagram* szemlélteti *(20.36. ábra)*. A gőzsebesség ~ folyadéksebesség diagramon a megengedhető maximális és minimális terhelések behatárolják az oszlop kielégítő működését.



20.36. ábra. Túlfolyós szitatányéros oszlop munkadiagramja (Young-diagram)

A folyadék *legkisebb megengedhető áramát* a minimális gátterhelés adja. Kis folyadékterhelésnél ui. a folyadék egyenlőtlenül áramlik a tányéron, a tartózkodási ideje megnő, az oszlop hatásfoka csökken. Gyakorlati megfontolásokból célszerű a gátat legalább 5 mm-re méretezni és legalább 2 $m^3/(mh)$ gátterhelést biztosítani.

A túlfolyós tányéroknál a *legnagyobb folyadékterhelés* szempontjából a lefolyócső vagy lefolyóakna játssza a kulcsszerepet. Az aknában normál működésnél ui. mindig van egy bizonyos folyadékmennyiség. Rendszerint az aknában nincs tiszta folyadék, hanem gáz-folyadék elegy, ugyanis a (felső) tányérról távozó kétfázisú elegy nem tud tökéletesen megszabadulni a gáz (gőz-)buborékoktól. A lefolyó távozó folyadék gáz (gőz-)buborékokat is magával visz. Az aknában a gázbuborékok felszállnak és legfeljebb csak a legapróbbak kerülhetnek az alanti tányérra a folyadékkal.

Ha nagy a folyadékterhelés, úgy a gőz nem tud távozni, az akna megtelik a gáz-folyadék eleggyel. A legnagyobb folyadékterhelés gyakorlati megállapításához négy szempontot vehetünk figyelembe:

1. a gátterhelés, azaz L_V/l értéket 60 m³/mh alatt kell tartani,
2. a sebesség az aknában ne lépje túl a 0,1 m/s értéket,
3. a folyadék tartózkodási ideje nagyobb kell legyen 5 s-nál,
4. a tiszta folyadékréteg magassága ne lépje túl a lefolyó (akna, cső) felét.

A *minimális gőzterhelést* a folyadékátcsöpögés határolja, mely rossz fázisérintkeztetést és kicsi kolonnahatásfokot eredményez. A *maximális gőzterhelést* általában nem a kolonnaszerkezet felső gázterhelési határa szabja meg, hanem a kétfázisú áramlás nemkielégítő működését jellemző két jelenség:

1. a *cseppelragadás (entrainment)*, mely alacsony folyadékterhelésnél lép fel,
2. az *elárasztás (flooding)*, mely nagy folyadékterhelésnél lép fel.

Cseppelragadásnál kicsi kolonnahatásfokot kapunk, az elárasztás pedig kifejezetten üzemképtelenné teszi az oszlopot. Elárasztásnál is cseppelragadás lép fel, azaz a gőzben levő cseppek nem tudnak kiülepedni a tányérok között, és ezt tetézi a nagy folyadékterhelés. A végeredmény az, hogy a folyadék a felső tányérokon feltorlódik és a kolonna működőképtelenné válik. Ilyen esetben nagyobb kolonnaátmérő szükséges. Ennek következménye, hogy a kolonnaátmérőt az elárasztás alapján szokás meghatározni. Tapasztalatok alapján a megengedhető maximális gőzsebességnek az elárasztási sebesség 70...85 %-át veszszük fel és ez alapján becsüljük meg a szükséges kolonnaátmérőt.

Minden egyes tányérszerkezetre kísérletileg kimérhető (és bizonyos feltételezéssel közelítőleg számolható) a működési (terhelhetőségi) diagram. A szerkezetre jellemző paraméterek változtatása természetesen kihat a működési diagramra, a vonalak eltolódhatnak (vagy elgörbülhetnek) és a munkatartomány módosulhat.

20.5. Tányéros oszlopok átmérője

A tányéros oszlopok átmérőjét a megengedhető maximális gőzsebesség alapján határozhatjuk meg. A legrégebben és legelterjedtebben használatos a *Souders–Brown*-féle összefüggés. A szerzők ipari oszlopok alapján korrelálták az ülepedés elméleti úton levezethető összefüggésének együtthatóját, amely a kiülepedő folyadékcseppre vonatkozik. E szerint a folyadékcseppre ható tö-

megerő (nehézségi erő minusz felhajtóerő) egyensúlyt tart a közegellenállási erővel (lásd a 3.48 összefüggést):

$$V\, g\, (\rho_L - \rho_V) - C_D \frac{\rho_V \; v_{\max}^2}{2} A = 0 \qquad (20.2)$$

Gömb alakú folyadékcseppre $V = d_p^3\, \pi / 6$ és $A = d_p^2\, \pi / 4$, behelyettesítve és $v_{\max}$ kifejezve:

$$v_{\max} = \left(\frac{4}{3} \frac{d_p\, g}{C_D} \right)^{1/2} \cdot \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{1/2} \text{(m/s)}, \qquad (20.3)$$

ahol az első zárójeles kifejezés a *Souders–Brown*-féle ún. kapacitásparaméter:

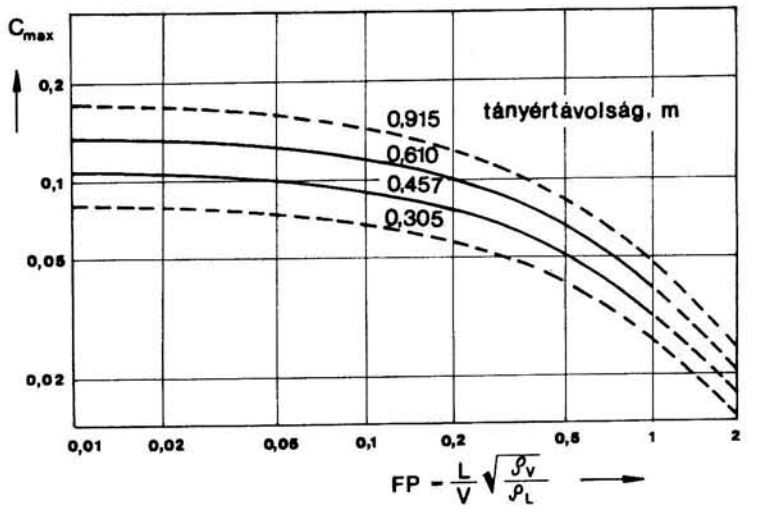
$$C_{\max} = \left(\frac{4}{3} \frac{d_p\, g}{C_D} \right)^{1/2} \text{(m/s)}. \qquad (20.4)$$

A részecskeátmérő ismeretében $C_{\max}$ a fenti összefüggéssel számítható, a valóságban azonban $C_{\max}$ értékét empirikus korrelációkkal határozhatjuk meg.

Fair-féle terhelhetőségi diagram

SOUDERS és BROWN eredetileg $C_{\max}$ értékét csak a tányértávolság és a felületi feszültség függvényében adta meg. Később FAIR rámutatott arra, hogy az ún. áramlási paraméter is lényegesen befolyásolja $C_{\max}$ értéket. Az áramlási paraméter (*FP* = flow parameter) a folyadék- és gőzterhelések viszonyát, ill. a gőz- és folyadéksűrűség viszonyát veszi figyelembe:

$$FP = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}}. \qquad (20.5)$$



20.37. ábra. Fair-féle terhelhetőségi diagram harangtányéros oszlopokra

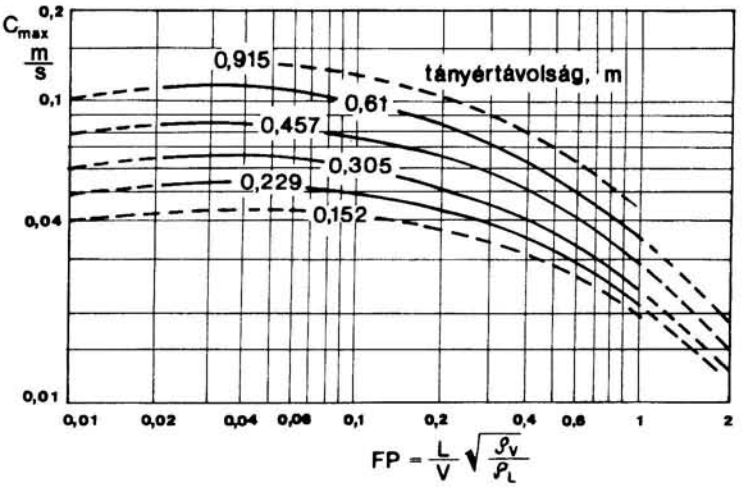
A Fair-féle terhelhetőségi diagram *(20.37. - 20.38. ábra)* az elárasztásnak megfelelő gőzsebességhez tartozó C_{max}-értéket adja meg a kolonnának a túlfolyók területével csökkentett teljes keresztmetszetére és a következő feltételek esetén használható: 1. a folyadék nem habzik; 2. a túlfolyógát magassága kisebb a tányértávolság 15%-ánál; 3. beömlő- és túlfolyógátak közötti gőz-folyadék érintkeztetési terület maximális; 4. a felületi feszültség $\sigma = 0{,}02$ J/m^2. Az utóbbitól való eltérés hatását a $\left(\frac{\sigma}{0{,}02}\right)^{0,2}$ tényezővel lehet figyelembe venni.

Az elárasztáshoz tartozó maximális gőzsebesség számítása tehát a Souders–Brown–Fair-módszerrel:

$$v_{max} = C_{max}\left(\frac{\sigma}{0{,}02}\right)^{0,2}\sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \tag{20.6}$$

$$C_{max} = f\,(FP, H)\,, \tag{20.7}$$

ahol FP az áramlási paraméter (20.5 egyenlet),
H a tányértávolság (m)
σ a felületi feszültség (J/m^2).



20.38. ábra. Fair-féle terhelhetőségi diagram szita- és szelepes tányéros oszlopra

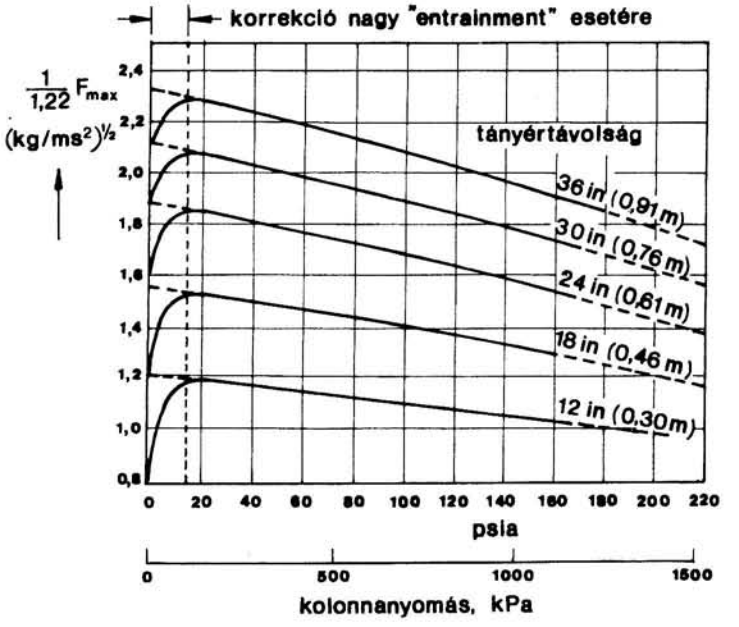
A tányértávolságot úgy kell megválasztani, hogy cseppelragadás minimális legyen. Közelítő számításoknál általában H = 0,3 ...0,8 m tányértávolságot választhatunk. Közepes és nagy nyomású oszlopoknál H = 0,3...0,4 m tányértávolság elegendő; atmoszférkus oszlopoknál H = 0,4....0,6 m; vákuumoszlopoknál a távolság nagyobb: H = 0,6...0,8 m.

F-faktor-módszer

A (20.1) egyenlettel definiált F gőzterhelési faktor alapján is lehetséges a kolonnaátmérő közelítő becslése. Mivel az elárasztásnál $F_{max} = v_{max}\sqrt{\rho_V}$, a (20.3) egyenletből pedig $v_{max}\sqrt{\rho_V} = C_{max}\sqrt{\rho_L - \rho_V}$, így

$$C_{max} = \frac{F_{max}}{\sqrt{\rho_L - \rho_V}}, \qquad (20.8)$$

vagyis F_{max} megfeleltethető a *Souders–Brown-összefüggés* C_{max} kapacitásparaméterének. Egy- és kétjáratú tányérok átmérőjének becslésére használható a *20.39. ábrán* közölt ún. *Frank-féle* F_{max} faktorkorreláció. Ennél a korrelációnál már a csökkentett ún. megengedhető gőzsebességet kapjuk (nem az elárasztási gőzsebességet).



20.39. ábra. F_{max} terhelési faktor a kolonnanyomás és a tányértávolság függvényében

Átrendezve az *F-faktor* definiáló egyenletét kapjuk a tányér gőzáramlásra „szabad" keresztmetszetét:

$$A_{sz} = \frac{\dot{m}_v}{F_{\max}\, \rho_V^{1/2}} \tag{20.9}$$

ahol $\dot{m}_v$ a gőz tömegárama, A_{sz} a tányér „szabad" keresztmetszete. Ez utóbbit úgy nyerjük, hogy a teljes keresztmetszetből levonjuk a lefolyók területét, ami a teljes keresztmetszet 5...20 %-a.

Tájékoztató adatként az ipari gyakorlatban szokásos néhány gőzsebesség-értéket közlünk:

Kőolaj- és benzindesztilláció	gőzsebesség, m/s	tányértávolság, cm
atmoszferikus	0,4...0,9	50...80
vákuum	2,0...3,5	50...70
nyomás alatti	0,1...0,3	50...80
Szeszfinomítás	0,3...0,7	20...40

A harangok alatti páracsövekben (kéményekben) a megengedhető gőzsebesség atmoszferikus oszlopokban 12...20 m/s, vákuumoszlopban 30...60 m/s értékek között változhat. A gőz áramlására rendelkezésre álló kémények keresztmetszete a kolonna teljes keresztmetszetének kb. 10...15 % -a lehet.

20.1. példa

Feladatunk egy atmoszferikus kőolaj-desztilláló oszlop átmérőjének becslése. Az anyagforgalmi számítások szerint a maximális gőzterhelésű tányér adatai:

	Folyadék	Gőz
Tömegáram	$\dot{m}_L$ = 152 t/h	$\dot{m}_V$ = 186 t/h
Sűrűség	ρ_L = 610 kg/m^3	ρ_V = 3,39 kg/m^3
Térfogatáram	$\dot{V}_L$ = 0,0692 m^3/s	$\dot{V}_V$ =15,2 m^3/s
Felületi feszültség	σ = 0,012 J/m^2	

Megoldás

1. *Souders–Brown–Fair-módszer*

$$FP = \frac{L}{V}\sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} = \frac{152}{186}\sqrt{\frac{3{,}39}{610}} = 0{,}0609.$$

Felvett tányértávolság: H = 60 cm
20.37. és 20.38. diagramból : C_{max} = 0,14 harangtányéros oszlopra, (C_{max} = 0,11 szeleptányéros oszlopra).A v_{max} a (20.6) egyenlettel (harangtányérral számolva tovább):

$$v_{max} = C_{max}\left(\frac{0{,}012}{0{,}02}\right)^{0,2}\sqrt{\frac{610-3{,}39}{3{,}39}}$$

$$v_{max} = 1{,}68 \text{ m/s}$$

A flooding-sebesség 70 %-ával számolva: v = 0,7 · 1,68 = 1,18 m/s.

$$A_{tányér} = \frac{15{,}2 \text{ m}^3/\text{s}}{1{,}18 \text{ m}^3/\text{s}} = 12{,}9 \text{ m}^2$$

A lefolyók területére 1,2-szeres „ráhagyással" számolva:

$$A'_{\text{tányér}} = 12{,}9 \cdot 1{,}2 = 15{,}5 \ \text{m}^2.$$

Ebből az oszlopátmérő:

$$D = \sqrt{\frac{15{,}5 \cdot 4}{\pi}} = 4{,}45 \ \text{m}.$$

2. *F-faktor-módszer*

100 kPa nyomásnál és $H = 0{,}6$ m-nél a *20.39. ábra* alapján:

$$F_{\max} = 2{,}2$$

$$A_{\text{tányér}} = \frac{186000 \ \text{kg/h}}{3600 \ \text{s/h} \cdot 2{,}2 \ (\text{kg/ms}^2)^{1/2} \sqrt{3{,}39} \ (\text{kg/m}^3)^{1/2}}$$

$$A_{\text{tányér}} = 12{,}76 \ \text{m}^2.$$

A terület 1,2 szeresével az oszlopátmérő:

$$D = \sqrt{\frac{12{,}76 \cdot 1{,}2 \cdot 4}{3{,}14}} = 4{,}42 \ \text{m}.$$

A két módszerrel kapott kolonnaátmérő jól egyezik.

Túlfolyó nélküli tányérok

A túlfolyó nélküli tányérok közös jellemzője, hogy viszonylag szűk intervallumban működnek stabilan, és ezért a maximális és a minimális gőzterhelések viszonya aránylag kicsi. Mindkét határsebesség számítására különböző konstrukciók esetén használható a következő általános képlet:

$$\frac{v\sqrt{\rho_V}}{F} = C\left(\frac{L}{V}\right)^{-n}. \qquad (20.10)$$

Így pl. RAMM [90] túlfolyó nélküli szitatányérok esetére a (20.10) egyenlet módosításával a következő összefüggést állapította meg a maximális terhelésre vonatkozóan:

$$\frac{v_{\max}}{F}\rho_L\sqrt{\frac{\rho_V}{1{,}2}} = 11{,}6\left(\frac{L}{V}\right)^{-0{,}228}. \qquad (20.11)$$

Rácstányérok optimális sebességének számítására FÖLDES és EVANGELIDI a következő összefüggést javasolták:

$$\frac{v_{\text{opt}}}{F} = 6{,}9\sqrt{\frac{1{,}2}{\rho_V}}\left(\frac{L}{V}\right)^{-0{,}34}. \qquad (20.12)$$

A hatásfok szempontjából legkedvezőbb terhelések közel vannak a hidrodinamikailag maximálisakhoz, amelyekre a nyomásesés hirtelen növekedése a jellemző (elárasztás előtti állapot).

Hasonló összefüggések érvényesek a gyűrűszelepes rácstányérok maximális terhelésére is. A túlfolyó nélküli tányérok szabad keresztmetszete általában a teljes tányérfelület 10...30 %-a között változik, a leggyakrabban a 20 % körüli értékeket használják.

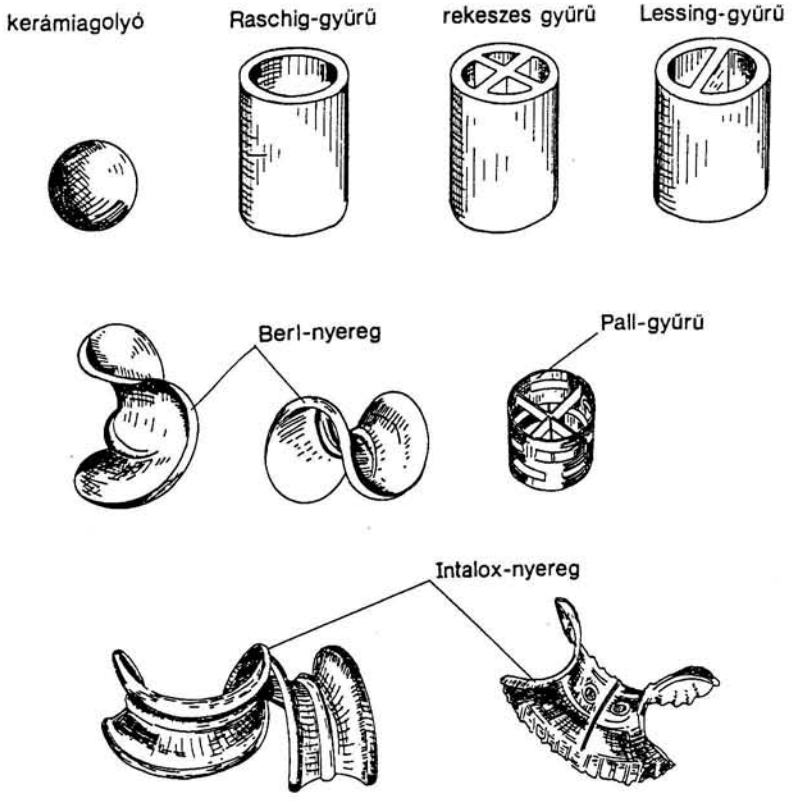
A résszélesség, ill. a lyukátmérő 2...15 mm között váltakozik; a leggyakoribb résszélesség kb. 10 mm. A résszélesség adott egyéb körülmények között viszonylag kevéssé hat a szétválasztó képességre és a felső terhelési határra, az alsó terhelési határ azonban függ ettől a mérettől. A tányérok kialakítására és az optimális méretezésükre vonatkozó bővebb ismereteket a magyar nyelvű irodalomban találhatunk [19,31,37,106].

20.6. Töltött oszlopszerkezetek

A töltött oszlopokat két nagy csoportra oszthatjuk. Az első csoportba az *ömlesztett töltetes* (darabos, egyedi összetett töltőtestek halmazából álló) oszlopokat soroljuk, ezeket általában *rendezetlen töltetes* oszlopnak nevezzük. A másik csoportot a *rendezett töltettel* töltött oszlopok képezik, ezeket *csomagtöltetes* (packing) oszlopnak is szokás nevezni. Az előbbiek ömlesztett formában régóta használatosak, az utóbbiak pedig az utóbbi három évtized jelentős találmányainak tekinthetők, melyeket egyre gyakrabban alkalmaznak új kolonnák építésénél és meglévő kolonnák intenzifikálásánál (retrofitting).

A két csoport között átmenetet képeznek a szabályosan rakott (ugyancsak egyedi töltetekből álló) töltetek. A töltetes oszlopokat kezdeti formában szabálytalan, esetleges alakú őrölt ércdarabok, tört kokszdarabok ömlesztett halmaza képezte. Ezután először porcelángolyókat használtak és RASCHIG alkalmazott először kerámiagyűrűket. A gyűrű alakú tölteléktestet (*Raschig*-gyűrűként is közismert) manapság fémből és műanyagból is készítik. A névleges méret megadási alakja: (gyűrű külső átmérője) × (gyűrű magassága) × (falvastagság). Az egyszerű gyűrűs alakból számos változatot fejlesztettek ki. Néhány töltettestet a *20.40. ábra* mutat. Általában három fő típusba sorolhatjuk az egyedi töltettesteket, geometriai alakjuk szerint: *gömb, nyereg* és *gyűrű alakú testekre.*

Szerkezeti anyaguk szerint kerámiai anyagból (porcelán, kőagyag stb.), fémből (acél, saválló acél, réz stb.) vagy műanyagból [poli(vinil-klorid), polietilén, polipropilén stb.] készülnek.



20.40. ábra. Töltettípusok

A tölteléktestek szabálytalan ömlesztett halmazt képeznek az oszlopban. A halmazra jellemző fő adatok: a geometriai fajlagos felület (a száraz töltet térfogatára vonatkoztatott fajlagos felület: $\omega = a$) és a töltet relatív hézagtérfogata (ε).

A fajlagos töltetfelület és a relatív hézagtérfogat fogalmát, valamint az ezek figyelembevételével számítható nyomásesést a 3.7 alfejezetben tárgyaltuk. A használatos darabos tölteléktestek általában 10...50 mm névleges méretűek, de egyes típusokat 200 mm névleges átmérőig is készítenek. A gyártó cégek részletesen megadják a töltetékek ω és ε adatait. Példaképpen néhány ömlesztett töltet adatait közöljük a *20.3. táblázatban.*

20.3. táblázat

Ömlesztett töltetek

Méret	ω, m^2/m^3	ε, m^2/m^3	fajl.tömeg, kg/m^3	darab/m^3
Raschig-gyűrű, porcelán				
16x16x2	305	0,73	730	192500
25x25x2,4	190	0,81	575	49000
50x50	95	0,79	457	6000
75x75x9,5	64	0,71	714	1840
Pall- gyűrű, porcelán				
23x25x2,5	220	0,69	710	55000
35x25x4	152	0,75	640	18000
50x50x5	102	0,79	565	5800
Pall- gyűrű, polipropilén				
25x25x1,0	225	0,91	85	51000
35x35x1,4	160	0,90	90	19000
50x50x1,5	110	0,93	68	6400
Pall- gyűrű, fém				
25x25x0,6	224	0,92	500	52000
35x35x0,8	152	0,95	435	18200
50x50x1,0	108	0,90	415	6400
Berl-nyereg, kerámia				
25	250	0,68	720	77000
38	150	0,71	640	22800
51	105	0,72	625	8800
Intalox-nyereg, kerámia				
25	255	0,77	700	84200
38	194	0,80	670	25000
51	118	0,79	670	9350

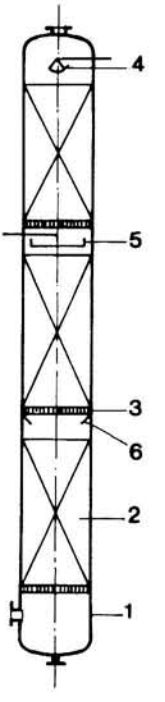
A töltött torony fontosabb részei a *20.41. ábrán* láthatók. Nem szokás az oszlopot teljes magasságában tölteni. Célszerű 3 m magasságnál nem nagyobb rétegszelvényeket kialakítani. A töltet töltettartó rácson nyugszik. A folyadékot

minél egyenletesebben kell a töltet tetejére juttatni („sokpontos" folyadékrávezetés). Erre elosztó rózsák, elosztó tányérok, ill. egyéb szerkezetek szolgálnak. A folyadék a töltetrétegen lefelé haladtában az oszlop belső palástja felé igyekszik, ha ez túlzott mértékű, akkor a gőz, ill. gáz a töltet belső „magjában" nem eléggé nedvesített töltettel találkozik („szárazra" fut). Ez a jelenség a „peremjárás", amely rontja az anyagátadást. A töltetek több szelvényre osztása és a rétegszelvények alatt elhelyezett csonkakúp a folyadékelosztást javítja.

Itt szeretnénk rámutatni arra, hogy a tányéros és töltött oszlopok fejlődéstörténetében érdekes párhuzamok figyelhetők meg. Az alaptípusok, a klasszikus buboréksapkás tányér már 170 éve, a Raschig-gyűrű és a Berl-nyereg pedig már sok évtizede elvben csekély változtatással működnek. A tányéros készülékeknél működéstechnikai elvi újdonságot jelentett a szita- és rácstányérok megjelenése, majd az ezek terhelési rugalmatlanságát kiküszöbölő szelepes tányérkonstrukciók (Glitsch, Nutter, gyűrűszelepes, rezgőnyelves) elterjedése. A töltetes készülékeknél az első minőségi újdonságot a felhasított gyűrű- és nyeregtöltetek megjelenése jelentette. A fejlesztés a világ különböző „műhelyeiben" főként ezen típusok javításával, továbbfejlesztésével foglalkozott.

Tekintve, hogy a tányérszerkezetek fejlesztése lépéselőnyben volt a töltetek fejlődéséhez képest, s a töltetek fejlesztésében a 60-as évekig lényeges előrelépés nem történt, a szakirodalomban az a felfogás vált uralkodóvá, hogy a töltött tornyok ebben a technikai ágban csak a másodhegedűs szerepét játszhatják. Ennek magyarázata, hogy a töltetes tornyok használhatóságát úgyszólván csak a hagyományos *Raschig-gyűrűk* vagy *Berl-nyergek* közismert működési tulajdonságai alapján ítélték meg. Ma már tudjuk, hogy az egyre hatásosabb új töltetek a tányérkonstrukciók előnyét kiegyenlítették, sőt az egészen újszerű, összefüggően *rendezett töltetszerkezetek* megjelenésével a töltetes oszlopok továbbfejlesztése előtt minőségileg új lehetőségek tárultak fel.

A kolonnák belső szerkezetének alkalmazástechnikai és fejlesztési súlypontja tehát az utóbbi időben a rendezett töltetszerkezetek irányába tolódott el. Olyan hagyományos és jó nevű „tányérgyártó" cégek, mint a *Kühni*, a *Montz*, a *Koch* és a *Glitsch*, valamint a töltetgyártók, mint pl. a *Raschig* cég, mind megjelentek a piacon egy-egy rendezett töltetszerkezet-konstrukcióval. A területen élenjáró *Sulzer* cég már több mint 1500 ipari, rendezett töltetszerkezettel töltött oszlopot állított fel.



20.41. ábra. Töltött torony felépítése és fontosabb részei 1 – oszloppalást, 2 – töltetréteg-szelvény, 3 – töltettartó rács, 4 – folyadékelosztó (rózsa) 5 – (újra)elosztó szerkezet, 6 – a peremjárást kiegyenlítő kúp

Megfigyelhető tendencia a tányéros oszlopok töltetszerkezettel való betétcsere útján történő intenzifikálása is.

Természetesen az utóbbiakban elmondottak nem azt jelentik, hogy a tányéros és a klasszikus töltetes szerkezeteket már nem használják, csupán azt, hogy alkalmazásuk a legújabb belső szerkezetek megjelenésekor a korszerű szempontok szerint körülhatárolt területre korlátozódott. Azt mindenképp leszögezhetjük, hogy az abszorpciós és rektifikációs feladatok megoldásához *éles szétválasztó képességű, nagy kapacitású* és egyben *csekély nyomásveszteségű* szerkezetekre van szükség.

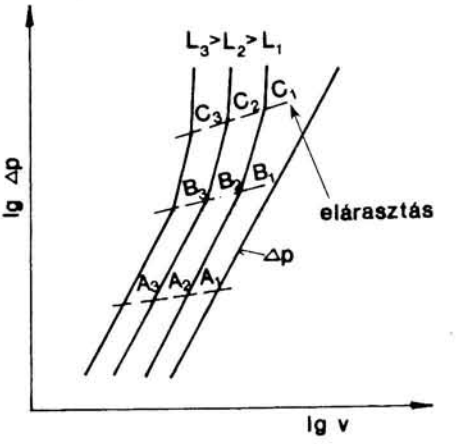
A töltött oszlopszerkezetek főbb csoportjainak ismertetése után megemlítjük a töltött kolonnák egy különleges fajtáját, melyet a BME Vegyipari és Élelmiszeripari Gépek Tanszékén fejlesztettek ki (magyar szabadalom, 187.187, [75]). Ez egy *mozgó töltetű berendezés* gázabszorpcióra, deszorpcióra, valamint gáz- és porleválasztásra.

Ebben a készülékben két szomszédos vízszintes síkú perforált tálca között könnyű, (kis sűrűségű) töltelektesteket helyeznek el lazán, kellően nagy hézagossággal. Ez a töltethalmaz célszerűen kis átmérőjű gömbökből (pl. belül üreges, műanyag golyókból) áll, melyet az átáramló közegek (gáz/gőz, ill. folyadék) képesek fellazítani (mintegy „fluidizálni"). Az ilyen fellazított örvényágyas halmaz felülete a gőz-, ill. gázáram felhajtóereje következtében állandóan „szabad", a locsoló folyadékkal jobban nedvesíthető, mint a merev, „álló" halmaz. A további előnyük a kevesebb darabszámú töltet és így a kisebb elfoglalt töltelektérfogat, valamint az állandó felületmegújulás és az eltömődés veszélyének kiküszöbölése *(20.3.g ábra)*. Jellegzetes alkalmazási területe a füstgáztisztítás, ahol a tisztítandó por pernye, a szennyező gáz pedig kén-dioxid.

20.7. A töltött oszlop átmérője és nyomásesése

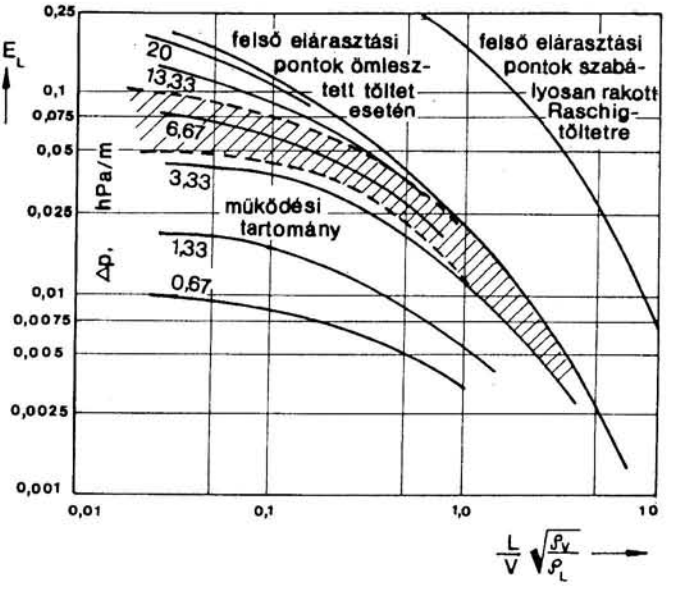
A hatékony működés hidrodinamikai feltétele a töltet felületének megfelelő nedvesítése és a gőz-, ill. a folyadékfázisok egymás melletti zavartalan áramlásának biztosítása. A töltött oszlop átmérőjét a locsolt oszlop felső terhelési határa (elárasztási pont, flooding) szabja meg. Nyilvánvaló, hogy ennél kisebb terheléssel kell járatni az oszlopot. A terhelési határ – egyáltalán az oszlop terhelhetősége – a locsolt és gázzal/gőzzel átjárt töltet hidrodinamikai viselkedésétől függ.

A töltött oszlopok egy jellegzetes elvi nyomásesés (Δp) diagramját a gőz és a folyadékterhelések (v, L) függvényében a *20.42. ábrán* mutatjuk be. A folyadékkal terhelt oszlop görbéin két jellegzetes töréspont van. Az A pontok az alsó terhelési határnak felelnek meg, míg a C felső töréspontok a felső terhelési határt, az elárasztást vagy „flooding"-ot jelentik. A száraz töltet esetében határállapotok nem léteznek. A görbesereg L locsolás – paraméterű, melynek értékét általában m^3/m^2h egységben adják meg, ahol a nevezőben a m^2 a belső átmérőjével számolt üres oszlopkeresztmetszet és a m^3/h a folyadékáram.



20.42. ábra. Töltött oszlop nyomásesése

Adott gázsebesség esetén a locsolás növelésével a gáz nyomásvesztesége is nő, ugyanis a folyadékhártyák növekvő vastagsága, a zugokban lévő folyadékmennyiség „hízása" miatt a gőz- és gázátáramlásra rendelkezésre álló szabad keresztmetszet csökken. A visszatartott folyadékmennyiség (hold up) nagyjából állandó, majd a gázsebesség növelésével először lassabban, majd hirtelen gyorsabban nő.



20.43. ábra. Sherwood-Lobo terhelési diagram

1938-ban SHERWOOD és mtsai, majd 1945-ben LOBO és ZENZ sokféle töltetnek 15 különböző folyadékkal és 3 gázzal végzett összehasonlító vizsgálata útján általános terhelési (elárasztási) diagramot szerkesztettek. Ezt mutatja a *20.43. ábra.* Az abszcissza az áramlási paraméter (20.5 egyenlet), az ordináta bonyolultabb kifejezés, amely többek között a keresett elárasztási gáz-, ill. gőzsebességet (v_{max}-ot) is tartalmazza:

$$E_L = \frac{v_{max}^2}{g} \cdot \frac{\omega}{\varepsilon^3} \cdot \psi \cdot \frac{\rho_V}{\rho_L} \cdot \eta_L^{0,2}, \qquad (20.13)$$

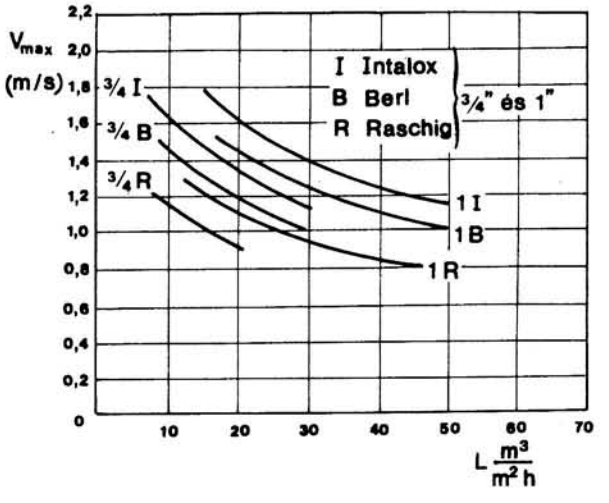
ahol v_{max} az elárasztási gőz/gázsebesség (az üres oszlopkeresztmetszetre vonatkoztatva) m/s,

$$\psi = \frac{\rho_{víz}}{\rho_L} \text{ viszonyszám,}$$

$\rho_{víz}$ a víz sűrűsége,

η_L a locsoló folyadék dinamikai viszkozitása cP = mPa · s egységben.

Ugyanezen a diagramon feltüntettük a működési határokat is. A felső két görbe a szabályosan rakott és az ömlesztett töltet elárasztási állapotát jellemzi.



20.44. ábra. Az elárasztási határsebesség a locsolás függvényében 3/4" és 1" méretű *Intalox-(I)* és *Berl-(B)* nyergekre, valamint *Raschig-(R)* gyűrűkre

A 3/4" és 1" méretű *Intalox- (tórusz)* és *Berl-nyeregre,* valamint *Raschig-gyűrűre* víz ~ levegő rendszerben érvényes elárasztási határsebesség a L m³/m²h locsolás függvényében a *20.44. ábráról* is leolvasható. A keresett kolonnaátmérő, a határsebességet 70%-os biztonsággal számolva:

$$D = \left(\frac{4 \cdot \dot{V}}{0{,}7 \cdot \pi \cdot v_{max}} \right)^{1/2} \text{(m)}, \tag{20.14}$$

ahol $\dot{V}$ m³/s gőz-, ill. gázáram.

20.4. táblázat

Töltetek jellemző adatai Δp számításához

Töltet	Méret, mm	Üres térfogati hányad, %	α	β
Raschig-gyűrű kerámia	76	75	0,74	0,031
	51	75	1	0,03
	25	73	2,2	0,045
	13	64	10	0,1
Raschig-gyűrű acél	51	94	0,95	0,03
	38	94	1,2	0,04
	25	93	1,7	0,043
Pall-gyűrű kerámia	51	78	0,55	0,025
	35	95	0,4	0,033
	25	94	0,6	0,03
Berl-nyereg	38	75	0,6	0,03
	25	70	1,5	0,035
	13	65	5	0,04
Intalox-nyereg	38	74	0,55	0,03
	25	75	1,7	0,033
	19	73	2	0,035
	13	73	4,3	0,04

Töltött oszlopok nyomásesésének számítását a 3.7. alfejezetben az *Ergun-képlet* alkalmazásával tárgyaltuk. A kereskedelmi töltetek nyomásesésének meghatározására LEVA állított fel egyszerű általános egyenletet:

$$\Delta p = \alpha \cdot 10^{\beta L} \frac{G^2}{\rho_V}, \tag{20.15}$$

ahol Δp a nyomásesés, torr/m töltet; L és G a folyadék, ill. a gáz keresztmetszet-egységre vonatkoztatott tömegáramai, kg/(m^2·s); α és β állandók, amelyeknek különböző töltetekre vonatkozó értékeit a *20.4. táblázat* tartalmazza.

20.8. A komponensátadási együtthatók számítása

A 17.6. alfejezetben az anyagátbocsátási elmélet kapcsán rámutattunk arra, hogy az anyagátbocsátási együtthatók számításánál szükségünk van a β_G és β_L komponensátadási együtthatók ismeretére. A 16.8. alfejezetben pedig a *Chilton–Colburn-féle j-faktor* analógiát ismertettük, amely többek között a j_H és j_D dimenziómentes számok egyenlőségét posztulálta és ezzel az analógiával kapcsolatot teremtett a hő- és komponensátadás között. Ezek alapján lehetőségünk van β_G és β_L tényezők számítására abszorpcióra.
A transzportegyütthatók közötti összefüggés $j_H = j_D$ esetén:

$$\beta = \frac{\alpha}{\rho\, c_p}\left(\frac{\mathbf{Pr}}{\mathbf{Sc}}\right)^{2/3}. \qquad (20.16)$$

Töltött ágyakra kísérletileg nyert összefüggés:

$$j_H = 1{,}076\, j_D. \qquad (20.17)$$

A kísérleti eredmények alapján a komponensátadási együtthatók számítása a következő [19]:

a) Gázfázisra (érvényességi tartomány: $10 < \mathbf{Re} < 10^4$, és $10 < d < 50$ mm):

$$\mathbf{Sh}_V = \frac{\beta_i\, d}{D_i} = c\, \mathbf{Re}_V^{0,59}\ \mathbf{S}\, \mathbf{c}_V^{0,33} \qquad (20.18)$$

ahol $c = 0{,}69$ Raschig-gyűrűs töltetre és
$c = 0{,}86$ Berl-nyerges töltetre.

b) Folyadékfázisra (érvényességi tartomány: $3 < \mathbf{Re} < 300$, és $10 < d < 50$ mm):

$$\mathbf{Sh}_L = \frac{\beta_i \, d}{D_i} = c \, \mathbf{Re}_L^{0,59} \; \mathbf{Sc}_L^{\;0,59} \; \mathbf{Ga}_L^{\;0,17} \qquad (20.19)$$

ahol $c = 0{,}32$ Raschig-gyűrűs töltetre és

$c = 0{,}25$ Berl-nyerges töltetre,

$$\mathbf{Ga}_L = d^3 g / \upsilon^2 \qquad (20.20)$$

a *Galilei-szám,* mely a lecsorgó folyadék filmvastagságát veszi figyelembe. A komponensátadási tényezők számszerű értékei nagyságrendileg:

$$\beta_V \approx 0{,}1 \ldots 10 \; \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar}}$$

$$\beta_L \approx 0{,}01 \ \ldots \ 1 \text{ m/h} \, .$$

Az anyagátbocsátás számításánál szükség lenne az anyagátadási felület ismeretére is. A valóságos és geometriai felületek közti összefüggést azonban elméleti úton nem lehet megadni. Ide tartozó kapcsolódó fogalmak: a keresztmetszeti eloszlás, a visszakeveredés, a nyomásveszteség, a visszatartás és a töltetnedvesedés. A számos javasolt számítási és mérési módszer ellenére sem lehetséges az anyagátadási felület megbízható becslése. Az effektív fajlagos felület többnyire $a_e \approx 10 \ \ldots \ 100 \text{ m}^2/\text{m}^3$ nagyságrendben helyezkedik el.

A mérnöki gyakorlat általában azt a módszert követi, hogy a kimért $K_L\omega$- és $K_G\omega$- értékekkel dolgozik , ill. ha szükséges, a korrelált K_L- és K_G- értékből próbálja megbecsülni az effektív fajlagos anyagátbocsátási felületet.

20.9. Rendezett töltetszerkezetek

A rendezett töltetszerkezet vékony alaklemezekből vagy huzalszövetből összeállított, szabályos geometriai ismétlődést mutató azonos vagy egymást keresztező járatcsatorna-rendszert képező csomagszerű betétszerkezet. A rendezett töltetek a desztilláción és abszorpción kívül eredményesen használhatók reaktorbetétként és folyadék-folyadék extrakció végrehajtására is.

A rendezett töltetszerkezetek jellemzése

A döntő különbség az ömlesztett tölteléktestekkel ellátott tornyokhoz képest az, hogy míg azokban a járatcsatornák mérete, alakja és iránya rendszertelenül változó, a rendezett töltetekben a járatcsatornák mérete, alakja és iránya szabályos geometriai ismétlődést mutat, melyből következően az áramló fázisok terhelése a rendezett töltet geometriája által meghatározott rendben történik. Ez mind a gáz, mind pedig a folyadékfázisra érvényes. A fenti geometriai tények a következő áramlási *előnyökhöz* vezetnek. A rendezett töltetekben az ömlesztett tölteléktesttel töltött oszlophoz képest

- általában kedvezőbb – az oszlop teljes keresztmetszetében vizsgálva az ideálisnak tekinthető dugattyúszerűhöz közeli – az áramló folyadék sebesség (és koncentráció) eloszlása, (vagyis nincsenek pangó folyadékrészek, kisebb a peremjárás, csekélyebb mértékű a falhatás, nem jelentkezik lokális elárasdás),
- általában nagyobb a töltetfelület hatásos nedvesítésének mértéke, (azaz a fajlagos fázisérintkezési határfelület azonos beépített geometriai felület esetén nagyobb),
- azonos geometriai felület esetén kisebb a gázfázis áramlásával szemben tanúsított ellenállás.

A felsorolt áramlási tulajdonságok összefoglalóan a következő *alapvető műveleti előnyöket* biztosítják:

1. Nagy szétválasztási hatékonyság, vagyis az elméleti elválasztási fokozatonkénti töltetmagasság csekély.
2. Alacsony magasságméterenkénti nyomásveszteség.
3. Kisebb elméleti fokozatonkénti nyomásveszteség. (Az előző két pontban leírtak előnyös összegződő hatásaként).
4. Nagy kapacitás, azaz nagy folyadék- és gázterhelhetőség.
5. Kis hold-up.

A felsorolt alapvető műveleti előnyök gyakorlati következményeként említhetjük, hogy a rendezett töltetek alkalmazása révén:

- a terméktisztasággal szemben támasztott követelmények fokozott mértékben kielégíthetők,
- a refluxarány a művelet végrehajtásánál csökkenthető, ami jelentős energiamegtakarítást eredményezhet,

- az oszlopok mind termék, mind terhelés szempontjából rugalmasan működtethetőek,
- az azonos elválasztási feladat mind alapterület, mind pedig magasság szempontjából csökkentett méretű oszloppal végrehajtható,
- az alacsony elméleti fokozatonkénti nyomásveszteségeknek köszönhetően az azonos fejnyomáshoz viszonyított üstnyomás és üsthőmérséklet csökken, ami amellett, hogy energiamegtakarítással jár, esetenként olcsóbban, egyszerűbben elérhető fűtőközeg (gőz) alkalmazását is lehetővé teszi,
- a csökkent mértékű nyomásveszteség esetenként lehetővé és gazdaságossá teszi párakompressziós, illetőleg más módon működő hőszivattyú alkalmazását, ily módon pótlólagos energia megtakarítást,
- a szétválasztási művelet vákuumdesztillációban való végrehajtása feltételei kedvezőbbé válnak,
- az alacsony üzemi hőmérséklet, valamint az alacsony hold-up következtében a feldolgozandó elegy hőbomlása, degradációja, polimerizációja és egyéb hőkárosodása csökkenthetőek,
- a szakaszos művelet végrehajtásának általános feltételei javulnak (a terhelési rugalmasság és a csökkentett szabályozási és műveleti idő együttes hatása következtében a párlat mennyisége csökken, s így élesebb elválasztás válik lehetővé),
- a kapacitásbővítés esetenként az oszlop betétcseréjével intenzifikálás útján végrehajtható,
- a vegyipari művelettan egyik kulcskérdése, a modellezés és a méretnövelés problémaköre, éppen a homogén áramlási tulajdonságok következtében egyszerűen kezelhetővé válik.

20.5. táblázat

Tányéros, ömlesztett töltettel és rendezett töltetszerkezettel ellátott torony összehasonlítása

Példa	Tányéros torony szitatányér	Ömlesztett töltettel ellátott torony *Pall 2*	Rendezett töltet-szerkezettel ellátott torony, *Sulzer BX*
F-faktor [$Pa^{0,5}$]	2,4	2,4	2,4
HETP [m]	0,635	1...0,5	0,2...0,16
$\Delta P/N_{elm}$ [Pa]	380...1000	80...400	10...50

HETP = elméleti tányérral egyenértékű töltetmagasság (Height Equivalent to a Theoretical Plate)

A fentiek alapján érthetővé válik, hogy a rendezett töltetek három legjellemzőbb felhasználási köre a következő:

- vákuumdesztilláció,
- betétcsere útján történő intenzifikálás,
- energiafelhasználás csökkentése.

A *20.5. táblázatban* látható, hogy milyen nagyságrendű előnyöket nyújthat a rendezett töltetszerkezetek alkalmazása.
A felsorolt kedvező tulajdonságok mellett természetesen említést kell tennünk a *hátrányos tulajdonságokról* is:

1. A rendezett töltetek szilárd szennyeződésre érzékenyek, mechanikusan gyakorlatilag tisztíthatatlanok. Amennyiben a közeg feldolgozásánál a lerakódás vagy kéregképzés veszélye fennáll, előzetes vizsgálattal meg kell győződni a kéreg oldószeres eltávolíthatóságáról.
2. A nagy elválasztóképesség és a nagy kapacitás folyamatos biztosításának következménye lényegesen nagyobb körültekintést igényel a kolonnaműködést biztosító belső szerkezeti elemek tervezésénél. Viszonylag finom elosztóképességű, de emellett igény szerint rugalmasan működtethető, pl. többlépcsős ún. „kapilláris" folyadékelosztó beépítése szükséges. A folyadék közbenső összegyűjtő elemét csekély ellenállásúra kell tervezni.
3. A rendezett töltetek nem olcsó szerkezetek. Térfogatáruk, azaz az egy m^3 térfogatú kolonnabetét ára rendszerint lényegesen magasabb a többi (tányéros vagy töltött) oszlop hasonló adatánál.

A rendezett töltetek magas térfogatáruk ellenére mutatott piaci versenyképességét a lényegesen kisebb szükséges toronyméret magyarázza. Az üzemviteli (főként energia) költségek csekélyebb volta további érvet jelentenek a rendezett töltetek versenyképességének megítélésében. A kolonna betétszerkezetének kiválasztásánál mindig az adott feladatból kiindulva, a beruházási és üzemviteli költség, valamint a műveleti paraméterek egységes elemzése után lehet csak döntésre jutni.

Főbb típusok

Anyagi minőség szempontjából alapvetően három osztályt különböztetünk meg: *fém, kerámia és műanyag* tölteteket. A fém töltetek szinte kivétel nélkül korrózióálló ötvözetekből készülnek, de egyes esetekben az aluminium és a foszforbronz is számításba jön. A fém lehet lemez (lyuggatott, réselt, rovátkált, hullámosított, huzalszövet), illetőleg expandált lemez.

A kerámia rendezett töltetek alapanyaga általában alumínium-oxid kerámia. Különleges korróziós hatásoknak is ellenállnak, pl: klórozott szénhidrogének szétválasztásánál is használhatók. A műanyag rendezett töltetek a legkülönbözőbb hőre lágyuló műanyagból készülnek, pl.: PP, PVC, PE stb. A műanyag huzalszövet is hasonló anyagokból készülhet, de ismert kevert PP és PAN szálakból szőtt alapanyag is. Tekintve, hogy hőhatásnak a műanyag kevéssé ellenálló, ezek alkalmazását elsősorban abszorpciós feladatok végrehajtásánál lehet számításba venni.

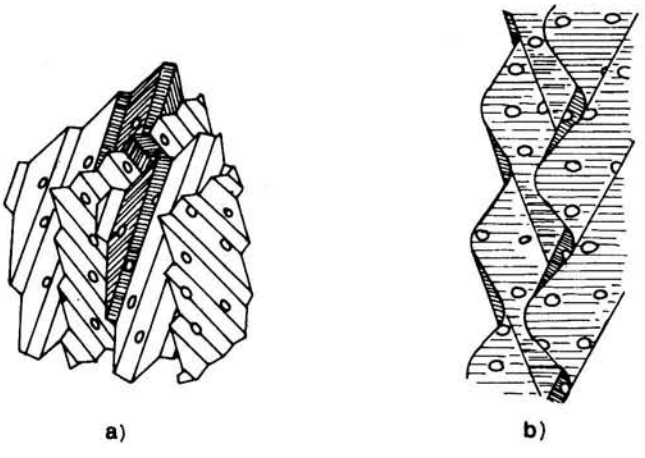
A *20.6. táblázatban* áttekintést adunk az ismertebb rendezett töltetek jellemző adatairól. A felsorolásból kitűnik, hogy a huzalszövet rendezett töltetek fajlagos geometriai felület tartománya a legszélesebb (ω = 100...700 m^2/m^3), ugyanakkor relatív hézagtérfogatuk a legmagasabb érték (ω > 85 %). A kerámia rendezett töltetek geometriai felülete a legalacsonyabb, (60...450 m^2/m^3), hézagtérfogatuk a nagyobb anyagvastagságnak köszönhetően alacsony (ε = 0,75...0,87). A műanyag rendezett töltetek a közbenső sávot foglalják el, mind geometriai felület, mind pedig hézagtérfogat tekintetében.

20.6. táblázat

Néhány rendezett töltet jellemző adatai

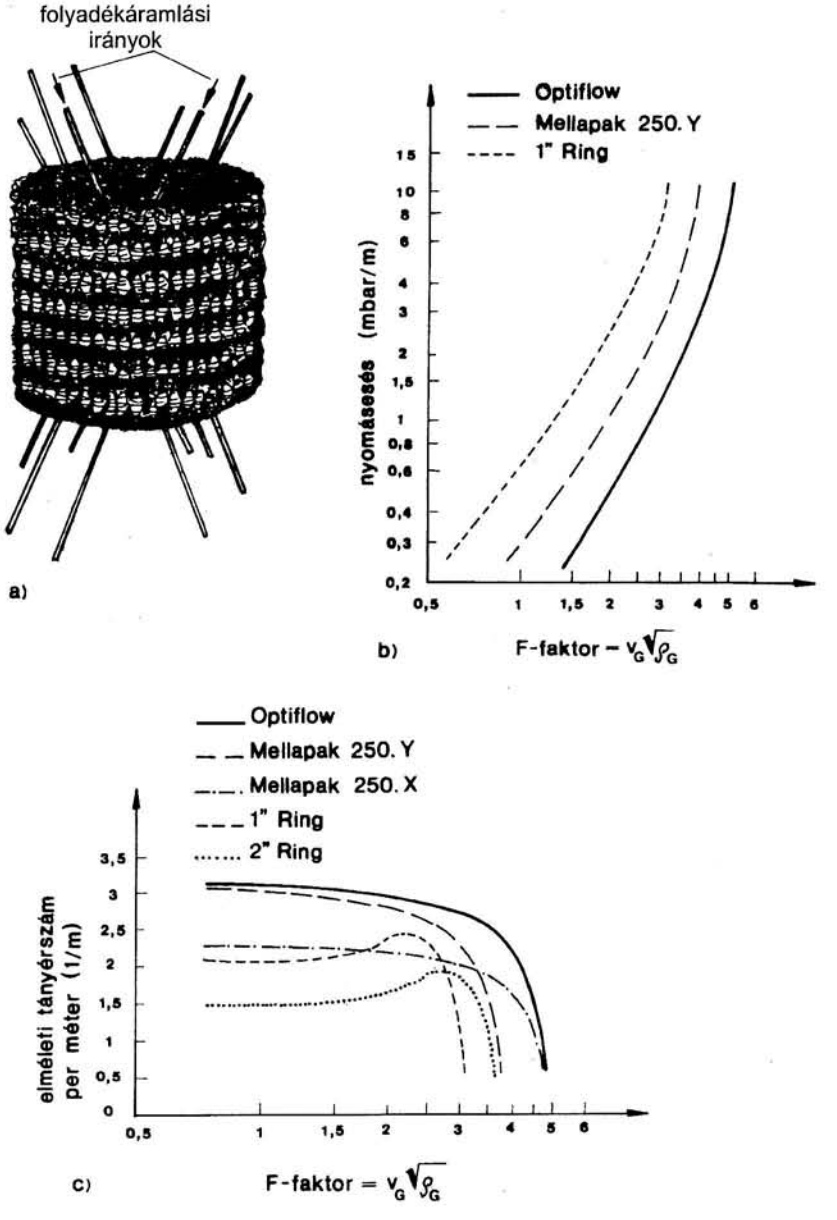
Töltet	Szerkezeti anyag	Fajlagos felület, m^2/m^3	Fajl. hézagtérfogat, m^3/m^3	Hidrodin. átmérő, mm	Fajlagos tömeg, kg/m^3
Impuls-töltet					
50x50	kerámia	102	0,83	49	430
75x75	kerámia	74	0,86	70	340
100x100	kerámia	60	0,87	87	315
Sulzer-töltetek					
AX	fém huzalszövet	250	0,95	23	125
BX	fém huzalszövet	500	0,90	11	250
CY	fém huzalszövet	700	0,85	7	350
BX	műanyag szitaszövet	450	0,85	11	180
Mellapak 250Y	fém (vagy műanyag)	250	0,97	23	200
Kerapak BX	kerámia	450	0,75	10	520
Pyrapak F	expandált fémlemez	350	0,96	16	300
Pyrapak G	expandált fémlemez	175	0,98	34	150
VM 350	fém huzalszövet	350	0,97	11	230

Az első *Sulzer-töltetek* 0,16 mm fém huzalból készültek és alakított drótszövetek voltak *(20.45. ábra)*. A fém huzalszövetből készített *rendezett Sulzer-töltetet* 1963-ban szabadalmaztatták, az első ipari oszlop 1967-ben kezdett működni. Elsősorban a finomvákuum-tartományban ($P < 100$ hPa) alkalmazzák olyan esetekben, amikor nagy gázterhelés mellett a magas szétválasztási fokozatszám és a csekély nyomásveszteség igénye lép fel. A szétválasztási tulajdonságok csaknem függetlenek az átmérőtől, a nyomástól és az anyagelegytől. A fémszövet hátránya, hogy drága, vizes elegyekkel kevésbé nedvesíthető, illetőleg a kéregképződésre érzékeny. A *Sulzer* cég ezen hiányosságok kiküszöbölésére fejlesztette ki a műanyag szövetből, kerámiából (*Kerapak*), porcellánból (*Melladur*), szénszálból (*Mellacarbon*) és a fémlemezből (*Mellapak*) készített csomagtölteteket.



20.45. ábra. Sulzer-töltetek
a – *AX*-töltet, b – *Mellapak*-töltet

A *Mellapak-töltet* hullámosított fém- vagy műanyag lemezekből készül, itt a ferde élek egymást keresztezik a szomszédos szalagoknál. A *Mellapak-töltetet (20.45.b ábra)* mintegy 20 éve alkalmazzák és ma már 11 m átmérőjű kolonnákat (vákuumkolonnákat) is építenek ezzel a kolonnatöltettel. A cég legújabb fejlesztése az *Optiflow-töltet,* amely a korábbi konstrukcióknál jobb j = 1/HETP nyomásesés-értékekkel rendelkezik *(20.46. ábra)*.

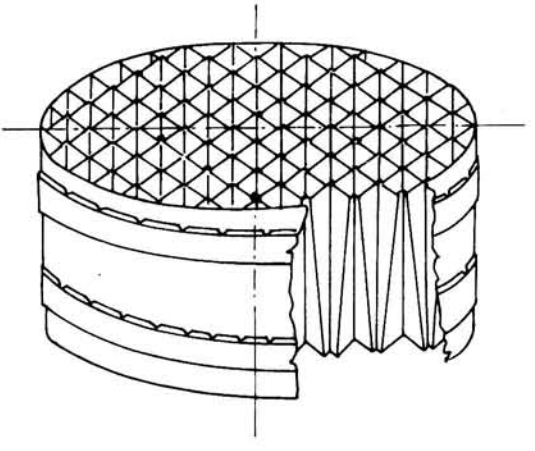


20.46. ábra. Optiflow-töltet összehasonlítása rendezetlen gyűrűs és hagyományos rendezett (*Mellapak*) töltetekkel (1000 mm kolonnaátmérőnél, 100 mbar kolonnafejnyomásnál)
a – töltet az áramlás négy irányát mutató szálakkal, b – méterenkénti nyomásesés, c – méterenkénti elméleti tányérszám

A BME Vegyipari Műveletek Tanszékén újabban kifejlesztett *VM rendezett töltetszerkezet*[23] alacsony nyomásveszteségе, nagy kapacitása és nagy hatékonysága révén az abszorpció és desztilláció kedvező megvalósítását teszi lehetővé. Egy töltetcsomag váltott félperiódusban egymás mellé helyezett speciális alakú huzalszövet-lamellákból áll. A lamellák közötti járatcsatornák folyamatosan változó alak mellett állandó áramlási keresztmetszetűek, s oldalirányban a szomszédos csatornákkal folyamatos átmenetben egyesülnek, illetőleg azoktól elválnak.

A speciális kialakítás az áramló fázisok kedvező keveredését segíti elő, s a művelet végrehajtásánál alacsony nyomásveszteséget és *hold-up* -ot, ugyanakkor nagy fázisérintkezési határfelületet, azaz együttesen hatékony és gazdaságos működtetést biztosít. A VM-350 rendezett csomagtöltet főbb adatai:

Fajlagos geometriai felület	350 m^2/m^3,
Relatív hézagtérfogat	97 %
Hidraulikus átmérő	11 mm,
Térfogattömeg	230 kg/m^3
Szerkezeti anyag	KO 36 huzalszövet.



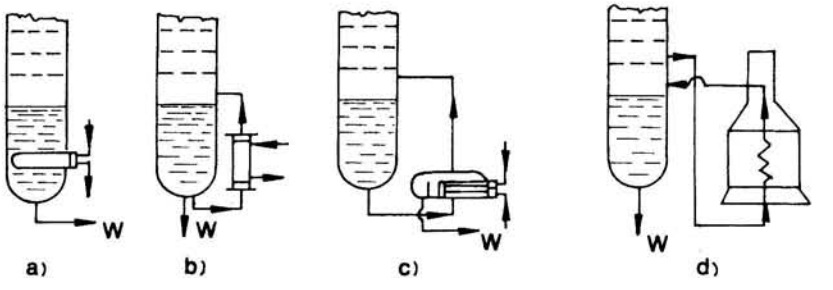
20.47. ábra. VM- rendezett töltetszerkezet
(ifj. Fábry–Manczinger-féle)

$F = 2{,}0$ gőzterhelésnél és $B = 10$ $m^3/(m^2h)$ folyadékáram-sűrűségnél (locsolásnál) a nyomásveszteség $P < 1$ hPa/m, a hold-up kisebb mint 5 %, az elméleti tányérszám $N_t \geq 2{,}5$ tányér/m. A *VM*-töltet felépítését a *20.47. ábra* mutatja. A szabadalmaztatott *VM* típusú töltetszerkezetek alapján, különböző vegyipari üzemekben már tíz ipari méretű referenciakolonna létesült.

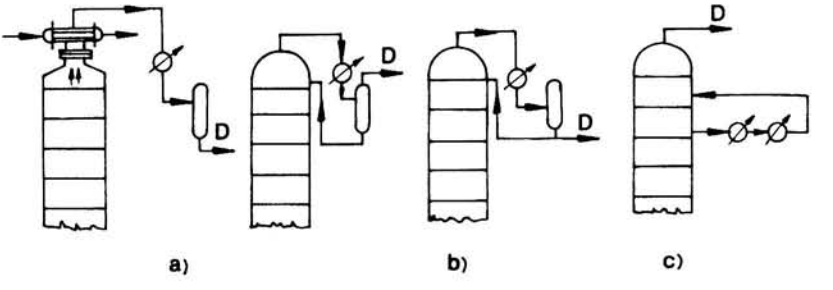
20.10. Rektifikálóoszlopok egyéb tartozékai és konstrukciós megoldásaik

A rektifikálóoszlopok fontos tartozékai a hőcserélők: forralók, kondenzátorok, deflegmátorok, hűtők, előmelegítők. Ezek leggyakrabban felületi hőcserélők. A desztillálókolonnák különféle visszaforralóit mutatjuk be a *20.48. ábrán.*

A rektifikálás megvalósításához a kolonna dúsító részében hideg, meleg és cirkulációs refluxok alkalmazása lehetséges. A *refluxadagolás módozatainak* elvi kapcsolásait a *20.49. ábrán* mutatjuk be.

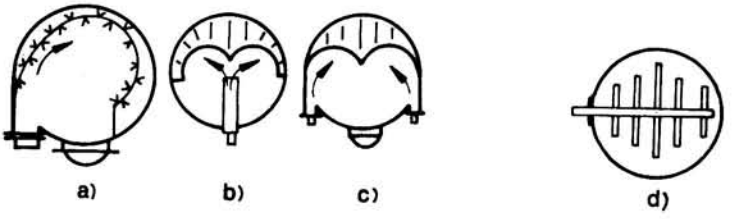


20.48. ábra. Hőközlési módozatok a kolonnák alján
a – kolonnába beépített változat, b és c – külső visszaforraló (reboiler) alkalmazása, d – csőkemence alkalmazása (elsősorban a kőolajiparban)



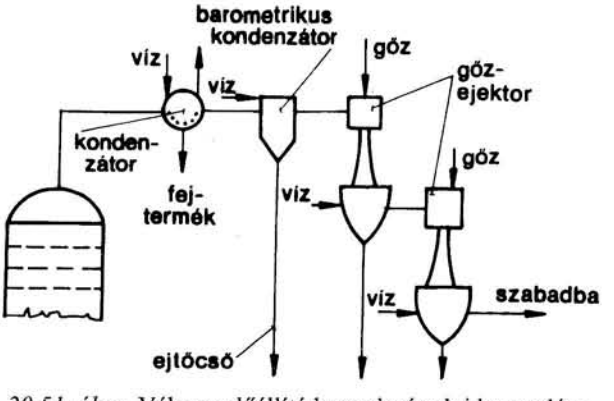
20.49. ábra. A refluxadagolás módozatai
a – meleg reflux, parciális kondenzátorral, b – hideg reflux, totálkondenzátorral, c – cirkulációs reflux

A kolonnában belépő gőzök és gőz-folyadék elegyek sebessége sokszor eléri a 100 m/s értéket. Az ilyen nagy sebességek esetén az áramlás ereje eróziót idéz elő a kolonnafalon, amely ellen különböző kialakítású *terelőlemezekkel* védekezünk. A *20.50.a ábra* szerint pl. a nyersanyag tangenciálisan lép be a kolonnába a 4 ...6 mm-es lyukakkal ellátott perforált lemez mentén. Nagyobb átmérőjű kolonnákba a *20.50.b* és *c ábrák* szerint kialakított recézett terelőlemezeket építenek be. A vízgőzt (főleg a kőolajipari desztillálókolonnák esetében) – az egyenletes elosztás végett – alulról sok nyílással ellátott gőzelosztón keresztül juttatják a kolonna kigőzölő terébe *(20.50.d ábra).*

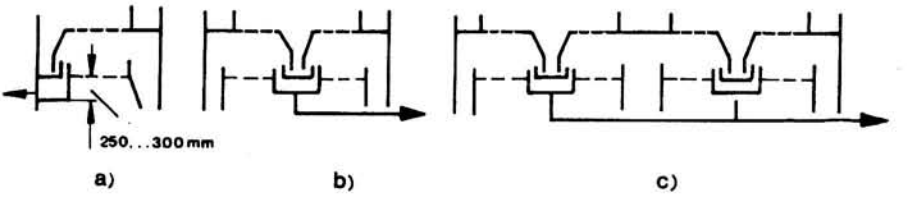


20.50. ábra. A nyersanyag bevezetése (a,b,c) és a vízgőz bevezetése (d) az oszlopba

A vákuumdesztilláló oszlopok jellegzetes tartozéka a vákuumelőállító berendezés *(20.51. ábra).* A fejterméket általában felületi, a vízgőzöket pedig *barometrikus kondenzátorban* kondenzáltatják. A hűtővíz és a kondenzátum együttesen távozik el a kb. 10 m magas barometrikus ejtőcsövön keresztül. A nem kondenzálódó gázokat gőzsugárejektorokkal vagy vákuumszivattyúkkal (dugattyús, rotációs vagy vízgyűrűs típusok) távolítják el. A *gőzsugárejektorok* legüzembiztosabbak. A kőolajipari vákuumdesztilláló berendezésekben a megfelelő vákuumot (20...40 torr) általában két sorbakapcsolt ejektorral lehet elérni. A cirkulációs refluxot és az oldalelvételt folyadékzárból vezetik el. Ezt mutatjuk a *20.52. ábrán*, egy-, két- és négyáramú tányérok esetében.



20.51. ábra. Vákuumelőállító berendezés elvi kapcsolása



20.52. ábra. Folyadékelvezetés a tányérról
a – egyáramú, b – kétáramú, c – négyáramú

21. Extrakció

21.1. Alapelvek, csoportosítás

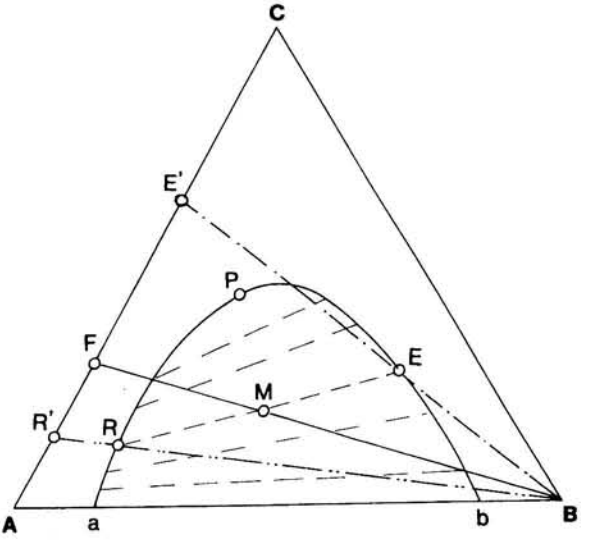
Az extrakció (=kivonatolás) szétválasztó anyagátviteli művelet. Az eredeti kiinduló anyag (elegy, keverék) valamelyik összetevőjét (komponensét) szelektív módon kioldjuk (kilúgozzuk) *oldószer* segítségével. A kiinduló anyagtól és az oldószertől függően három fő csoportra oszthatjuk az extrakciós műveleteket:

1. A kiinduló elegy folyadék- és az oldószer is folyadékfázisú, ez az ún. *folyadék-folyadék* extrakció (*szolvens* extrakció).
2. A kiinduló anyag összetett szilárd anyag, az oldószer folyadék. Ez az ún. *szilárd-folyadék* extrakció (*diffúziós* extrakció).
3. A kiinduló anyag összetett szilárd anyag (esetleg folyadékelegy) az oldószer nagynyomású gáz. Ez az ún. destrakció (*szuperkritikus gázos* extrakció).

21.2. Folyadék-folyadék extrakció

Vizsgáljunk meg egy háromkomponensű rendszert *(21.1.ábra),* amelynek minden komponense folyadékfázisú. Legyen a rendszer állandó nyomású és állandó hőmérsékletű. A kiinduló anyag *A*+*C*-komponensek valamilyen elegye, pl. *F*. Az *A*-anyag az anyaoldat, a *C*-anyag a céltermék. Feladat: a *C*-komponensben minél dúsabb anyag kinyerése. Ehhez az *F* kiinduló elegyhez általunk célszerűen kiválasztott *B* folyadékot adunk (egyes könyvekben *S* jellel is jelölik, emlékeztetve arra, hogy ez a szolvens, az oldó-, kivonatoló- vagy mosófolyadék). A *B*-komponenssel lehetőleg egyáltalán nem vagy csak korlátoltan elegyedik. Ugyanis az, hogy *A* és *B* nem vagy csak korlátoltan elegyedjék, elengedhetetlen feltétele az extrakciónak. A vázolt *21.1. ábrán A*-anyag és *B*-komponensek korlátoltan oldódnak, *a* és *b* pontok közötti szakaszon a rendszer két (heterogén) folyadékfázisra bomlik, ezek sűrűsége különbözik egymástól.

Kiterjesztve vizsgálatainkat a háromkomponensű rendszerre: a háromszög két tartományra oszlik. Az *a – P – b* pontokkal jelzett görbe alatti terület (heterogén) kétfázisú, két folyadékfázisra oszlik. A felette levő terület homogén, azaz egyetlen folyadékfázissal jellemezhető.



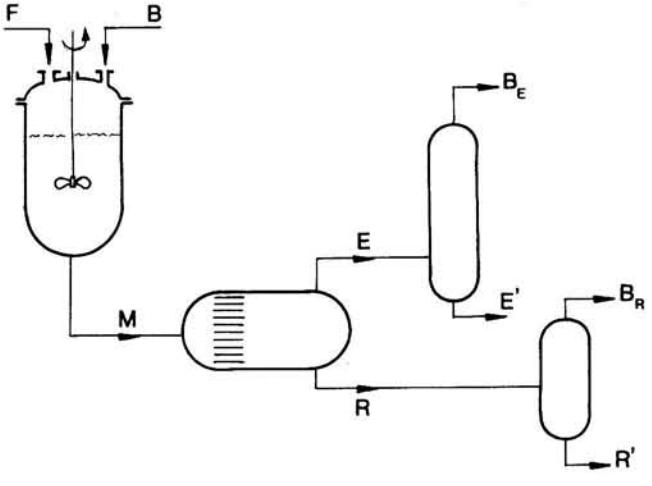
21.1. ábra. Háromszögdiagram

Ha *F* kiinduló folyadékhoz *B* mosófolyadékot adnak előáll (az elegyítési aránytól függően) pl. *M* keverék (*mixtúra*) pont. Ez – mivel a kétfázisú mezőben van –, két nem elegyedő folyadékfázisra oszlik: pl. *R* és *E* fázisra. Az *R* fázis a raffinátum, az *E* fázis az extraktum. Az *a-P* görbevonalszakasz a raffinátumgörbe, a *P-b* görbevonalszakasz az extraktumgörbe. Mivel ezek a görbék *két* végpontot (csomópontot: *nodus*-t) kötnek össze az *a – P – b* görbe neve: *binóda* („két csomópont"), oldhatósági izoterma (binodális görbe). Az összekötő *R-E* egyensúlyi egyenes neve: *konóda* (a csomópontokat összekötő vonal: *húr)*. Minden *M* mixtúra ponthoz tartozik egy *R-E* konóda. A konódák tőlünk független, önkényesen be nem rajzolható egyenesek, amelyek az *A-*, *C-* és *B*-komponensektől, azok egymásra hatásától, pontosabban a folyadék-folyadék egyensúlytól függenek. Extrakció tervezésénél különösen fontos a *B* oldószer kiválasztásának kérdése, amely viszont a mi meggondolásunktól és döntésünktől függ.

A konódákat vagy ki kell mérni, vagy megfelelő folyadékegyensúlyi modellekkel számolhatók. Az egyszeri hozzáöntéssel kialakuló *M* mixtúra és a fázisszétválás (ülepedés) útján keletkező raffinátum és extraktum egyúttal a

művelet következő lépcsőjét határozza meg. A berendezésre mint egységre vonatkoztatva ezek egyúttal két alegységet: a *keverő* (mixer) és az *ülepítő* alegységet (settler) alkotják. Az extraktumfázis oldószerben és a kioldandó *C*-komponensben dúsabb, a raffinátumfázis – szerencsés esetben és helyes üzemvezetéssel – oldószerben és a kioldandó *C*-komponensben meglehetősen szegény. Minden esetben célszerű és fontos az extraktum fázis szétválasztása: minél nagyobb célterméktartalmú (*C*-komponensben előírt tömény) oldószertől mentes *E'* extraktumra („céltermékre") és „tiszta" *B* oldószerre.

Ez rendszerint *desztillációval* oldható meg, vagyis az extraktor után egy lepárló- oszlopot kell kapcsolni. Ha az oldószer különösen drága vagy a termékelőírások ezt megkövetelik, a raffinátumfázist is szét kell választani, oldószermentes (*R'*) raffinátumra és „tiszta" *B* oldószerre (az oldószert vissza kell nyerni). Az egyszerű extraktor kapcsolását a *21.2. ábra* mutatja. Az oldószer visszanyerése, regenerálása műszaki-gazdasági szempontból is fontos.



21.2. ábra. Extrakciós berendezés

Figyelembe véve, hogy a művelet lefolytatásához, azaz a kiinduló elegy szétválasztásához nemcsak a szoros értelembe vett extraktorra, hanem egy (vagy két) desztillálóoszlopra is szükség van, felmerül a kérdés: miért kell ilyen bonyolult módon szétválasztani a kiinduló folyadékelegyet. Miért nem lehet egyszerűen: lepárlással szétválasztani a komponenseket?
Mikor használunk mégis extrakciós berendezést?
Elsősorban akkor, amikor
1. a desztilláció nem jöhet szóba, mert

a) a kiinduló komponensek azeotrop elegyet képeznek,

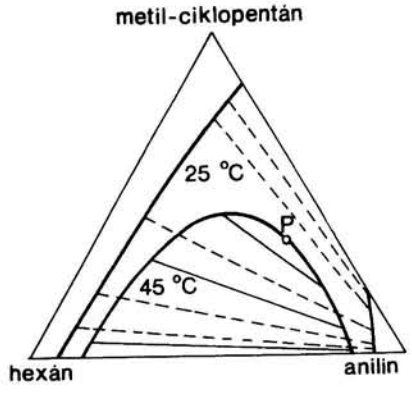
b) az illékonysági különbségük kicsi,
c) hő hatására bomlanak (hőérzékenyek),

2. hőgazdálkodási és takarékossági meggondolások dominálnak, pl., ha az eredeti folyadékelegy lepárlási költségei nagyobbak mint az extrahálásé, beleértve az oldószervisszanyerés költségeit is. Ez utóbbit

a) a komponensek forráspontjának közelsége vagy
b) a céltermék kis koncentrációja okozhatja.

A *21.1. ábrán* olyan háromalkotós rendszert ábrázoltunk egyenoldalú háromszögdiagramban, ahol *A*-komponens *C*-vel és *B*-komponens *C*-vel minden arányban elegyedik, míg *A*-komponens *B*-komponenssel csak korlátozottan.

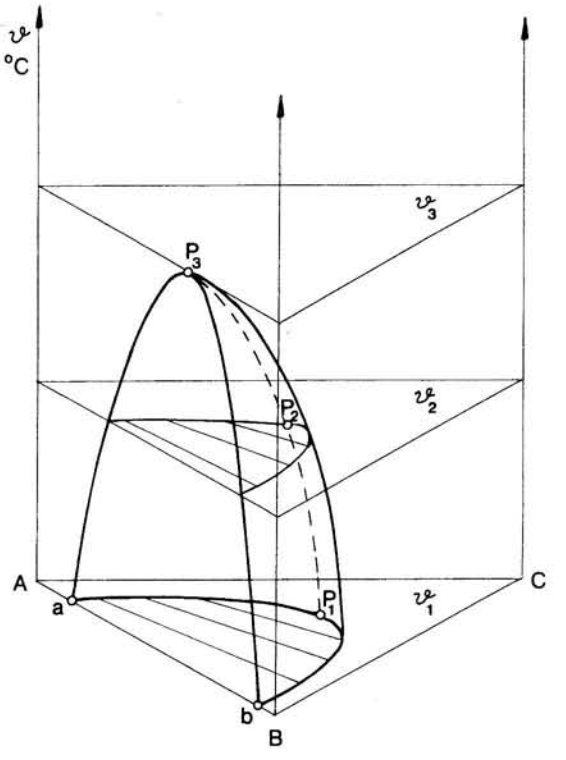
A *21.3. ábrán* bemutatunk egy olyan konkrét háromalkotós rendszert (hexán + anilin + metil-ciklopentán), amely 45°C hőmérsékleten ilyen viselkedést mutat, viszont 25 °C hőmérsékleten a metil-ciklopentán már csak a hexánnal képez teljes elegyedési sort, az anilinnal csak korlátoltan elegyedik.



21.3. ábra. Hexan ~ anilin ~ metil-ciklopentán rendszer

Ez azt jelenti, hogy a hőmérséklet változtatásával együtt a binódák és a konódák is jelentősen „elcsúsznak", módosulnak. Amíg 45°C hőmérsékleten a binóda két görbeszakasza *P* pontban összefut, addig a 25°C-os binóda két teljesen különálló, sehol össze nem érő görbét jelent. (Az ábrán a 25 °C hőmérsékletű konódákat szaggatva, a 45°C-os izoterm konódákat folytonos vonallal rajzoltuk).

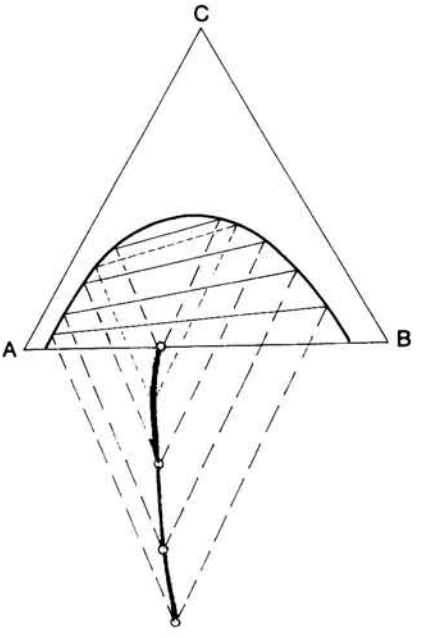
A 25°C izotermasík a háromszögben két különálló homogén (egyfázisú) folyadékmezőt tartalmaz, amelyek közrefogják a heterogén (kétfázisú) mezőt. A háromalkotós rendszert axonometrikusan háromszög alapsíkra (önkényesen felvett alaphőmérsékleti izotermasíkra) merőleges prizmával ábrázolhatjuk, ahol a függőleges tengely(ek) *T* hőmérséklet szerint skálázható(k) *(21.4. ábra)*. Az *A-B* homloklapon jól látszik, hogy a korlátolt elegyedés növekvő hőmérsékletnél csökken (és P_3 pont felett korlátlanul oldódik *A*- és *B*-komponens).



21.4. ábra. Izotermasíkok háromalkotós folyadékrendszerben

Az extrakció műveletét rendszerint atmoszferikus (légköri) nyomáson és „szobahőmérsékleten" hajtjuk végre. Ezért gyakorlatilag elegendő a 20°C-on (vagy ahhoz közeli hőmérsékleten) mért háromszögdiagram, mint izotermasík, a binódával és a konódákkal. Sokszor szükség van az egyensúlyi húr (konóda) interpolált (közbülső) értékére. Ehhez elegendő számú kimért konóda esetén egyszerű segédvonalas szerkesztés révén juthatunk.

Az ismert konódák binódapontjaiból célszerűen tetszőleges párhuzamosokat húzunk a *21.5. ábrán* szemléletett módon. E segédvonalak metszéspontjait összekötő korrelációs görbe segítségével az interpoláció elvégezhető.



21.5. ábra. Interpolációs konódaszerkesztés

Az extrakció legfontosabb műveleti üzemtani jellemzői

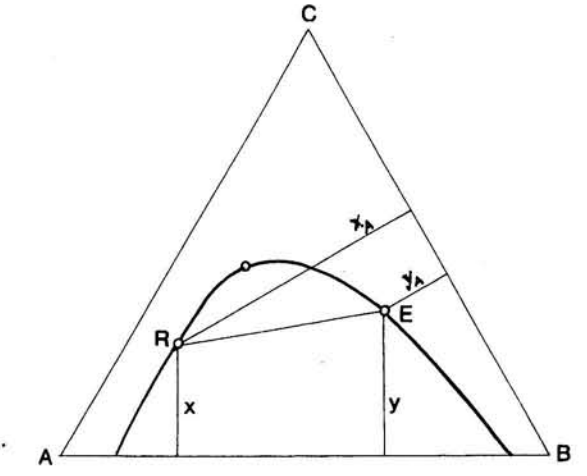
A háromkomponensű folyadékrendszerek fontos fizikai-kémiai jellemzője a Nernst-féle megoszlási hányados. A *21.6. ábrán* vázoltak szerint jól látható, hogy az E extraktum C értékes célanyagtartalma:

$$y = \left(\frac{C}{A+B+C} \right)_{\text{extr}} . \tag{21.1}$$

és az R raffinátumban maradó C anyagtartalom:

$$x = \left(\frac{C}{A+B+C} \right)_{\text{raff}} , \tag{21.2}$$

a háromszögben függőleges magassági szakaszokkal jelezhető. A *Nernst-féle megoszlási hányados:*



21.6. ábra. Szelektivitás

$$b = \frac{y}{x}, \tag{21.3}$$

egyes esetekben jó közelítéssel a teljes kétfázisú mezőben állandó, vagy közel állandó (A b megoszlási hányados állandósága a műveleti számításokat leegyszerűsíti).

Ugyancsak fontos fizikai-kémiai jellemző a *szelektivitás*, másképp szétválasztási tényező. Ennek felírásához a *21.6. ábrán* vázoltak szerint definiáljuk a C-komponens megoszlási hányados analógiájára az A-komponens megoszlási hányadosát is:

$$b_A = \frac{y_A}{x_A}, \tag{21.4}$$

ahol

$$y_A = \left(\frac{A}{A+B+C}\right)_{\text{extr}}, \tag{21.5}$$

az E extraktum A anyagtartalma és

$$x_A = \left(\frac{A}{A+B+C}\right)_{\text{raff}}, \tag{21.6}$$

az R raffinátum A-tartalma.

A két megoszlási hányados aránya:

$$\alpha = \frac{b}{b_A} = \frac{y \cdot x_A}{x \cdot y_A} \tag{21.7}$$

a *szelektivitás,* nagysága a szétválasztás mértékét, „nehézségét" mutatja. Minél nagyobb α, annál könnyebb a szétválasztás. Egyébként α megfelel a desztilláció fejezetében bevezetett relatív illékonyságnak. (Ugyanúgy mint b és b_A a lepárlási fázisegyensúlyi állandónak). Minél nagyobb y és x_A értéke, annál „jobb" a szétválasztás (annál nagyobb α).

Fontos üzemtani jellemző a *folyadékarány:*

$$f = \frac{E}{R}, \tag{21.8}$$

ahol E extraktum és R raffinátum tömege (mennyisége) [kg], ill. tömegárama [kg/s] a készülékben.

A *részesítő hányados* vagy *extrakciós faktor* a megoszlási hányados és a folyadékarány szorzata:

$$K = b \cdot f = \frac{y}{x} \cdot \frac{E}{R} = \frac{Y}{X}, \tag{21.9}$$

ahol $Y = yE$ a C komponens tömege, illetve tömegárama az extraktumban és $X = xR$ a C komponens tömege, ill. tömegárama a raffinátumban.

A folyadék-folyadék extrakciós berendezés fokozatszámának számítása

Bevezető sorainkban már bemutattuk az egyszerű (egyszeri keveredéssel működő) extraktort. Amikor a fokozatszámot számítjuk, három esetet különböztethetünk meg:

a)	f = áll.	és	b = áll.
b)	f = áll.	és	$b \neq$ áll.
c)	$f \neq$ áll.	és	$b \neq$ áll.

a) esetben a számításokat analitikusan elvégezhetjük,

b) esetben a számítást célszerű derékszögű koordináta-rendszerben grafikusan végezni,

c) esetben a számítást a háromkomponensű rendszer háromszögdiagramjában grafikusan végezzük.

Megemlítendő tény, hogy az *a)* és *b)* eset szerinti módszerek egyszerűsítő feltevéseken alapulnak, a *c)* eset szerinti módszer minden esetben használható, általános érvényű.

Egyszerű egyszeri extrakció

a) f = áll. és b = áll.

Az extrakció anyagmérlege:

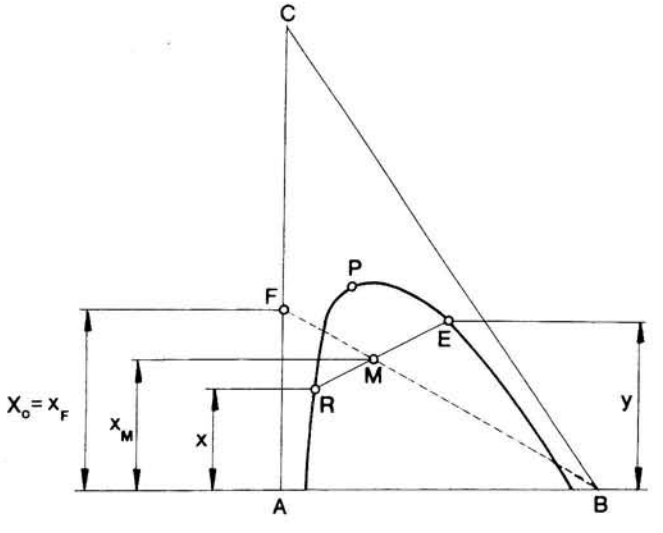
$$F + B = M = R + E \tag{21.10}$$

és a C-komponens részanyagmérlege:

$$Fx_o + By_o = Mx_M = Rx + Ey \tag{21.11}$$

vagyis $x_o = x_F$ a betáplálási és x_M a keverékponti (mixtúra) összetétel.

Ha a B oldószert tisztán (egyéb komponensektől mentesen) vezetjük be, akkor $y_o = 0$.



21.7. ábra. Egyszeri egyszerű extrakció háromszögdiagramban

A *21.7. ábrán* derékszögű háromszöggé transzformáltuk az egyenoldalú háromszöget (sok esetben kényelmesebb és célszerűbb a használata, ugyanis *AC* függőleges és *AB* vízszintes tengely nyújtható és zsugorítható).
Írható továbbá:

$$Fx_F + By_0 = Mx_M = Rx + Ey \tag{21.12}$$

és ha

$$y_0 = 0$$

az x_M ordináta:

$$x_M = \frac{Fx_F}{M} = x_F \frac{F}{F+B}; \tag{21.13}$$

az oldószerszükséglet:

$$B = \frac{F(x_F - x_M)}{x_M}. \tag{21.14}$$

Bevezetjük még az alábbi jelöléseket:

$$\frac{1}{1+K} = p \quad \text{a raffinátum részesítő hányada,}$$

$$\frac{K}{1+K} = q \quad \text{az extraktum részesítő hányada.}$$

Az $y = bx$, $f = \frac{E}{R}$ és $x_F = x_o$ összefüggések alapján a raffinátum koncentrációja

$$x = x_o \frac{1}{1+fb} = x_o \frac{1}{1+K} = x_o p. \tag{21.15}$$

Az extrakció „vesztesége" (maradéka)

$$X = X_0 \frac{1}{1+K} = X_0 p\,. \tag{21.16}$$

Az extrakció nyeredéke

$$Y = X_0 \frac{K}{1+K} = X_0 q\,. \tag{21.17.}$$

Általában

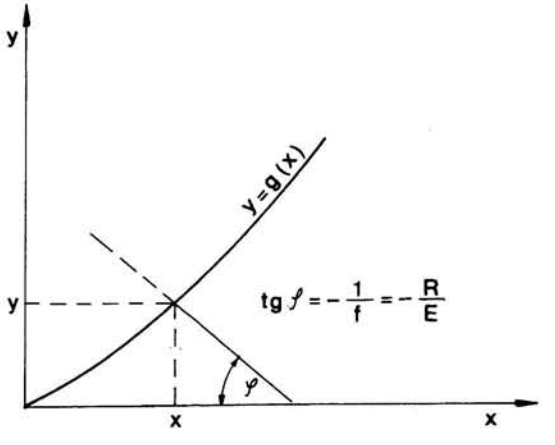
$$X_0 = X + Y \tag{21.18}$$

$$Y = KX \tag{21.19}$$

b) f = áll. és $b \neq$ áll.

Ha a megoszlási hányados változik, a raffinátum- és extraktumfázisok egyensúlyát $y=g(x)$ függvénnyel írhatjuk le és ábrázolhatjuk $y \sim x$ derékszögű koordináta-rendszerben *(21.8. ábra)*.
Az anyagmérlegből, ha $y_0 = 0$

$$y = \frac{1}{f}(x_0 - x) = -\frac{1}{f}x + \frac{1}{f}x_0\,. \tag{21.20}$$



21.8. ábra. Egyszerű extrakció $y \sim x$ diagramban

Ugyanis híg oldatoknál, különösen, ha a raffinátumgörbe ráfekszik vagy közeledik AC oldalélhez, írható $F = R_0 = R$ és így

$$Rx_0 = Rx + Ey. \tag{21.21}$$

c) $f \neq$ áll. és $b \neq$ áll.

Ezt az esetet a *21.1.* és *21.7. ábra* kapcsán már tárgyaltuk. Egyenoldalú háromszöget vagy derékszögű háromszöget használunk a grafikus számításhoz. Az M pont helyzete az *a-P-b* oldhatósági görbe alatti kétfázisú területen belül kell, hogy maradjon.

Többfokozatú keresztáramú extrakció

Az iparban kevéssé, a laboratóriumokban gyakrabban használt extrakciós módszer. Több elnevezése ismert: ha *szakaszos,* úgy egyszerű többszöri (egymás után megismételt) extrakció, amely a raffinátumot veszi ismételt kezelésbe, ha *folytonos*, úgy többfokozatú (egymás után kapcsolt) berendezésben ugyancsak a raffinátumot viszi tovább újabb extrakció céljából. Ezért nevezik többfokozatú egyenáramú extrakciónak. Rövid elnevezése: keresztáramú extrakció.

a) $f =$ áll. és $b =$ áll.

Az egyszerű egyszeri extrakció „veszteségét" (maradékát)

$$X_1 = X_0 \frac{1}{1+K_1} = X_0 p_1 \tag{21.22}$$

egyenletből számíthatjuk.
A többszöri egyszerű extrakció második extrakciójához a kiindulási anyagmennyiség X_0 helyett X_1 lesz és a maradék (veszteség) a második extrakció után

$$X_2 = X_1 \frac{1}{1+K_2} = X_1 p_2 . \tag{21.23}$$

Mivel $f_1 = f_2 =$ áll, így $K_1 = K_2 = K$ és $p_1 = p_2 = p$ és $X_2 = X_0 \frac{1}{(1+K)^2} = X_0 p^2$.

Ezt a gondolatmenetet n-szeri extrakcióig folytatva a többszöri extrakció ún. veszteségképletéhez jutunk

$$X_n = X_0 \frac{1}{(1+K)^n} = X_0 p^n \qquad (21.24)$$

Az egyenletekben szereplő K az egyes extrakciós lépések részesítő hányadosa, tehát a belőle számítható oldószer mennyisége (B_1) csak az egy lépésben felhasznált oldószermennyiséget adja meg. A többszöri egyszerű extrakció teljes oldószerszükséglete tehát:

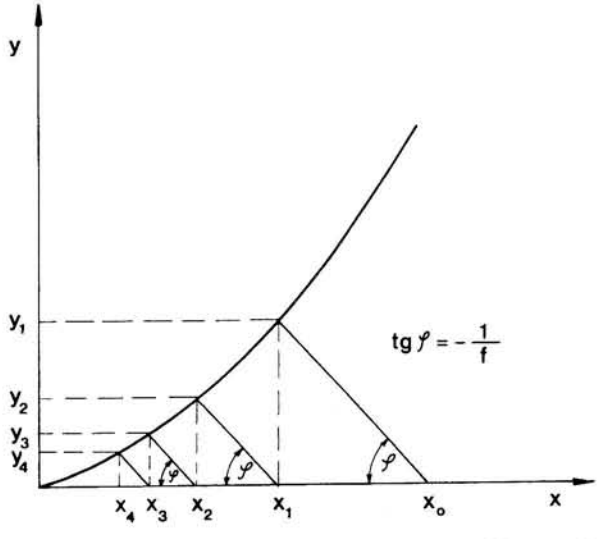
$$B = \sum_{i=1}^{n} B_i = nB_1 . \qquad (21.25)$$

b) $f =$ áll és $b \neq$ áll

Az *21.8. ábrán* vázolt szerkesztést folytatjuk tovább. Ha az oldószeradagok egyformák, azaz pl. $B_1 = B_2 = B_3 = B_4$, akkor a négylépcsős extrakciót az *21.9. ábrán* tanulmányozhatjuk. A szerkesztő egyenesek hajlásszöge $\varphi =$ áll., a szekresztő egyenesek párhuzamosak.

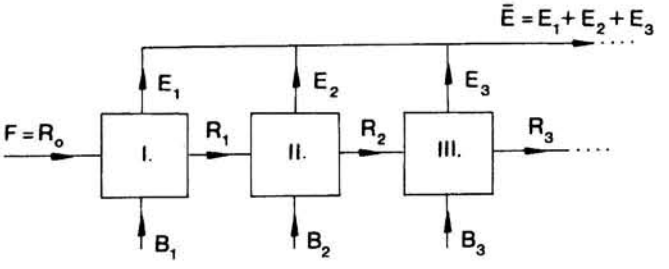
c) $f \neq$ áll. és $b \neq$ áll.

Ha az oldószereadagok nem azonosak, úgy minden szerkesztő egyenes, ill. azok hajlásszöge külön-külön számítandó.

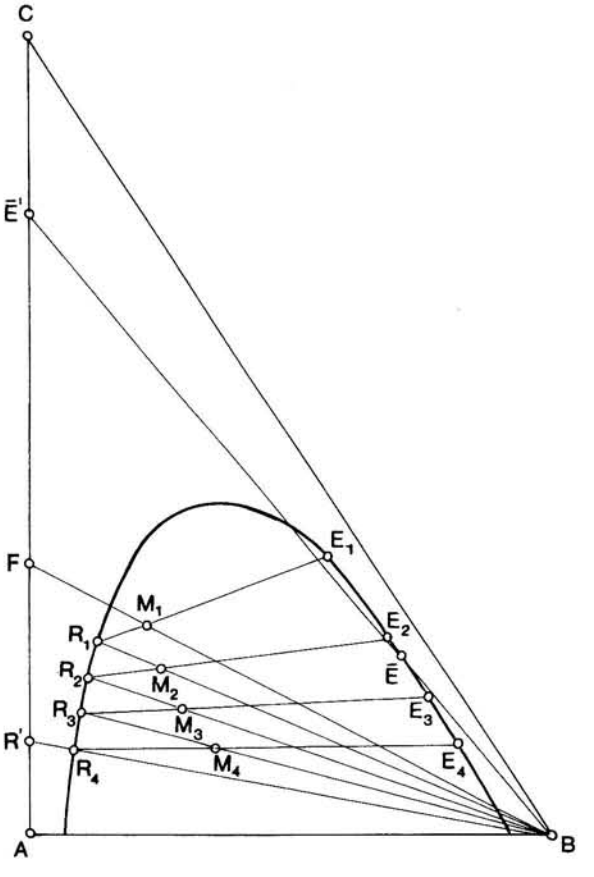


21.9. ábra. Többfokozatú keresztáramú extrakció $y \sim x$ diagramban

A *21.10.* és *21.11. ábra* mutatja a keresztáramú extrakciós kapcsolást, ill. fokozatszám-szerkesztést.



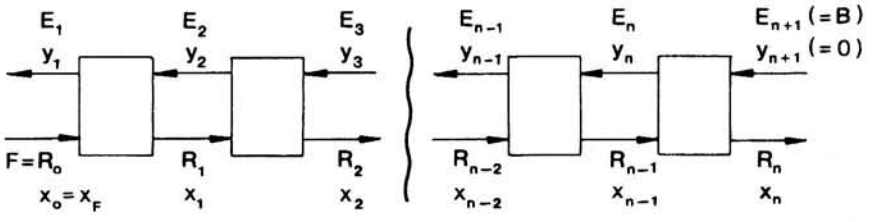
21.10. ábra. Többfokozatú, keresztáramú extraktor kapcsolása



21.11. ábra. Többfokozatú, keresztáramú extraktor háromszögdiagramban

Többfokozatú ellenáramú extrakció

Egymás után kapcsolt extrakciós egységekből áll (természetesen minden egység keverő és ülepítő alegységet foglal magában) az a többfokozatú extrakciós telep (berendezés), amelynek kapcsolási vázlatát a *21.12. ábrán* mutatjuk be.



21.12. ábra. Többfokozatú ellenáramú extraktor kapcsolása

a) *f*= áll. és *b*= áll.

Az egyes lépcsőkre felírható anyagmérlegből tiszta oldószerrel ($E_{n+1}=B$ *és* $y_{n+1}=0$) végzett extrakció „veszteségére" levezethető:

$$X_n = X_0 \frac{K-1}{K^{n+1}-1} \tag{21.26}$$

összefüggés.

Az extrakció nyeredéke:

$$Y_1 = X_0 K \frac{K^n - 1}{K^{n+1}-1}. \tag{21.27}$$

K részesítő hányados mellett az n fokozatszám is kiszámítható:

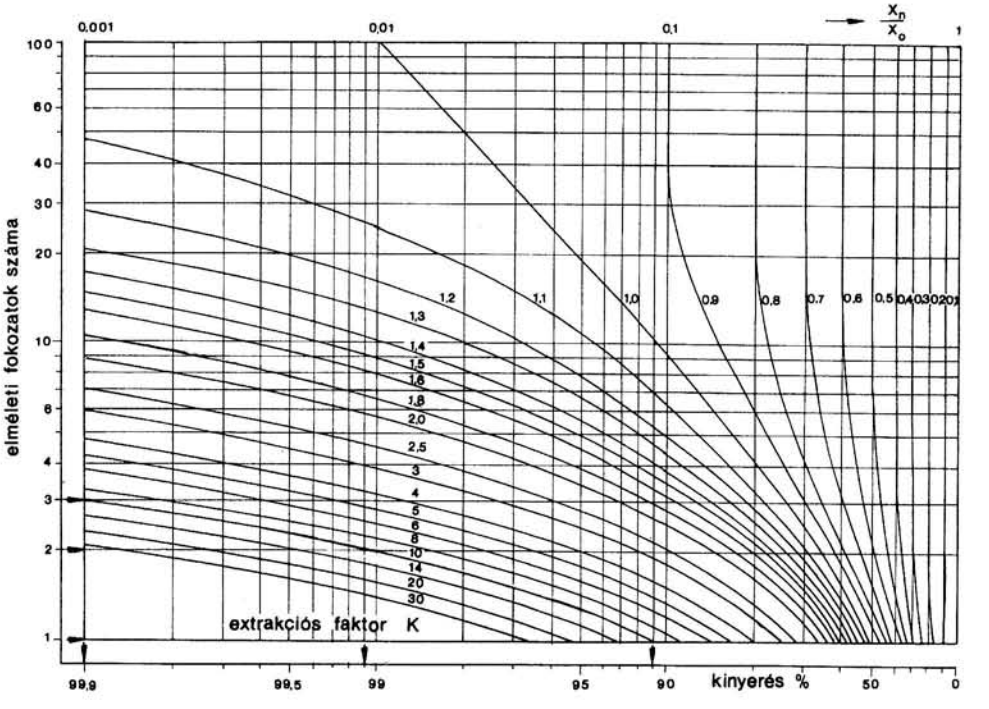
$$n = \frac{\lg\left[\frac{X_o}{X_n}(K-1)+1\right]}{\lg K} - 1 \tag{21.28}$$

egyenlettel (ez az ún. *Kremser–Souders–Brown*-összefüggés) [66].

Ha adott extrakciós veszteség és adott fokozatszám (lépcsőszám) esetén ki kellene számítanunk a szükséges oldószermennyiséget ez nehézségbe ütközik. Ugyanis:

$$\frac{X_n}{X_0} = \frac{K-1}{K^{n+1}-1} \tag{21.29}$$

egyenletből K explicite nem fejezhető ki. Erre vonalsereges nomogram használható. A *21.13. ábra* nomogramjából X_n / X_0 és n a skálákon leolvasható, a K részesítő hányados (extrakciós faktor) értéke a görbeseregen. Ily módon már B szükséges oldószermennyiség is számítható. Az így számolt B a teljes oldószermennyiséget adja (ugyanaz az oldószer halad végig minden egyes lépcsőn).



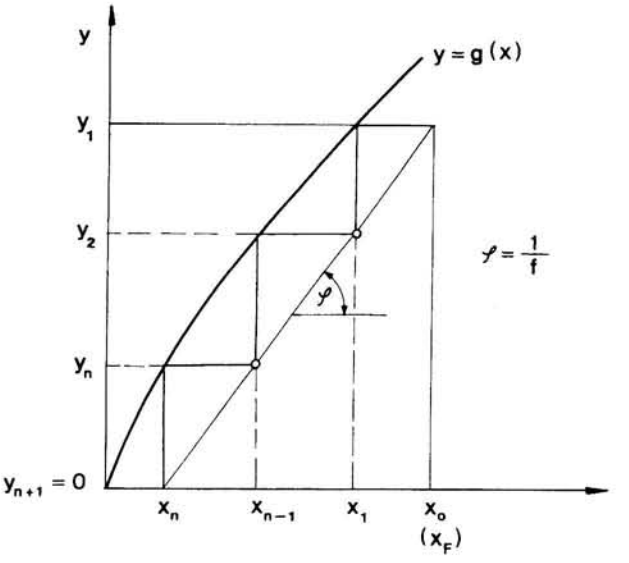
21.13. ábra. Kinyerés ~ elméleti fokozatszám nomogram

Példa a nomogram használatára

Legyen a Nernst-féle megoszlási hányados b = 20; az extraktum/raffinátum fázisarány f = 0 ,5. Igy az extrakciós faktor $K = f \cdot b$ = 10.
Az 1, 2 és 3 elméleti lépcsőhöz tartozó kihozatal 91%, 99,1% és 99,9%. (Tehát a 3 elm. fokozathoz $\frac{X_n}{X_0} = 0{,}001$ tartozik).

b) f= áll. és b ≠ áll.

A szerkesztésben a *21.12. ábrára* is hivatkozva y~x koordináta-rendszert használjuk *(21.14.ábra).*



21.14. ábra. Többfokozatú ellenáramú extrakció $y \sim x$ diagramban

Írhatjuk pl.:

$$R_0 \cdot x_0 + E_1 y_1 = E_n y_n + R_{n-1} x_{n-1} \tag{21.30}$$

$$f = \text{áll.}$$

$$R_0 = R_{n-1} = R$$

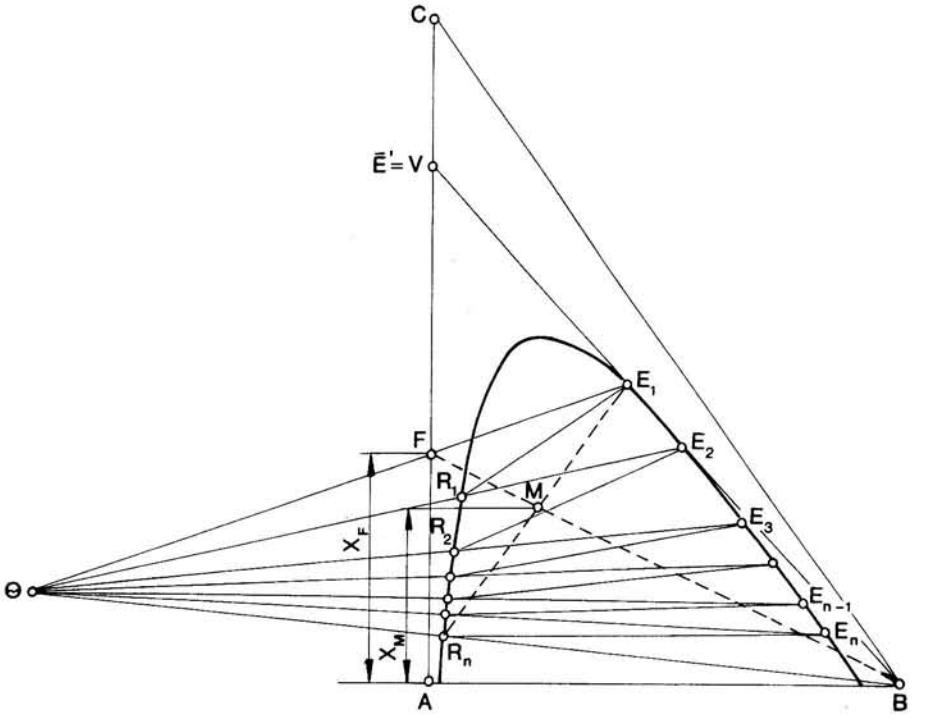
$$E_1 = E_n = E$$

$$y_n = \frac{1}{f}(x_{n-1} - x_o) + y_1 . \tag{21.31}$$

A munkavonal egyenes, amelynek iránytangense $\varphi = \frac{1}{f}$ és átmegy x_0, y_1 (kezdő) ponton. Ha tiszta oldószert használunk, úgy $y_{n+1} = 0$ (és $E_{n+1} = B$).

c) $f \neq$ áll. és $b \neq$ áll.

A lépcsőszámot szerkesztéssel határozzuk meg egyenoldalú vagy derékszögű háromszögben. *(21.15.ábra).*



21.15. ábra. Többfokozatú ellenáramú extrakció háromszögdiagramban

A folytonos ellenáramú többfokozatú extrakció vizsgálatához használjuk a *21.15 ábrát.* A fokozatok itt is magukban foglalhatnak egy keverőedényt és egy ülepítőt. (Egyébként az extrakciót folytonos ellenáramú oszlopban is lejátszathatjuk).

Az 1. fokozatba betápláljuk az F nyersanyagot és 2. fokozatból érkező E_2 extraktumot. Az 1. fokozatból kilép R_1 raffinátum és E_1 extraktum (ez a leggazdagabb C-komponensben).

A 2. fokozatban belép R_1 és most ezt extraháljuk E_3 (oldószerben dús) extraktummal. Kilépő áramok E_2 extraktum és R_2 raffinátum. A fokozatokban időegység alatt állandó folytonos áramok haladnak át. Az utolsó előtti (n-1 sorszámú) extraktumfokozatból kilépő R_{n-1} raffinátumot az utolsó n-edik fokozatba visszük. Ugyanide tápláljuk a tiszta (friss) B oldószert is, állandó áramban. A n-edik fokozatból kilép E_n extraktum és a végső raffinátum R_n.

Hogy mekkora legyen végül is az elmenő R_n raffinátumban a C-tartalom, ezt a technológiai előírás szabja meg.

Adva van a technológiai előírásokban tehát R_n értéke, továbbá ismert F feldolgozandó mennyisége (kg/h) és összetétele (x_F), amit a *21.15. ábra* ordinátáján leolvashatunk, ez a C-tartalom a nyersanyagban. Meg kell határozni az alkalmazandó oldószeráramot: B (kg/h). Ez a három mennyiség E_1 extraktumot is megadja. A fő anyagmérleg tehát:

$$F + B = M = R_n + E_1 . \tag{21.32}$$

Ezt az egyenletet a *21.15. ábrán* két szaggatott vonal jelképezi. A keverékpont: M itt a teljes berendezés látszólagos mixtura pontja. Ennek C-tartalma az ordinátán leolvasható x_M.

A C-komponens anyagmérlege is felírható. Ha F pontot B-vel összekötjük, M pont ezen az egyenesen fekszik:

$$F + B = M . \tag{21.33}$$

Írjuk ezt fel C részanyagmérlegében, ha a tiszta oldószer (B) nem tartalmaz C-komponenst:

$$Fx_F = Mx_M . \tag{21.34}$$

Ha az egész berendezésre is felírjuk a részanyagmérleget

$$Fx_F = R_n x_n + E_1 y_1 = Mx_M . \tag{21.35}$$

Az x_M ordinátametszék és ezzel együtt M pont is meghatározható:

$$x_M = \frac{Fx_F}{M} = \frac{Fx_F}{F + B} \tag{21.36}$$

képletből.

A diagramon M pont összegpont. Ha F-et és B-t összekötjük, ez az M pont az összekötő egyenesen belül az F és a B pont között foglal helyet.
A berendezésnek van azonban egy érdekes látszólagos különbségpontja is. A berendezés két végén kilépő folyadékáramok különbsége állandó. Ez minden egyes fokozaton is igaz. Tehát az egymással szemben haladó áramok *különbsége* az egész berendezésben végig *állandó.*
Egyenletben:

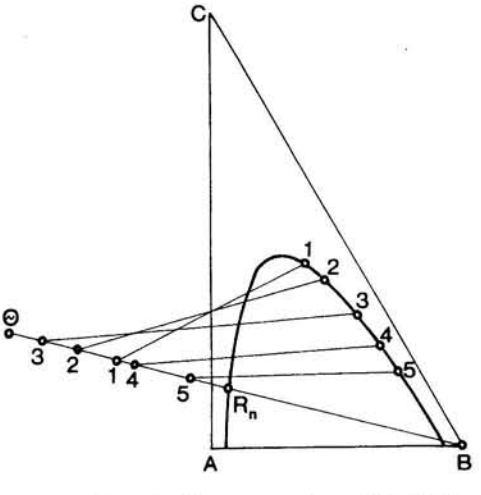
$$F - E_1 = R_1 - E_2 = \ldots = R_n - B = \text{állandó} = \Theta \qquad (21.37)$$

A különbségpont Θ pont: a szerkesztési póluspont.
A póluspont olyan külső pont, amelyen minden munkavonal átmegy. A munkavonalak sorban: E_1 és F pontokat összekötő egyenes meghosszabbítása, az E_2 és az R_1 pontokat összekötő egyenes meghosszabbítása stb., végül az R_n és a B pontokat összekötő egyenes meghosszabbítása.

A Θ póluspont nem vehető fel tetszés szerint. A munkavonalakat ui. a póluspontból kell húznunk. A konódák helyzetét viszont semmiképpen nem mi döntjük el, adott oldószernél ez már eleve megszabott.

A szükséges fokozatszámot a konódák és a munkavonalak együttesen szabják meg. A szerkesztéshez Θ póluspontra szükségünk van. A póluspontot célszerű úgy kijelölni, hogy a B csúcspontot összekötjük R_n ponttal és ezt az egyenest kellően meghosszabbítjuk.

A Θ póluspont rajta fog feküdni ezen az egyenesen. Ezek után az ismert fekvésű konódákat sorra meghosszabbítjuk. Ezek a Θ–R_n-B egyenest különböző pontokban metszik. A legkülső metszésponttól balra vesszük fel a póluspontot *(21.16. ábra).* (Ha valamelyik konóda a Θ póluspontól balra metsződne, képtelenek lennénk véges számú fokozattal extrahálni).
A szerkesztés menete:
az F pontot összekötjük póluspontal. E vonal meghosszabbítása az oldhatósági görbén kimetszi E_1 extraktumot. Az E_1 ponthoz tartozó konóda kimetszi R_1 raffinátumot. Kössünk össze R_1 pontot a Θ póluspontal és hosszabbítsuk meg az egye-



21.16. ábra. A póluspontszerkesztési eljárás

nest. Az oldhatósági görbén ez kimetszi E_2 pontot. Az $\overline{E_2R_2}$ konóda adott. Az újabb munkavonal: ~ R_2 meghosszabbítása. Ezt kimetszi E_3 pontot stb.

Az oldószermentes végső extraktum a $\overline{BE_1}$ egyenes meghosszabbításán fekszik : $\overline{E'} = V$ pont.

Üzemtan

A folyadék-folyadék extrakció legfontosabb kiviteli és üzemmódja az ellenáramú oszlop. Az oszlop alján a könnyebb (kisebb sűrűségű) folyadékot, tetején a nagyobb sűrűségű (nehezebb) folyadékot vezetjük be. A könnyebb folyadék lehet akár az oldószer (B) és lehet akár a kiinduló ($F=A+C$) anyag és ugyanígy értelemszerűen a nehezebb folyadék is lehet az F, ill. a B. Az oszlop tetején vezetjük el a könnyebb fázist (ez lehet az E és lehet az R), az alján a nehezebb fázist.

A két bevezetett folyadékfázis közül az egyik az összefüggő folytonos (continuus) fázis, a másik a benne eloszlatott diszpergált fázis lesz. A diszpergált fázis *cseppek* formájában oszlik szét a diszperzióban. A folyadék-folyadék rendszer így *emulziót* képez. A folytonos fázist c index-szel, a szétoszlatott fázist d index-szel jelöljük. A cseppek rendszerint nem teljesen azonos méretűek és alakúak. Az ideális az lenne, ha minden csepp gömb alakú lenne és azonos átmérőjű. Adott térfogatra (térfogatrészre) vonatkoztatva a cseppek száma, ezen cseppcsoport méreteloszlása nagyban befolyásolja az extrakciót. Természetesen mindkét fázis mozog, áramlási sebességüket vizsgálhatjuk átlagolva (közepes sebesség) és vizsgálhatjuk az egyes cseppek mozgását (bizonyos cseppcsoportok mozgását) külön is.

Folyadékcseppek ülepedését első közelítésben a *Stokes*-törvénnyel számíthatjuk:

$$u_s = \frac{(\rho_d - \rho_c) g d^2}{18 \eta_c} = \frac{\Delta \rho g d^2}{18 \eta_c} \quad \text{[m/s]}, \tag{21.38}$$

ahol ρ sűrűség
d cseppátmérő
η dinamikai viszkozítás.

Az indexek: d diszpergált és c folytonos fázis (c index a latin continuus szóra utal).

A folyadékcseppeknek egy másik folyadékban való mozgásánál a folytonos közeg viszkozitásán kivül a diszpergált fázis viszkozitását is figyelembe veszi a *Rybczynski–Hadamard*-törvény:

$$u_{RH} = \frac{3\eta_d + 3\eta_c}{3\eta_d + 2\eta_c} u_s \quad \text{[m/s]}. \tag{21.39}$$

Alapvetően két egymástól erősen különböző részművelet játszódik le az extraktorban, illetve az extraktor megfelelő térrészeiben (elemeiben). Az első, a két fázis erőteljes érintkeztetése, *összekeverése* (emulzióképzés). Az anyagátadás (tömegátadás = mass transfer) alapkövetelménye az, hogy a diszpergált fázis cseppjei lehetőleg nagy összfelületen és gyorsan érintkezzenek a folytonos fázissal. A kivonni kívánt *C*-komponens minél inkább hozzáférhető legyen.

A második részművelet az emulzióképződéssel ellentétes, a diszperzió szétülepedése a cél. A cseppeknek egymásra kell találniuk, össze kell olvadniuk. Ez a jelenség a *koaleszcencia*. Vagyis az a cél, hogy az egymásban eloszlatott fázisok külön-külön térrészbe „vonuljanak", szétrétegződjenek.

Az ellenáramú korszerű oszlopokban ez a két részfolyamat egy-egy oszloprészben (térfogati egységben) megy végbe, miközben mindkét bevezetett folyadék végigmegy (ellenáramban) az oszlopban.

Oldószerek

A műveletet tervező és üzemeltető mérnök számára elsőrendű feladat a kiinduló anyag értékes komponensének (komponenseinek) kinyerésére műszakilag és gazdaságilag legjobb *oldószer* kiválasztása.

E. MÜLLER szerint az oldószert nem a szerves vegyületek kézikönyveiben kell keresni, hanem jobb a gyártó cégek oldószer-katalógusait használni [113]. A legfontosabb adatok a forráspont, a sűrűség, a viszkozitás, a felületi feszültség és természetesen a hozzáférhetőség. A termikus stabilitás (vagyis a hőhatásra bekövetkező bomlás elkerülése) szintén fontos szempont.

Az eredeti kiinduló anyag fizikai tulajdonságai adottak, azon változtatni nem tudunk. Ám az oldószer kiválasztásánál nemcsak a fizikai-kémiai statikus (megoszlási) tulajdonságokat, hanem a fizikai jellemzőket is figyelembe kell vennünk.

Természetes, hogy olyan *B* oldószert kell választanunk, amely az *F* kiinduló anyag *C*-komponensét oldja, viszont az *A*-komponenst egyáltalán ne oldja, vagy csak korlátoltan. A kialakuló *E* extraktumfázist és az *R* raffinátumfázist tehát nemcsak a *Nernst*-féle megoszlási hányados és a szelektivitás, hanem a két fázis sűrűsége (és így $\Delta\rho$ sűrűségkülönbsége), továbbá viszkozitása, diffúziós tényezője és végül a határfelületi feszültség is jellemzi.

Ez utóbbiak a szerkezetre és az üzemmódra is kihatnak. A szakirodalom egységes abban, hogy a $\Delta\rho$ sűrűségkülönbség legyen minél nagyobb, a viszkozitások lehetőleg kis értékűek legyenek. A σ felületi feszültség megítélésében a szakirodalom nem egységes.

R. E. TREYBAL szerint a nagy felületi feszültség megkönnyíti az emulziók szétválasztását, viszont megnehezíti az egyik fázisnak a másikba való diszpergálását. Rendszerint a szétválás a fontosabb szempont, ezért a felületi feszültség lehetőleg nagy legyen.

ROSEMARIE BERGER és munkatársai szerint viszont nagy felületi feszültségű rendszer szemben a kis felületi feszültségűvel, akár 10-szer, 12-szer nagyobb oszlopmagasságot igényel ugyanazon elméleti fokozatszám megvalósításához. Ehhez tartozik, hogy az oldószer kiválasztása nemcsak a felületi feszültséget, hanem az előbb említett többi fizikai állandót is meghatározza, vagyis különállóan csak a felületi feszültséget megválasztani a többitől függetlenül nem lehet.

BERGER kísérletében ugyanazon szerkezetű oszlopokat használt toluol ~víz ~ aceton (σ = 36,1 mJ/m^2 felületi feszültség) és butanol ~ víz ~ borostyánkősav (σ = 1,8 mJ/m^2 felületi feszültség) extrakciós rendszerekben. A 20-szor nagyobb felületi feszültség 12-szer hosszabb oszlopot jelent. Beruházási szempontokból tehát a kis felületi feszültséget biztosító oldószert célszerűbb választani.

Szerkezetek áttekintése

A folyadék-folyadék extraktorokat szerkezetük és működésük alapján négy főcsoportba lehet sorolni:

1. extrakciós oszlopok
2. centrifugális extraktorok
3. Graesser-extraktor
4. keverő-ülepítő alegységekből felépített mixer-settler készülékek (szekrények).

Ezek közül a leginkább elterjedtek és legtöbb típusba és altipusba sorolhatók az extrakciós oszlopok.

Az extrakciós oszlopok főbb típusai:

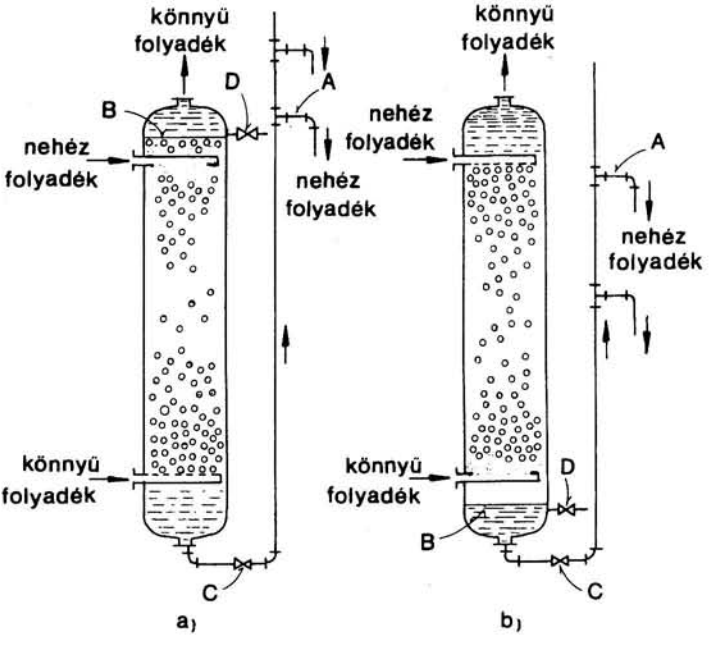
a) külső mechanikai energia hozzávezetése nélküli *egyszerű* oszlopok,
b) forgóelemes (keverőszerkezetes) oszlopok,
c) alternáló mozgású elemekkel ellátott *lengetett* vagy köpülő extrakciós oszlopok,
d) pulzációs vagy folyadéklüktetéses oszlopok.

Egyszerű extrakciós oszlopok

A mechanikai (külső) energiabevezetés nélküli extrakciós oszlopok nagyon egyszerűek ugyan, de kevéssé hatékonyak. A cseppeloszlásra és a felületmegújulás elősegítésére kevés eszköz áll az üzemeltető rendelkezésére. E csoportba sorolható a permetező, a terelőlemezes, a szitatányéros és a töltött oszlop.

A permetező oszlop önmagában „üres" függőleges cső, ahol a nehéz és/vagy könnyű folyadék bevezetésére szolgáló cseppképző szerkezet, ill. elosztó szerkezet talán az egyetlen, amellyel úgy ahogy „kézben tartható" a működtetés. A két folyadék (szétválasztandó elegy és oldószer) bevezetésén kivül gondoskodni kell a „tisztult", azaz szétülepedett nehéz és könnyű folyadék kivezetéséről is. Az oszlop nagy részét a diszpergált fázis és az összefüggő fázis érintkeztetésére használják, míg az oszlop felső vagy alsó részén gondoskodnak a két fázis szétrétegződésének, határfelszínének (koaleszcens interfaciális sáv) kialakításáról.

A *21.17. ábra a* részén vázolt oszlopban a nehéz folyadék leszálló sebessége kisebb kell, hogy legyen, mint a könnyű folyadék cseppjeinek felszálló



21.17. ábra. Egyszerű permetező extraktorok
a – a könnyű folyadék a diszpergált fázis, b – a nehéz folyadék a diszpergált fázis

sebessége. Ellenkező esetben a könnyű folyadék cseppjeit a nehéz folyadék magával ragadja és elviszi.

A könnyű folyadék (amely a sűrűségtől függően lehet akár oldószer, akár kiinduló elegy) alul megfelelően kiképzett eloszlató (diszpergáló) nyílásokkal ellátott szerkezeten keresztül lép be az oszlopba. A cseppek a lefelé áramló nehéz (folytonos) fázissal szemben felfelé áramlanak ellenáramban.

Ez a diszpergált fázis (az extrakciós anyagátmenetet többé-kevésbé elvégezve) az oszlop legtetején különül el a másik fázistól, megtörténik a szétülepedés, a cseppek összeolvadnak és fent már összefüggő könnyű fázis helyezkedik el, amelyet az oszlop tetején elvezetünk. A nehéz folyadék az oszlop aljáról a függőleges csatlakozó cső A jelű leágazásán át távozik *(21.17. ábra . rész)*. A nehéz folyadék össznyomása a cső tetején, a leágazásnál egyensúlyt tart az oszlopban levő nehéz és könnyű folyadék által képviselt nyomással.

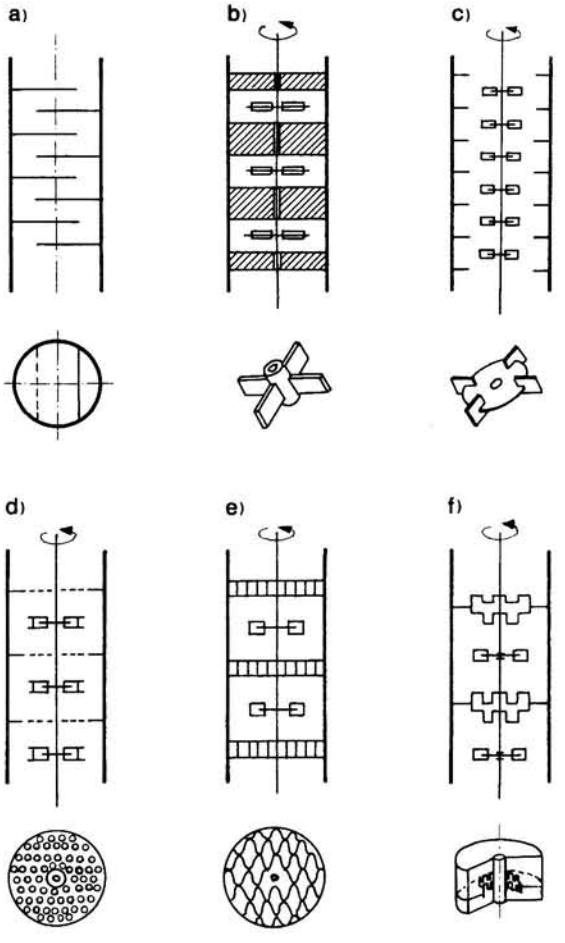
Ez azt jelenti, hogy a fázisokat szétválasztó *B* jelű határfelület a *21.17.a ábrán* vázolt, kívánt helyzetű lesz. A határfelületi vonal (sáv) helyzete a leágazó *A* cső feljebbvitelével (is) szabályozható, de kielégítőbben oldható meg a szabályozás a *C* jelű szelep segítségével, amelyet a határfelületi vonalat (sávot) érzékelő szintszabályozó működtet. Az oszlop tetején lévő *D* jelű csapot időnként ki kell nyitni, hogy a határfelületi sávban felgyűlő, a diszpergált cseppek tömörülését (koaleszcenciáját) akadályozó habot és/vagy porszemeket eltávolítsuk.

Az *21.17. ábra b részén* olyan a permetező oszlop, ahol a leágazó *A* cső lejjebb van és a *C* szelep megfelelő nyitása révén mind a *D* csap, mind a fázishatárfelület az oszlop alján van. Ebben az esetben a felül bevezetett nehéz folyadék lesz a diszpergált fázis, így az eloszlató szerkezetet felül kell elhelyezni.

A permetező oszlop bármennyire egyszerű és olcsó, a hatásfoka nagyon kicsi. A folytonos fázis úgyszólván szabadon bolyonghat az oszlopban. Nagyobb átmérőjű oszlopban a visszakeveredés és visszaáramlás, a valódi ellenáram torzul, a hatásfok csökken. Célszerű a magasság/átmérő arányt növelni, több párhuzamosan kapcsolt karcsú oszlopot vagy függőleges belső rekeszfalakat alkalmazni.

Terelőlemezes oszlopok

A *21.18. ábra* a részén terelőlemezes oszlopot mutat be, amely jobbos-balos egyforma szegmenseket tartalmaz. Az egyszerű, üres permetező oszlopoknál fellépő folyadék-bolyongást a terelőlemezes szerkezet csökkenti. Hatásfoka kicsi (< 0,1 elméleti fokozat lemezközönként). A lemezek közti távolság 0,1...0,15 m.



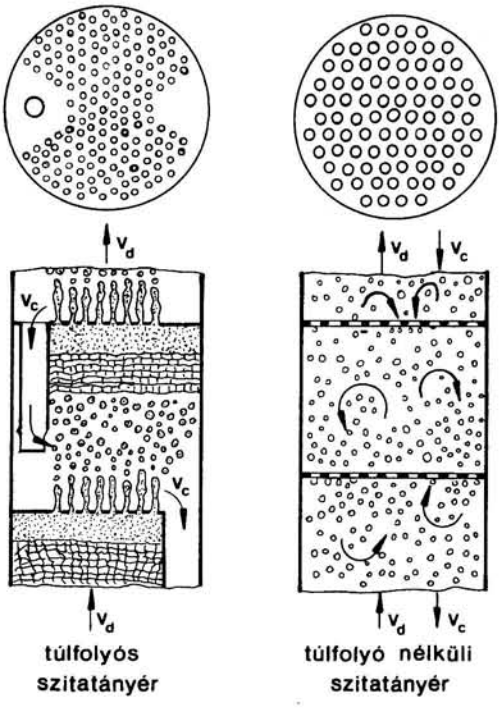
21.18. ábra. Extrakciós oszloptípusok
a – terelőlemezes, b – Scheibel-oszlop, c – Mixco-oszlop, d – Kühni-oszlop, e – EC-oszlop, f – RZE-oszlop

Szitatányéros oszlopok

A szitatányéros (perforált lemezes) oszlopok eléggé elterjedtek, de megítélésük nem egységes.

Ahogy a desztilláló (lepárló-, rektifikáló-) oszlopoknál láttuk, itt is lehet *túlfolyós* és *túlfolyó nélküli* tányéros oszlopokat alkalmazni. A kétféle tányér szerkezetét és működésmódját (üzemmódját) vázoljuk a *21.19. ábrán.*

A túlfolyós szitatányéros oszlopban a könnyebb folyadék cseppjei (a tányér furatain átlépve) szétoszlanak a nehezebb folyadék lefelé haladó össze-



21.19. ábra. Szitatányérok extrakcióhoz
a – túlfolyó, b – túlfolyó nélküli

függő áramában. A folytonos fázist a túlfolyóban vezetjük felülről lefelé, tányérról tányérra. A könnyebb fázis cseppjei összeolvadnak és a tányér alatt kitisztult összefüggő réteget képeznek.

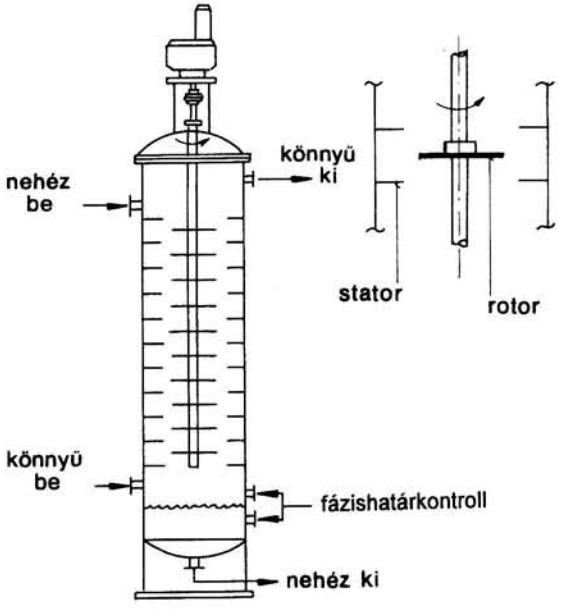
HIRSCHMANN szerint kis felületi feszültségű elegyeknél a túlfolyós szitatányéros oszlopot nem célszerű alkalmazni, e célra jobb a túlfolyó nélküli tányéros oszlop. A túlfolyó nélküli szitatányéros oszloppal HIRSCHMANN behatóan foglalkozott. Kísérleteinél 6 mm lyukátmérőt és 54% szabad nyílás keresztmetszetű dual-flow tányéros oszlopot használt. Megfigyelései szerint két tányér közötti térben erős gomolygású konvekciós „cellák" keletkeznek. A diszpergált és összefüggő fázis felváltva áramlik át a lyukakon.

Töltött oszlopok

Töltött oszlopokat nemcsak a lepárlás és az abszorpció műveleteinél, hanem a folyadék-folyadék extrakciónál is gyakran használnak. A hagyományos töltelékek mellett újabban a Sulzer cég bevezette a rendezett sztatikus keverőelemes oszlopokat is. (V.ö.: 8. fejezet)

Forgóelemes (keverős) extrakciós oszlopok

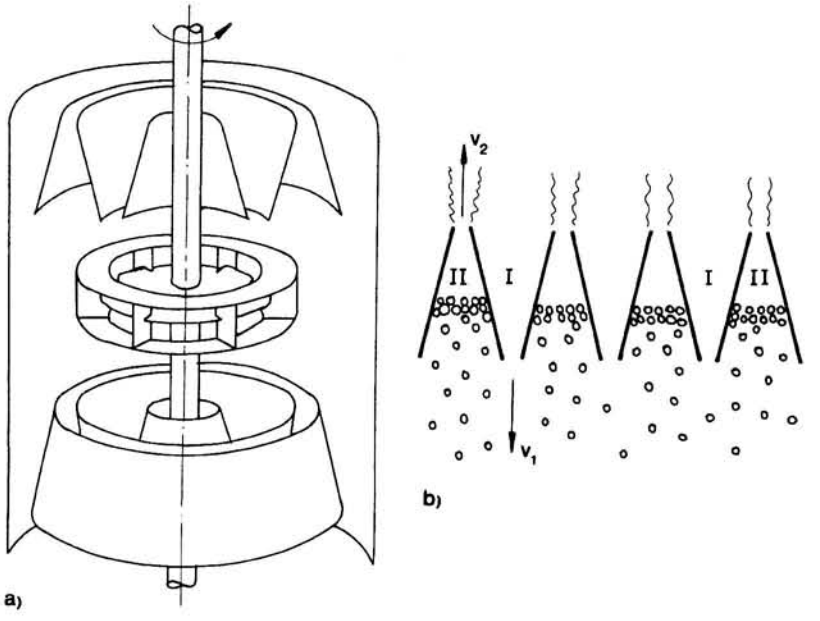
Legtöbb esetben középpontba helyezett függőleges tengelyűek. Ezt a tengelyt felülről (motorral/hajtóművel) forgatják. A tengelyre egymástól meghatározott távolságra több sík korongot, vagy lapátos keverőt, vagy turbokeverőt szerelnek. A keverő (rotor) a fix, merev státorlemezek által határolt ún. kamrák (vagy cellák) közepén, féltávolságban helyezkedik el.



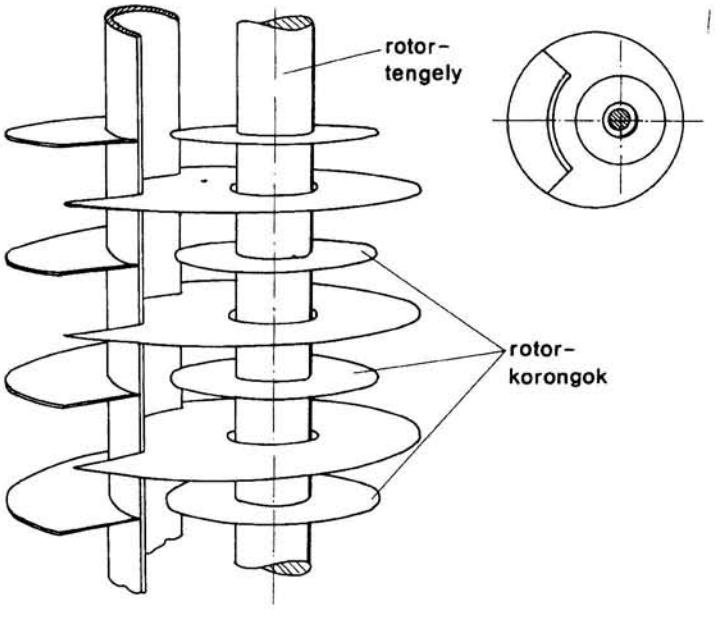
21.20. ábra. RDC-oszlop

A státor általában merev (fix) gyűrű, belső nyílása meghatározza az oszlop szabad átömlő keresztmetszetét. A legegyszerűbb forgóelemes készülék RDC, (rotating disc contactor). Többnyire egyszerűen szerelhető a keverős tengely (a forgótárcsa átmérője kisebb mint a státorgyűrű belső átmérője) *21.20. ábra.*

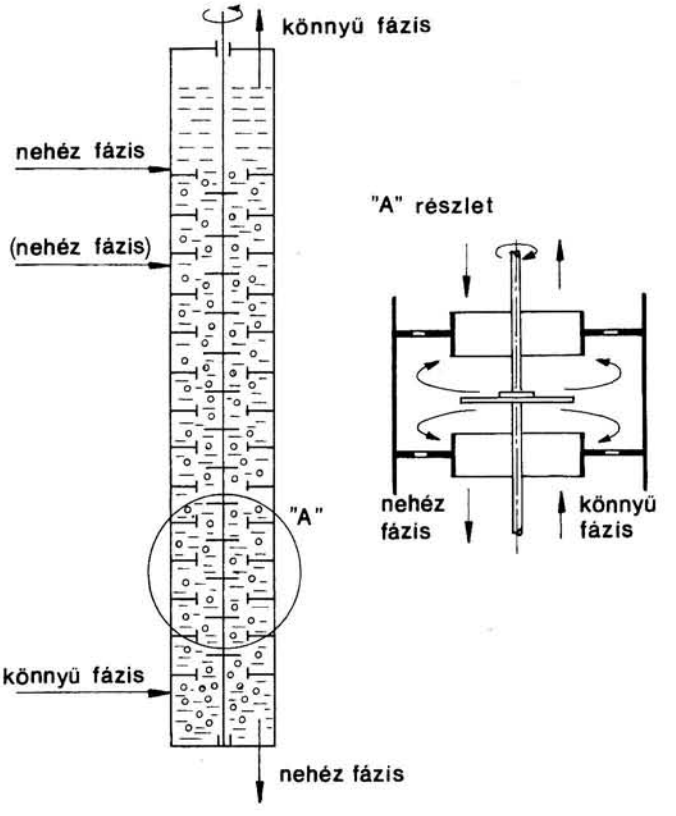
A *21.18. ábrán* vázoltuk a Scheibel-(b), Mixco-(c), Kühni-(d), EC-(e) és RZE-(f) keverős extraktorokat. A *21.21. ábra* az SHE-oszlop. Itt *a* ábrarész a felmetszett oszloprész szerkezete, kúpos terelőkkel, a *b* ábrarészen a cseppképződést és a koaleszcenciát magyarázzuk. A keverős extraktorok különleges csoportja az ARD-extraktor, ahol a függőleges tengely nem centrikus, hanem külpontos (aszimmetrikus) helyzetű. A státor három részes: egy nagyobb és egy kisebb gallérszerű vízszintes síklemez, melyek közül a kisebb gallér a forgótárcsával azonos síkban helyezkedik el. A harmadik merev elem a két gallért elválasztó kisebb ívű függőleges lemez *(21.22. ábra).*



21.21. ábra. SHE-oszlop
a – szerkezet, b – működési vázlat



21.22. ábra. ARD-oszlop

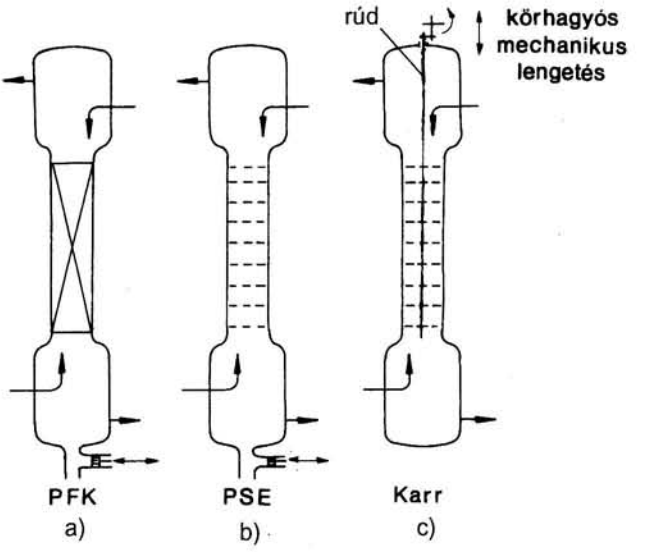


21.23. ábra. Belső terelőcsöves (BTC) oszlop

A BTC belső terelőcsöves forgótárcsás Takács-féle extraktor egy jellegzetes forgóelemes típus [21]. Az oszlopot cellákra, fokozatokra osztja a státorgyűrű. Ezt az álló gyűrűt több helyen koncentrikus kör mentén furattal látják el (kismértékű áthatolási lehetőség mindkét fázis számára). A gyűrűhöz rövid belső terelőcső csatlakozik *(21.23. ábra)*.
Két státorgyűrű között középen az oszlop forgó függőleges tengelyére szerelt tárcsa (rotor) biztosítja a folyadékok erőteljes keverését és a cseppképzést.

Lengetett lemezes oszlop

A Karr-féle oszlop függőleges rúdjára több azonos méretű (a belső oszlopátmérőnél valamivel kisebb átmérőjű) perforált síklemezt (szitatányért) szerelnek. Elvileg ez is túlfolyó nélküli szitatányéros oszlop. Itt viszont az egész



21.24. ábra. Pulzált és lengetett extraktorok
a – PFK (pulzált töltött oszlop), b – PSE (pulzált szitatányéros oszlop), c – Karr (lengetett lemezes oszlop)

tányérköteget fel-le mozgatják: lengetik egy felül kívül elhelyezett körhagyós (excentertárcsás) hajtóművel. A tányérokon a szokásos lyukméret 8...16 mm (Otto York adata), *(21.24. ábra c rész)*

Pulzált (lüktetéses) oszlopok

A pulzált oszlopok fő típusa a túlfolyó nélküli szitatányérokkal szerelt folyadéklüktetéses extraktor *(21.24. ábra b rész)*.
A forgóelemes (keverős) extraktorok egyik hátránya az, hogy a rotor keverő hatása a periférián lényegesen nagyobb, mint a középen (centrumban). Ez különösen nagyobb átmérőknél érvényesül: nem egységes a keveredés és a cseppmozgás. Ezt a hátrányt a pulzáció kiküszöböli és az áramlásokat, folyadékmozgásokat egyenletesebbé teszi. A pulzált szitatányéros oszlopok üzemtani jellemzői alig térnek el a lengetett lemezes Karr-féle oszlopok jellemzőitől. Nemcsak szitatányéros oszlopoknál, de töltött oszlopoknál is lehet az egyik folyadékáramra lüktetést rávinni *(21.24 ábra a rész)*. Így többek között a Sulzer cég ajánlja a pulzált sztatikus keverőelemes töltelékes oszlopokat.

Pulzációs rezgőnyelves oszlop

A legújabb magyar extraktortípus a pulzációs rezgőnyelves (PULSEX) oszlop [4]. Ennek tányérjai merev és rezgőnyelvként kialakított rugalmas fűrészfogas lemezszerkezetek. Az oszlopban a folyadékok ellenáramban haladnak és a folyadékra külső pulzátor beiktatása révén lüktető mozgás szuperponálódik. A pulzáció hatására a rugalmas rezgőnyelvek szapora lengést végeznek, ezáltal az egyik folyadékfázisnak a másikba (a folytonos fázisba) történő diszpergálását hatásosan előmozdítják. Az intenzív érintkezés következtében a közegek közötti anyagátadás igen hatékony.

A pulzációs rezgőnyelves extraktor vázlata a *21. 25. ábra a* része. A merev és rugalmas lemezből összetett tányért a *21. 25. ábra b* része mutatja. A *21. 25. ábra c* része a rezgőnyelvek működését vázolja. A pulzációs rezgőnyelves extraktor nemcsak a hagyományos „tiszta" folyadék-folyadék extrakció esetén, hanem a szilárd anyaggal „szennyezett" folyadékoknál, illetve a natúr, biomasszát tartalmazó fermentleveknél is eredményesen alkalmazható. A Richter Gedeon gyárban kifejlesztett PULSEX-oszlopokkal sikerült a nagyságrendileg drágább extrakciós centrifugákat kiváltani.

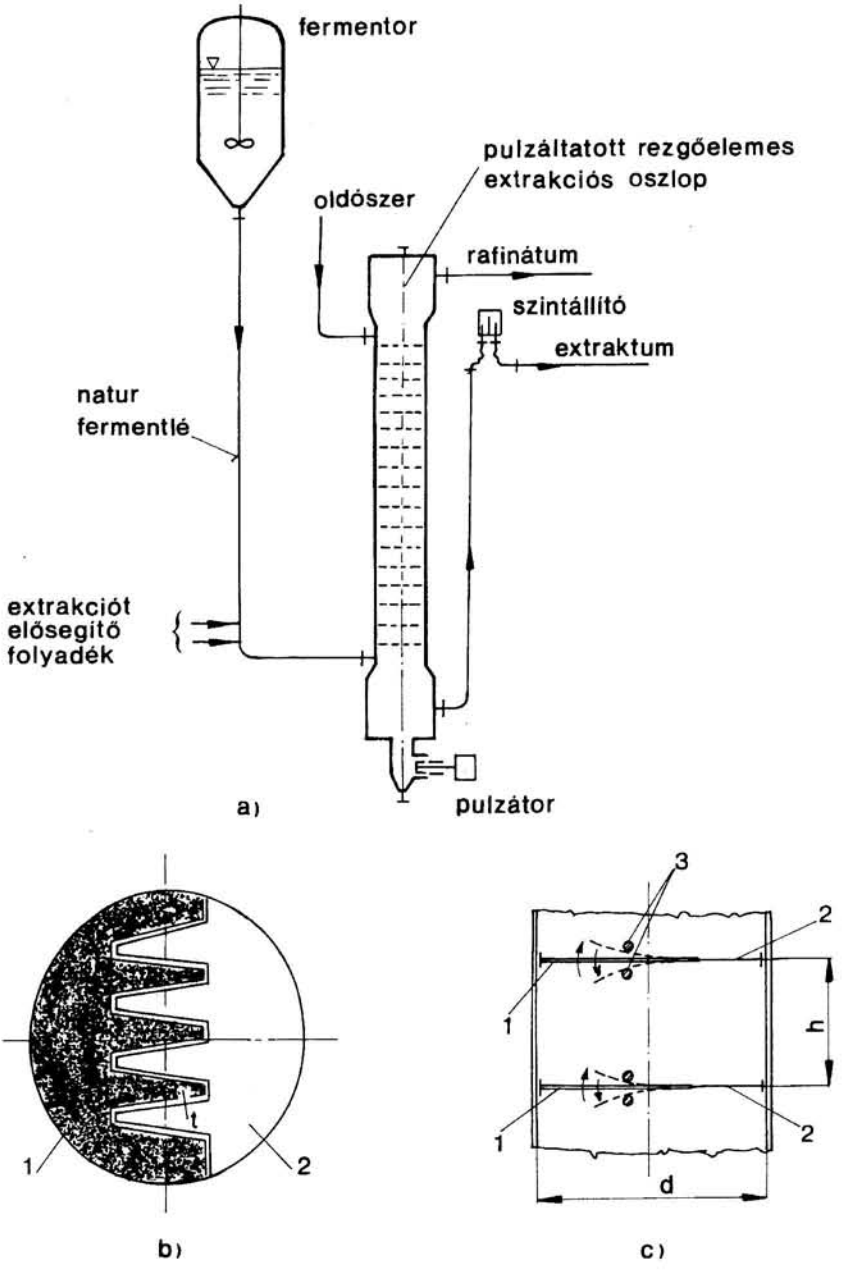
Centrifugális extraktor

A centrifugális extraktorok közül a Podbielniak, a Qunadronic, a Robatel és a Westfalia cég készülékeit (gépeit) említjük. W. J. PODBIELNIAK eredeti centrifugális extraktora vízszintes (forgó) tengelyre szerelt olyan forgórészből állt, amely több helyen lyukasztott, spirálisan tekercselt lemezből készült. A *spirális* által meghatározott csigavonaljáratokban halad a két folyadék *ellenáramban.* Első ipari alkalmazási területe antibiotikumok extrakciója volt. Az alkalmazási terület később kibővült.*

A *21.26. ábra* a Podbielniak-extraktor leegyszerűsített elvi vázlata. Az újabb Podbielniak-extraktornál spirális helyett koncentrikus gyűrűket használnak. Egy adott Podbielniak-gép 18 koncentrikus gyűrűt tartalmaz. (Kisebb készülékeknél a forgórészt két összeillő tárcsából munkálják ki). A gyűrűpalástokon 180°-onként 1...3 mm méretű nyílások vannak. Az egymás után következő gyűrűkön a nyílások 90°-ra elforgatva helyezkednek el egymáshoz képest. A nehéz folyadék tömszelencén keresztül jut be a forgórészbe és a tengelyhez közel lép be az extrakciós térbe.

---

* Fejes Gábor: Centrifugálás, Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1967. (105p.)
Barson-Beyer: Characteristics of a Podbielniak Centrifugal Extractor
Chem.Eng. Progr. 49 (1953)5., 243-252 p.

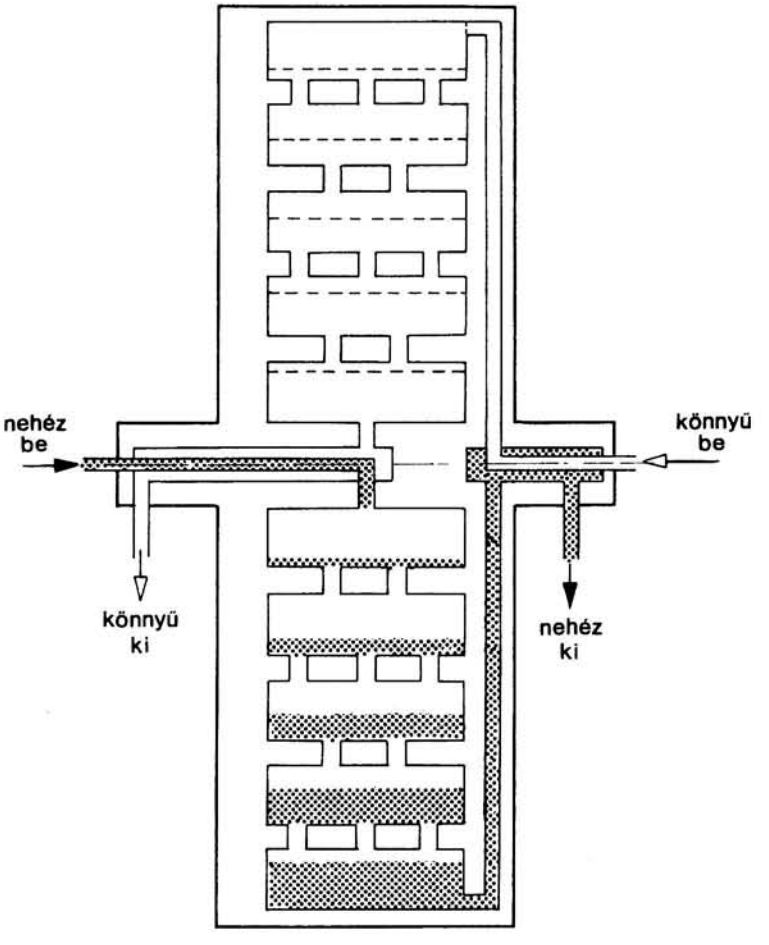


21.25. ábra. Pulsex-extraktor
a – az extraktor kapcsolása, b – rezgőnyelves és merev fűrészfogas tányér, c – működési vázlat
1 – merev lemez, 2 – rezgőnyelv, 3 – határoló pálca

Hasonlóképpen a könnyű folyadék is tömszelencén jut be, de ezt az extrakciós tér külső szélére (a forgórész külső gyűrűrészébe) vezetik. A centrifugális erő következtében a nehéz folyadék radiálisan kifelé halad.

Abban a részben, ahol túlnyomóan a nehéz folyadék van jelen, minden egyes gyűrű külső felületén a könnyű folyadékból egy réteg alakul ki egészen addig, amíg a folyadékból kellő szint létesül ahhoz, hogy a nyilásokon keresztül tudjon törni.

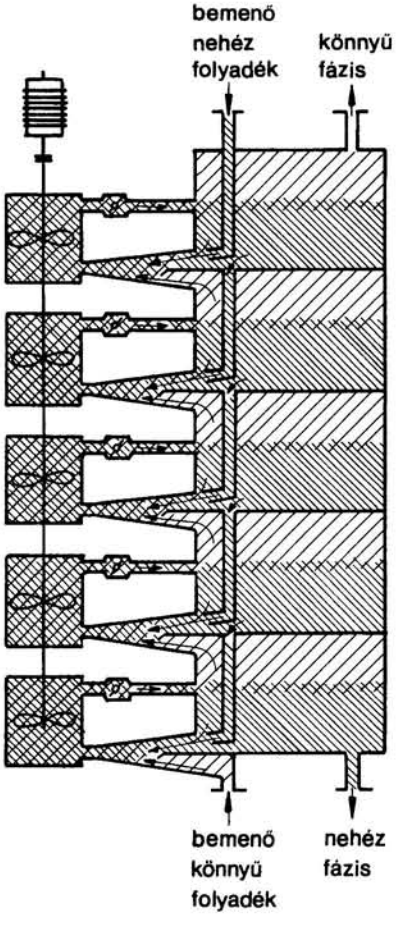
A forgórésztengelyhez közelebbi részben – ahol a könnyü folyadék van túlnyomó mennyiségben – a nehéz folyadék képez réteget minden egyes gyűrű belső felületén.



21.26. ábra. Podbielniak-extrakciós centrifuga

A hengerpalást teljes hengerfelületének mindössze 2%-át teszik ki a paláston levő nyilások (lyukak). Ezek kétirányú áramlást tesznek lehetővé. Amint a nehéz folyadék átjut egy adott nyiláson, *cseppeket képez*, amelyek a válaszfal külső oldalán levő összefüggő könnyű folyadékból álló rétegben a *diszpergált fázist* képezik. A cseppek – kis perdülettől eltekintve – radiális főirányban haladnak mindaddig, amíg egybe nem olvadnak a következő gyűrű belső felületén elhelyezkedő nehéz folyadékból álló réteggel. Ugyanez a helyzet a nyilásokon és a nehéz folyadékból álló rétegen keresztülhaladó könnyű folyadék cseppjei esetében is. A cseppek felületén megy végbe az anyagátadás.

Az extraháló centrifugák beruházási költsége nagy, így csak különlegesen értékes célanyagok esetén jönnek számításba mint extraktorok [7, 19].



21.27. ábra. Extrakciós Lurgi-torony

Keverő-ülepítő extraktorok

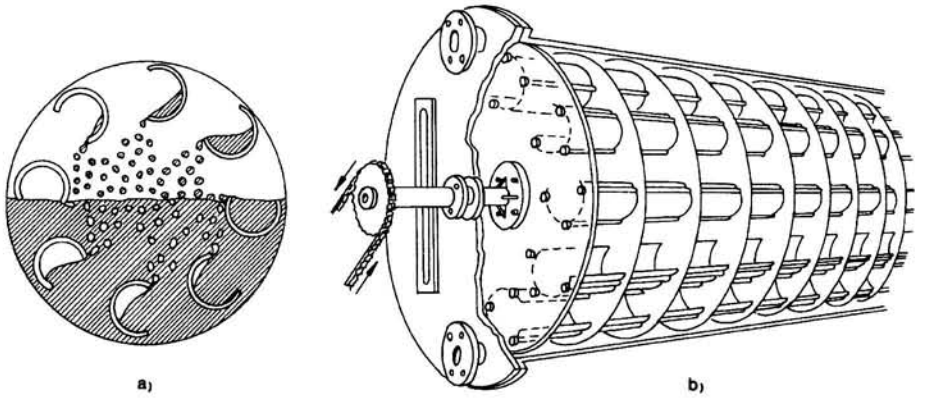
A mixer-settler (keverő-ülepítő) külön edényekből álló extraktorok továbbfejlesztett változatai, azok telepszerű összekapcsolása, illetve egybeépítése szekrény-, ill. toronyszerű kivitelben. A mixer-settler tornyok közül a Lurgi-extraktort vázoljuk a *21.27. ábrán.*

A torony minden egyes emelete két külön kamrából áll. A nagyobb átmérőjű az ülepítő alegység, a kisebb a keverő alegység. Lurgi-tornyok maximális átmenő térfogatteljesítménye1500 m^3/h, a maximális toronyátmérő 8 m-t is elérheti és a fajlagos áramsűrűség $B_{max} = 30$ $[m^3/(m^2h)]$.

A keverőkamrákba beépített keverőelemek (propellerek) nemcsak diszpergálnak, hanem az ülepítőkamrába is szállítják a folyadékkeveréket. Az átmenő csövek mindegyikét fojtószabályzóval is ellátják.

Graesser-extraktor

1958-ban a COLEBY által feltalált vízszintes hengeres (dobos) elrendezésű extraktort az angol Graesser cég hozta forgalomba. Lassan forgó vízszintes tengelyen függőleges tárcsák helyezkednek el, rajtuk (kerületükön) serlegsorral (kanalakkal). A berendezés különlegessége: az alsó dobfélben lévő, a folytonos fázist képező folyadékot a merítőkanalak felhordják és az a felső dobfélben diszpergálódik és megfordítva. Vagyis a berendezésben cserélődik a két fázis. A hatásfok jó, ha a fajlagos kapacitás kicsi. Nem alkalmas túl nagy sűrűségkülönbség és nagy felületi feszültség esetén *(21.28. ábra).*



21.28. ábra. Graesser-extraktor
a – keresztmetszet, b – szerkezeti vázlat

Üzemtani diagramok

Az oszlopok összehasonlítására és üzemtani jellemzésére olyan diagramok szolgálnak, amelyekben három fő jellemző szerepel:

1. n_t elméleti fokozatszám folyóméterenként [m^{-1}], (ill. ennek reciproka HETS [m], azaz méterben számolva egy elméleti fokozatnak megfelelő magasság);
2. a B összes fajlagos áram(sűrűség) [$m^3/(m^2h)$];

Az extrakciós technikában:

$$V_c + V_d = B \tag{21.40}$$

összes átmenő áramot vesznek figyelembe, vagyis a V_c folytonos és a V_d diszpergált fázisok fajlagos áramát (áramsűrűségét) összeadják: B [$m^3/(m^2h)$]. A nevezőben az oszlopkeresztmetszet szerepel;

3. a mechanikai energiabevitelre jellemző szám, amely forgóelemes extraktornál n_R [min^{-1}] rotorfordulatszám lüktetéses vagy lengetéses extraktornál f frekvencia [min^{-1}], illetve $a\,f$ amplitudó-frekvencia szorzat [mm·/min]. Természetesen az összehasonlításhoz azonos anyaghármas rendszert használnak. Az extrakciós technikában leggyakrabban alkalmazott tesztelegyeket a *21.1. táblázatban* tüntettük fel.

A *21.29. ábra* pulzálás nélküli és folyadékpulzációs töltött extrakciós oszlopok összehasonlító diagramja. Ordináta n_t elméleti fokozatok száma (töltetmagasság folyóméterenként). Abszcissza B $m^3/(m^2h)$. A vizsgált rendszer víz ~ aceton ~ toluol. A paraméter az $a\,f$ (amplitudó-frekvencia szorzat). Esetünkben a = 6 mm és $a\,f$ = 576 mm/min. A görbék végpontja: *FP* fulladási (flooding) pont. A folytonos vonal pulzálás nélküli, a szaggatott pulzált töltött oszlop. Minden töltet egységesen 15x15 mm. Az oszlop átmérője 72 mm. Megfigyelhető, hogy a pulzálás növeli a hatékonyságot, de a maximumpont nem tolódik el, kb. B = 20 $m^3/(m^2h)$ marad.

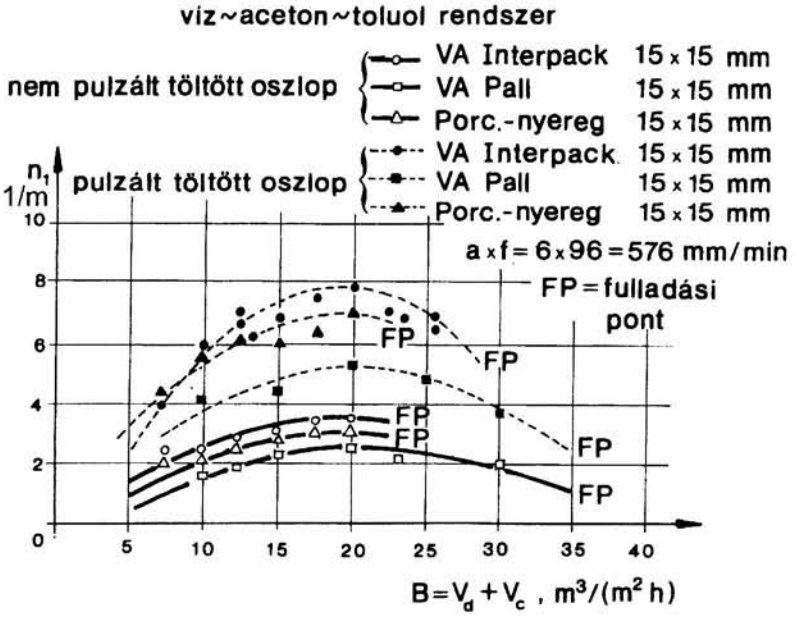
A *21.30. ábra* víz ~ aceton ~ butil-acetát rendszerre vonatkozik, itt B a paraméter és $a\,f$ az abszcissza. Az oszlop átmérője 72 mm, a töltet fém 15x15 mm-es Interpack, *FP* a fulladási pont.

Az RZE-típusú extraktor jellemzésére a $B \sim n_R$ diagramot mutatjuk be. A szabad keresztmetszet φ =10,8, ill. 21,8%. Kétféle anyaghármas szerepel a *21.31. ábrán.*

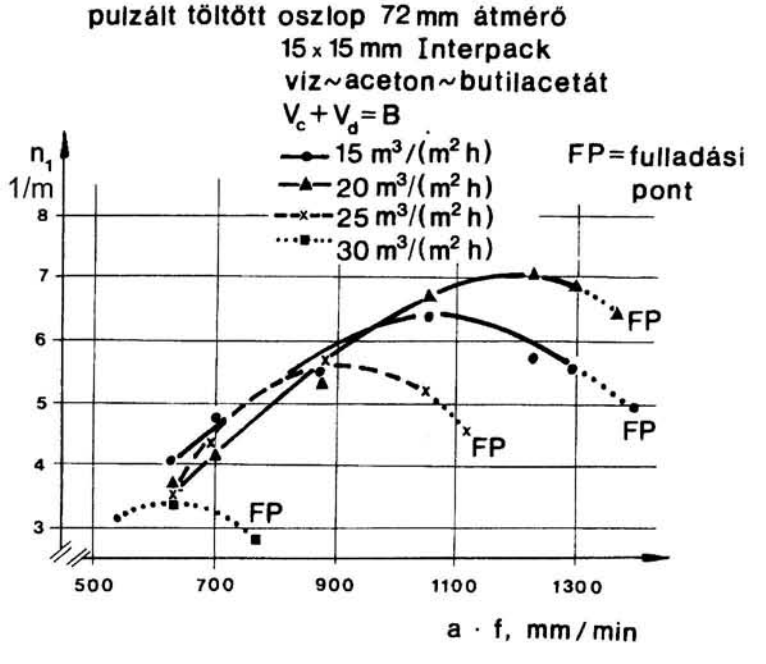
21.1. táblázat

Extrakciós vizsgálati rendszerek

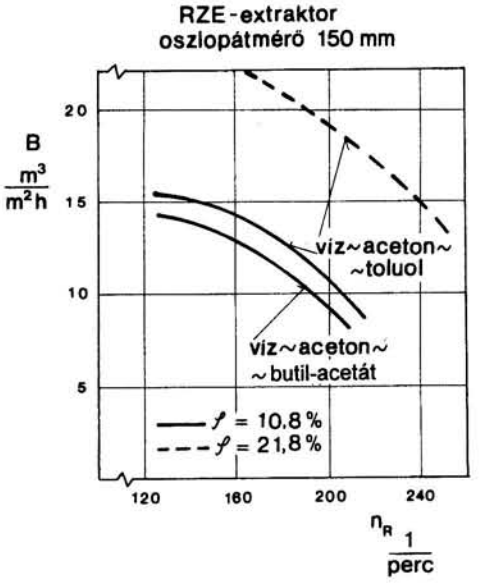
Rendszer	1		2		3	
A (I. fázis)	Víz		Víz		Víz	
B (II. fázis)	Toluol		*n*-Butanol		Butil-acetát	
	C_7H_8		$C_4H_{10}O$		$C_6H_{12}O_2$	
Forráspont (1 bar-nál)	110,4 °C		110,4 °C		110,4 °C	
C	Aceton		Borostyánkősav		Aceton	
(átmenő komponens)	C_3H_6O		$C_4H_6O_4$		C_3H_6O	
x	σ	0	35,4	0	1,75	0	14,1
tömeg %	mJ/m^2	3,13	27,0	3,87	1,0	3,81	11,7
		7,67	19,3	6,58	0,7	7,86	9,6
x	ρ_I	0	997,8	0	985,6	0	997,6
tömeg %	kg/m^3	3,13	993,7	3,56	995,6	3,03	993,3
		7,67	987,8	6,25	1003,1	8,11	986,4
x	ρ_{II}	0	866,5	0	846,0	0	882,1
tömeg %	kg/m^3	3,13	864,5	3,56	866,5	3,03	879,4
		7,67	862,6	6,25	881,4	8,11	873,6
x	μ_I	0	1,006	0	1,426	0	1,0237
tömeg %	mPa s	3,13	1,078	3,56	1,536	3,03	1,11
		7,67	1,2	6,25	1,61	8,11	1,28
x	μ_{II}	0	0,586	0	3,364	0	0,7345
tömeg %	mPa s	3,13	0,575	3,56	3,749	3,03	0,72
		7,67	0,560	6,25	3,925	8,11	0,6827
$b = \frac{y}{x}$		0 % < x < 8 %		0 % < x < 6.5 %		0 % < x < 8 %	
		≈ 0,61...0,83		≈ 1,3...1,12		≈ 0,9...0,98	
x tömeg %	D_I	0,59	1,14	0,69	0,57	0,03	1,093
10^3 mm^2/s		3,45	1,07	3,66	0,52	31,86	0,598
		5,96	1,01	5,21	0,47	74,15	1,68
x tömeg %	D_{II}	0,72	2,7	0,43	0,24	0,25	2,2
10^3 mm^2/s		3,26	2,66	3,71	0,23	41,92	2,196
		4,37	2,51	5,56	0,21	79,76	2,506



21.29. ábra. $n_t \sim B$ diagram töltött extrakciós oszlopokra



21.30. ábra. $n_t \sim a\,f$ diagram pulzált töltött oszlopra



21.31. ábra. RZE-extraktor $B \sim n_R$ diagramja

Néhány általános szempont

A leggyakoribb extraktortípust: az extrakciós oszlopot szem előtt tartva próbáljuk meg körüljárni a szerkezettani és üzemtani kiválasztás szempontjait [83, 84]. A fázistranszportot nehézségi és felhajtó erők határozzák meg (a centrifugális extraktoroknál a centrifugális erők). Célszerű a térfogategységre vonatkoztatott minél nagyobb anyagáramot (tömegáramot) biztosítani.
Az anyagáram:

$$N = k\frac{A}{V}\Delta c\,, \tag{21.41}$$

ahol N anyagáram [kmol/(m³h)]
k anyagátviteli tényező [kmol/(m²h)]
$\frac{A}{V}$ a térfogatra vonatkozó fajlagos fázisérintkezési felület [m²/m³]
Δc közepes koncentrációkülönbség [kmol/kmol],

mint hajtóerő.

Ha kémiai reakció nem lép fel, a k tényező első közelítésben az anyagállandóktól függ. Az A érintkezési felület [m^2] és a V térfogat [m^3] hányadosa:

$$\frac{A}{V} = 6\frac{\varepsilon_d}{d_p}, \tag{21.42}$$

ahol ε_d a diszpergált fázis részaránya [m^3/m^3],
d_p a cseppátmérő [m].

A d_p cseppátmérő csökkentése célszerű, bizonyos határig. A cseppátmérő csökkentését külső mechanikai energia bevezetésével segítjük elő, azaz forgóelemes vagy lengetett elemes, ill. pulzációs szerkezetet célszerűen használhatunk.

A rendkívül kis cseppméret az emulzió nehéz megtörését okozhatja, stabil emulzió áll elő, a szétülepítés úgyszólván lehetetlen (ilyenkor fordulunk inkább az extrakciós centrifugák felé).

A Δc hajtóerő a készülékben lejátszódó áramlási viszonyoktól erősen függ. A legjobb eset a „tiszta" eszményi ellenáram, amikor is minden fázis a készülékben azonos ideig tartózkodik.

A gyakorlatban sajnos ez ritkán érvényesül. Például a folytonos fázis egy részét áramlás közben a cseppek egy része magával viszi. Ezáltal a folytonos fázisra nézve a tartózkodási idő módosul („elcsúszik").

Ellentétes példa: a folytonos fázissal szembeáramló cseppek nem egyforma átmérőjüek, és a felúszási sebességük eltérő. Ilyenkor csökken a Δc hajtóerő.

A kolonnaátmérő csökkentése (az oszlopkeresztmetszet szűkítése), a szabad átömlő keresztmetszet redukálása bizonyára javítja a Δc értékét (nem engedi kószálni a folyadékelemek egy részét), de ugyanakkor a kolonna terhelhetősége (átmenő árama, „nyelőképessége") csökken.

A külső mechanikai energia bevitele egyrészt növeli, szélesíti a tartózkodási idő eloszlását és ezzel csökkenti a Δc értéket, másrészt viszont növeli az A fázisérintkezési felületet, ami kívánatos. Minden oszloptípusnál kompromisszum eredménye a jó működés.

Azok az oszlopok, ahol nincs semmilyen külső mechanikai erőbevitel sokkal „sebezhetőbbek": kevésbé alkalmasak az optimális működtetésre (kisebb a szabadsági fokuk). Ezért a régebben gyakorta alkalmazott egyszerű „statikus" kolonnákat csak különleges esetben használják.

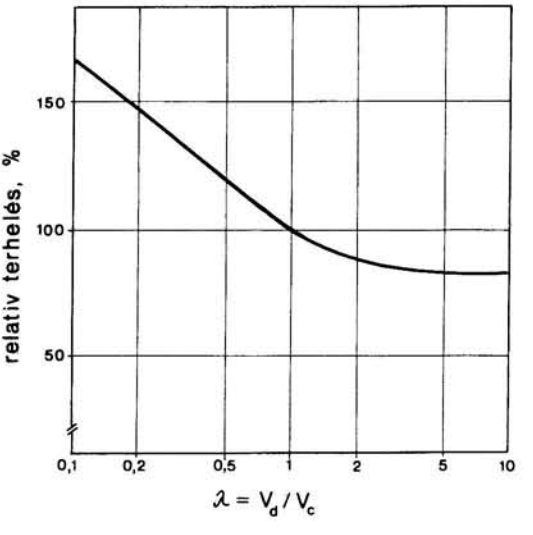
Az extraktorok szerkezeti kialakításának sokfélesége mutatja, hogy nincs minden szétválasztási feladathoz egyaránt alkalmas széles munkatartományban kiváló hatásfokkal működő extraktor [84, 111, 112].

Kiválasztási szempontok

Az oldószer kiválasztása a kezdeti feladat. Ez meghatároz számos fizikokémiai és fizikai jellemzőt (oldhatóság, megoszlási hányados, szelektivitás, sűrűség, viszkozitás, felületi feszültség...). Összehasonlításul rendelkezésre áll három, négy (vagy öt) olyan háromkomponensű tesztrendszer, amelynek komponensei *purum* (esetleg *purissimum*) minőségűek, és szinte kizárólag 50...100...(150) mm átmérőjű labor (ill. félüzemi) készülékre vonatkoznak. Az eredmények átvitele más anyaghármasra, nem „tiszta" anyagokra, nagyon nehéz és a léptékhatás, méretnövelés eddig alig feltárt. STICHLMAIR nyomán a problémák nehézségeit úgy foglalhatók össze, hogy [105]

1. nem ismerjük a munkatartomány határait, sávszélességét, a fulladási pontot,
2. nem tudjuk felmérni előre, hogy $\lambda = V_d / V_c$ folyadékáram-viszony megváltoztatása milyen hatást vált ki,
3. a méretnövelés hatását a készülék hatékonyságára előre becsülni úgyszólván lehetetlen.

Számos kutatási projekt foglalkozik a témával. Pulzált szitatányéros oszlopokra érvényes (az előző *Stichlmair*-féle problémakör 2. pontjára vonatkozó) diagramot mutatunk be, amelyet PILHOFER dolgozott ki, a *21.32. ábrán* A relatív terhelhetőséget a $\lambda = V_d / V_c$ folyadékáram-viszony függvényében ábrázoljuk. A diagramban $\lambda = 1$ értékhez rendelték a relatív 100%-os maximális terhelést.



21.32. ábra. Extraktor relatív terhelési diagramja

Vagyis csökkenő λ (csökkenő térfogatáram viszony) a relatív terhelhetőséget növeli. A λ-viszony nevezője az összefüggő fázisáramot, számlálója a cseppekre diszpergált áramot jelenti. A diagramhoz csatlakozva kvalitative kimondható, hogy növekvő (relatív) terheléssel csökken a szétválasztás hatékonysága (és megfordítva).

Nagyobb kolonnának értelemszerűen 100 mm-nél nagyobb átmérőjű kolonna számít. Gondoljunk arra, hogy RDC-extraktort már 8 m átmérővel is és pulzált szitatányéros oszlopot 3 m átmérővel is üzemeltetnek! Az előbbinél a maximális fajlagos terhelés B_{max} [m^3/m^2h] = 40, az utóbbinál = 60.

Fázisválasztás

Visszatérve $\lambda = \frac{V_d}{V_c}$ folyadékáram-viszonyra, láttuk, hogy $\lambda<1$ esetén a terhelhetőség nő és $\lambda>1$ esetén csökken. ($\lambda=1$ éppen fele-fele mennyiséget jelöl). A fázisok közül melyik legyen a diszpergált: ez fontos választási szempont. K.-H. BRUNNER szerint ha a fázisarány túl kicsi vagy túl nagy ($\lambda <<1$ ill. $\lambda>>1$), az extraktorban a visszakeveredés az oszlop hosszában a hajtóerőt (Δc értékét) csökkenti és károsan hat az anyagátadásra.

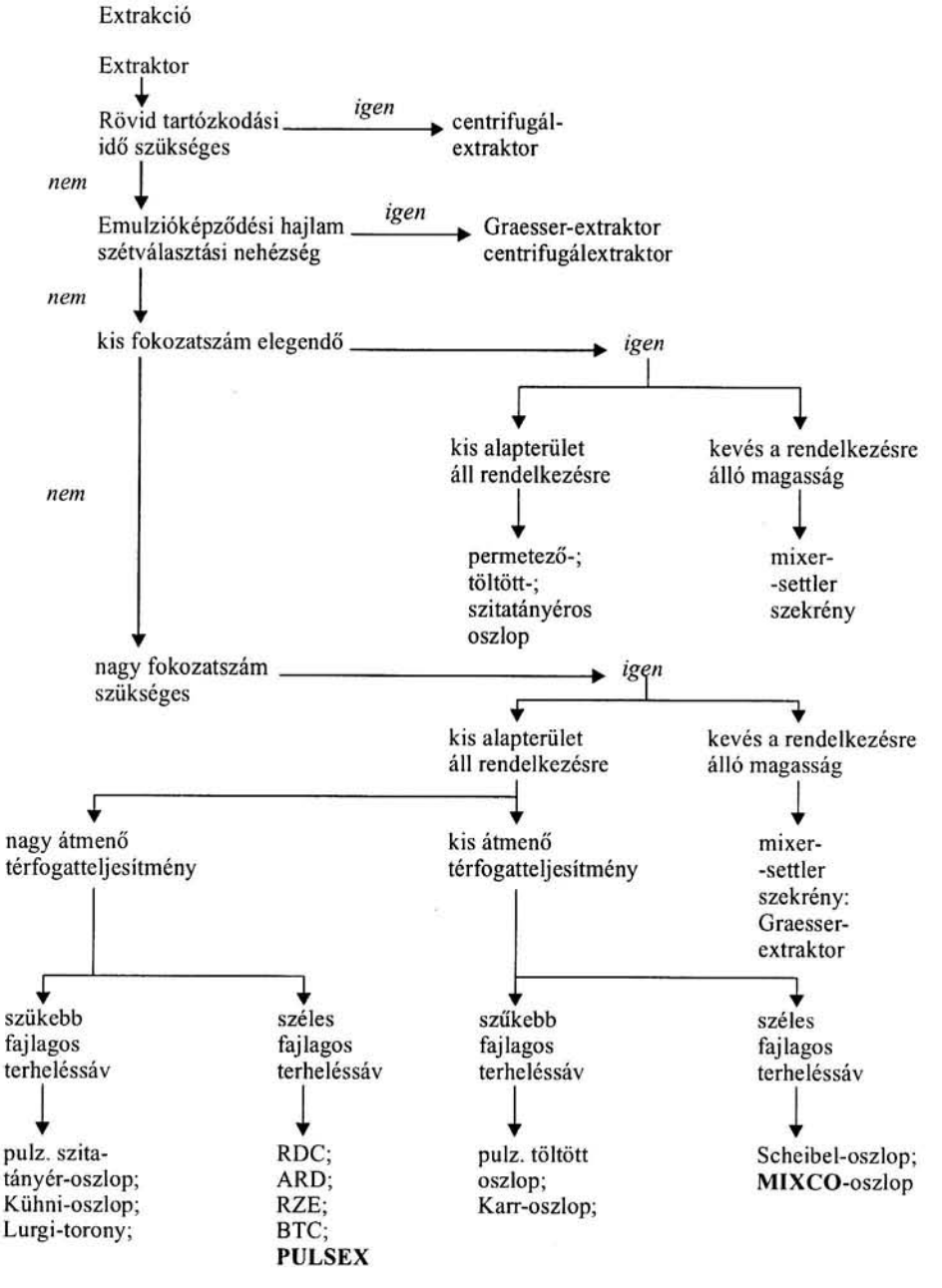
A diszpergált fázis *hold-up*-ja általában kisebb, mint a folytonosé. Ezen az alapon előnyös a drágább, ill. a könnyebben éghető folyadékot választani diszpergált fázisnak. A nedvesítési tényező is szempont lehet. BRUNNER javasolja, hogy szitatányéros és töltött extraktoroknál a nedvesítő folyadékot válasszuk folytonos fázisnak.

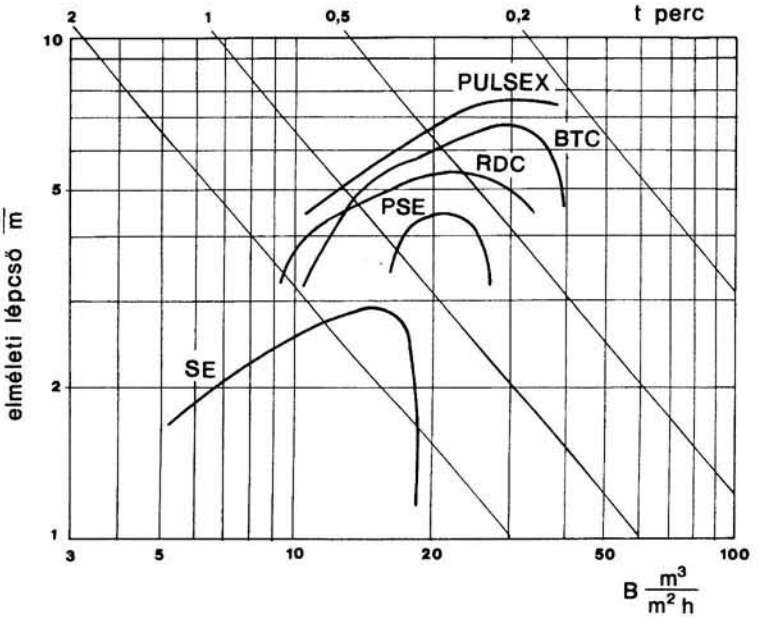
Vannak egyéb meggondolások, melyek részben ellentmondók. Így pl. *Brunnerrel* ellentétben az RDC-oszlopoknál kedvezőbbnek tekintik, ha a folytonos áram a nagyobb, mint a diszpergált. Ugyancsak kedvezőbb, ha $\eta_c < \eta_d$, azaz a folytonos fázis viszkozitása kisebb. Általában kedvezőbbnek tartják, ha az anyagátadás a cseppekből a folytonos fázis felé irányul.

A *21.33. ábra* az elméleti lépcsők számát B fajlagos terhelés függvényében adja meg ötféle extraktortípusra [21].

A kiválasztást elősegíti a *21.1.* és *21.2. táblázat* tanulmányozása.

Készülék kiválasztási szempontok





21.33. ábra. Összehasonlító diagram ötféle extraktortípushoz
SE – szitatányéros, PSE – pulzált szitatányéros, RDC – forgókorongos, BTC – belső terelőcsöves, Pulsex – rezgőnyelves pulzációs extraktor

21.3. Szilárd-folyadék extrakció

A szilárd-folyadék extrakció vagy röviden kilúgozás, igen régi és a legkülönbözőbb iparágakban használatos művelet. Igen sok természetes szerves anyagot nyerünk így ki. Ilyen pl. a cukor kilúgozása a cukorrépából meleg (forró) vízzel. Ezt a műveletet a cukoriparban diffúziónak nevezik, utalva arra, hogy a répaszeletekből a cukor a vízbe diffundál. A diffúzió voltaképpen minden extrakciós műveletnél előfordul, de annál általánosabb fizikai jelenség.

A napraforgómagból extrahálással nyerik ki a növényolajat. Itt oldószerül pl. benzint alkalmaznak.

Hasonló kilúgozó művelet a cserzőanyagok (tannin) kivonása egyes csersavtartalmú fakérgekből (cserszömörcéből) vízzel. Sok gyógyszer kilúgozással készül a *drog*-okból (gyógynövények leveleiből, szárából, gyökeréből).

A fémkohászatban (metallurgiában) is régi gyakori művelet a kilúgozás. A legegyszerűbb kilúgozást magunk is gyakran végezzük: a tealevelekből teát forró vízzel „extrahálunk", a kávét is kivonatolással készítjük a megőrölt, pörkölt babkávéból.

Az őrlés, az aprítás, a szeletelés általában használatos előkészítő művelet. Ugyanis az oldószernek minél jobban be kell hatolnia a szilárd anyag részecskéi, sejtjei közé.

Szeleteléskor és őrléskor azonban nem kívánatos, hogy a kivonandó anyagot tartalmazó sejtek megsérüljenek, ezért nem kell feltétlenül finom aprításra törekedni. Mivel nagyobb hőmérsékleten az oldás rendszerint könnyebben megy végbe, az oldékonyság nagyobb és a kidiffundálás is gyorsabb (a diffúziós tényező nagyobb). Célszerű melegebb oldószerrel dolgozni. Vigyázni kell viszont arra, hogy magasabb hőmérsékleten sok szerves anyag bomlásnak indul, vagy pedig olyan anyag is oldódik, amire nincs szükségünk, ami káros.

A kivont és a kilúgozott anyag az oldószerbe vándorol és vele folyadékelegyet vagy folyadékkeveréket (emulzió, szuszpenzió) alkot. Például a répából vizes cukoroldatot extrahálunk.

Ebből az oldatból egy következő munkafokozatban ki kell nyernünk a cukrot. A cukoroldatot bepároljuk, a besűrített cukorlét pedig kristályosítjuk, a kristálymasszából a maradék nedvességet pl. centrifugálással távolítjuk el. Más esetekben nemcsak a kivont anyagot szeretnénk tiszta állapotban megkapni, de az oldószert is vissza kell nyernünk (különösen drágább oldószereknél).

Így pl. a napraforgómagokból a benzin által kivont olaj a benzinnel folyadékelegyet képez, amelyet desztillálással (lepárlással) választunk szét: a lepárlótorony alján fenéktermékként a növényi olajat, tetején fejtermékként a benzint kapjuk [51].

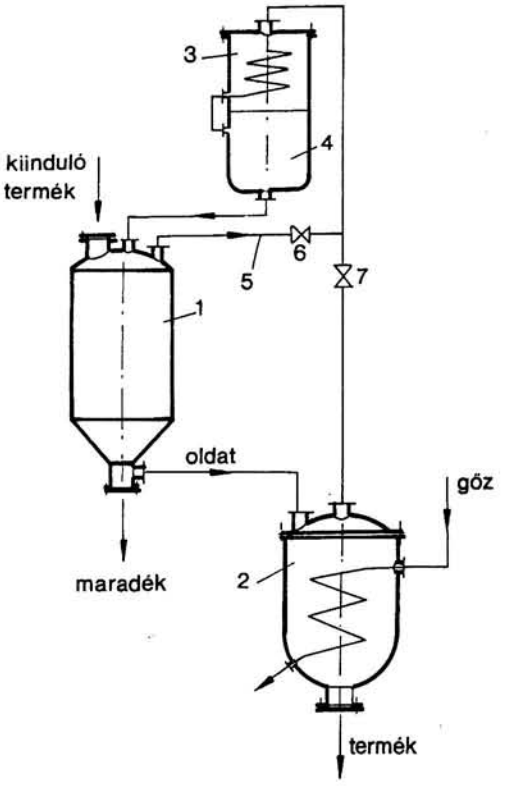
Szilárd-folyadék extrakciós berendezések

A legegyszerűbb extrakciós berendezés vázlata a *21.34. ábrán* látható. Ez a berendezés egyfokozatú, szakaszos üzemű.

A feldolgozandó anyagot (keveréket) berakják az (1) extraktorba. A készüléket lezárják és tiszta oldószert folyatnak hozzá. Az oldószer átjárja a keverékhalmazt és kioldja a kívánt komponenst. Bizonyos idő elteltével az oldatot leeresztik a (2) lepárlóüstbe.

A (2) lepárlóüst gőzfűtésű. Az oldatból kipárologtak az oldószergőzök és a (3) hűtőkondenzátorba áramlanak.

A (3) felületi kondenzátorban a hűtővíz kondenzáltatja az oldószergőzöket és így a (4) szedőedényben ismét tiszta cseppfolyós oldószer gyűlik össze. Innen meghatározott ideig ismét tiszta oldószert folyatunk az (1) extraktorba. Ez a kivonatolást folytatja és így tovább.



21.34. ábra. Szilárd-folyadék szakaszos extrakciós berendezés

A tiszta oldószert annyiszor folyatjuk a keverékre, amíg előírt mennyiségig kivonandó komponenst sikerült extrahálni. Ezután a szilárd maradékot gőzzel vagy másképpen felmelegítik az extraktorban, hogy az ottrekedt oldószer kipárologjon. Ilyenkor a kipárolgó gőzöket az (5) vezetéken engedjük át a (6) szelep nyitásával és a (7) szelep zárásával.

A szilárd anyagmaradékot ezután az (1) extraktorból kilapátolják, vagy valamilyen más módon eltávolítják. Az (1) extraktorba ezután új, friss keverék tölthető és az egész folyamatot az előbbi sorrendben ismétlik.

Ez, amint látjuk, egyszerű, szakaszos üzem.

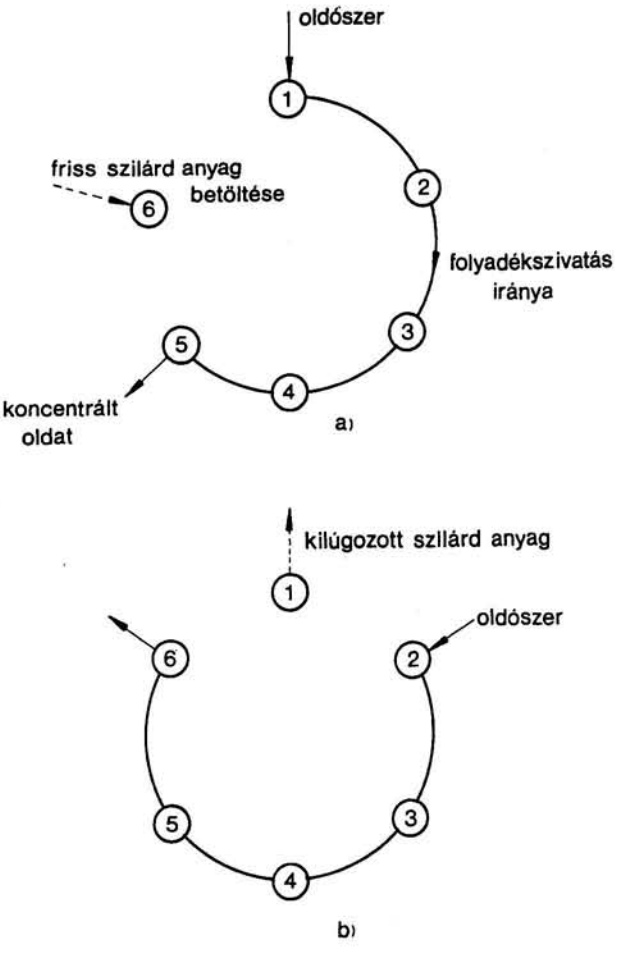
Ilyen többszöri oldószerrel való kivonatoláskor csak az első ráeresztésnél nyerünk koncentrált, kellő töménységű oldatot. Másodszorra már nyilván kevesebb kioldható komponens marad és így tovább.

Az ilyen módszer kezdetleges, hosszadalmas és aránylag sok oldószert kíván, nem is beszélve a viszonylag nagy térfogatú berendezésről. Célszerű tehát az extrakciós berendezések sorbakapcsolása, többfokozatú (többtestes) telep használata.

A *21.35. ábrán* ellenáramú hattestes extrakciós telep elvi vázlata látható.

A (6) edény üres. Ebbe éppen friss szilárd anyagot töltenek. Az (1-5) edények üzemben vannak. A sorszámozás sorrendjében töltötték meg ezeket, tehát legfrissebben (legutóbb) az (5) edényt, legrégebben pedig az (1) edényt.

Az (1) edénybe éppen most kezdik a tiszta, friss oldószert beereszteni. Az (1-5) edény már eddig is kilúgozás alatt állt. Nyilvánvalóan a legtöményebb oldat az (5) edényből folyik ki. Ugyanis ez már végigment az (1-2-3-4) edényeken, azokban is kilúgozott bizonyos mennyiséget és most éppen friss szilárd anyaggal érintkezik az (5) edényben.



21.35. ábra. Ellenáramú extrakciós telep kapcsolási elve
a – friss szilárd anyag betöltése a 6. készülékbe
b – kilúgozott szilárd anyag eltávolítása az 1. készülékből

A tömény oldatot az (5) edényből engedjük ki. A friss oldószert az (1) edénybe eresztjük, az oldószer-, ill. oldatvezetés (szívatás) iránya az ábrán nyíllal van bejelölve: (1)-ből (2)-be, (2)-ből (3)-ba, (3)-ból (4)-be és (4)-ből (5)-be.

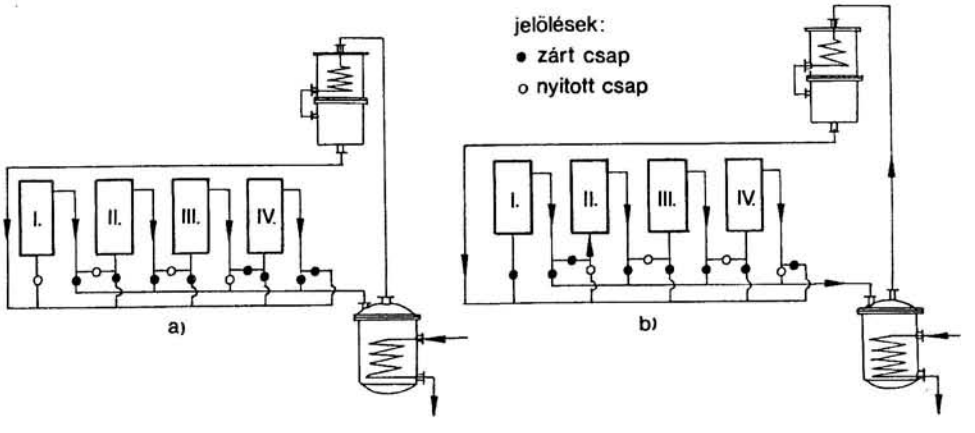
Miért ellenáramú a rendszer? Azért, mert a friss, tiszta oldószert mindig a legrégebben bentlevő szilárd anyagra folyatjuk, és a legtöményebb oldatot a legfrissebben berakott szilárd anyagról folyatjuk le.

(Akkor lenne egyenáramú, ha a friss, tiszta oldószert éppen frissen berakott anyaggal érintkeztetnék és azonos irányban vezetnénk végig.)
Térjünk át a *21.35. ábra b* részére.

Az (1) edényt kikapcsoljuk a rendszerből. A feldolgozott, már kilúgozott szilárd anyag maradékát kiürítjük az (1) edényből. A (6) frissen megrakott edényt bekapcsoljuk a rendszerbe. Most már a friss oldószert a (2) edény kapja és az (5) edényből a (6)-ba vezetjük az oldatot.

A műveletet tovább folytatjuk. Egy edény mindig éppen kiürítés alatt áll, a többi öt üzemben van, működik. Az edényeket nem kell feltétlenül kör alakban elhelyezni, ezt az ábrán csak egyszerűség kedvéért rajzoltuk így fel. Sokszor egy sorba helyezik az edényeket, egymás után alacsonyabban, hogy a szintkülönbség révén a folyadék egyikből a másikba folyhasson, így a szivattyúzási munka egy részét megtakarítják. Az extrakciót legtöbbször zárt edényekben folytatják le, nyitott edényt ritkán használnak.

Sorkapcsolt négytestes telep vázlata a *21.36. ábrán* látható. Az a) ábrarészen az első három készülék működik, a negyediket éppen üríti. A b) ábrarészen az első készüléket üríti, a többi üzemben van. Az ábrán fekete telt körök a zárt csapokat, az üres körök a nyitott csapokat jelentik.



21.36. ábra. Sorbakapcsolt négytestes extrakciós telep
a – és b – két különböző üzemállapot

Folytonos üzemű szilárd-folyadék extraktorok

Hazánkban nagy jelentőségű a napraforgóolaj kinyerése. Más országokban a szója, a gyapotmag, a lenmag, a földimogyoró, a ricinusmag extrahálása jelentős.

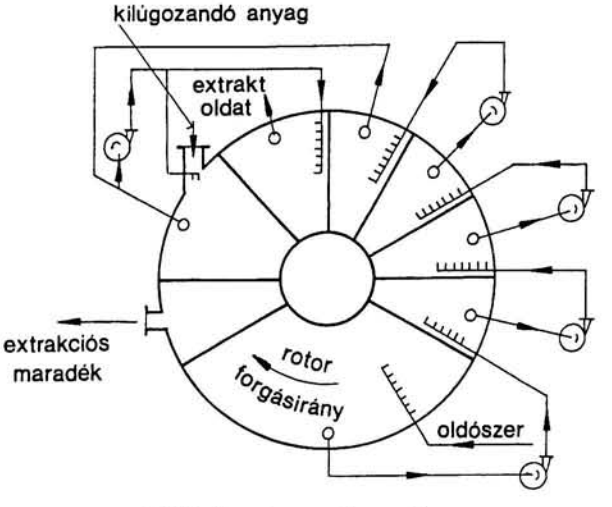
Az előkészítés lehet hántolás, hajalás, darálás.

Sokszor – pl. a napraforgónál is – extrahálás előtt az olaj egy részét ütéssel (régebben használatosak voltak az ún. „olajütők") vagy sajtolással (pl. csigás prések) nyerik ki. Az oldószer többnyire benzin (hexán), de használnak klórozott szénhidrogéneket (triklór-etilén) és alkoholokat is.

Az olajtartalmú oldószert („oldatot"), amely többnyire kis mennyiségű finom eloszlású szuszpendált szilárd anyagot tartalmaz, *miszcellának* (magyarul „keverékoldat") nevezik.

Néhány folytonos üzemű extraktortípust a következő ábrákon mutatunk be.

A *21.37. ábra* a Rotocell-extraktort mutatja be. Ez nagyon hasonlít a *21.35.* elvi *ábrán* vázolt rendszerre. Itt azonban a kilúgozó edényeknek rekeszek („cellák") felelnek meg és ezek itt körben mozognak.

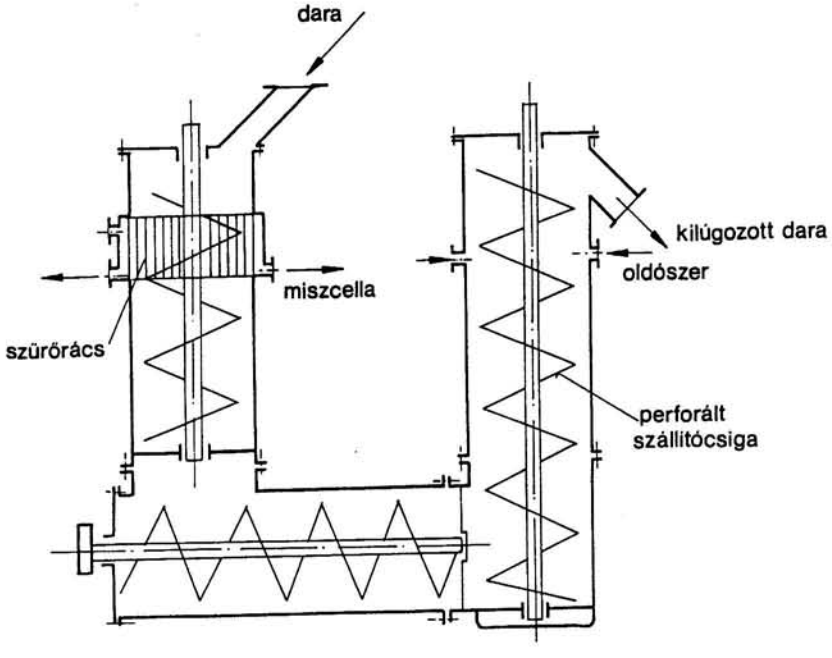


21.37. ábra. Rotocell-extraktor

A kör alakú forgórész több rekeszt tartalmaz. Mindegyik rekeszben billenő szitalemez tartja a szilárd anyagot. A forgórész lassan forog egy ugyancsak rekeszekre osztott állótartály felett. A forgórész felett permetező perforált csövek vannak. A forgórész forgása során egymás után mindegyik kamra az előkészített magvakat betápláló különleges berendezés, majd a permetezők sorozata alá jut. Nem egészen egy teljes fordulatot leírva, a rekeszek a kilúgozott

maradék szilárd anyagot az alsó állórekeszek egyikébe ürítik. Innen ezt folytonosan elszállítják. Az oldószer a permetezőről a szilárd anyagrétegen és a szitalemezen át az alsó tartály megfelelő állórekeszébe jut. Innen egy szivattyú a következő permetezőcsőbe szállítja. Az extrakció ellenáramú: a legtöményebb oldat a legfrissebben megrakott szitalemezről csurog le. Az oldószerveszteség elkerülése céljából az egész berendezés zárt „ház"-ban foglal helyet.

A *21.38. ábra* a szállítócsigás, ún. *Hildebrandt*-extraktor. Az egész berendezés jellegzetes U alakú. A berendezés három csőből és bennük perforált levelű csigákból áll. A szállítócsigák (kissé) különböző sebességgel forognak úgy, hogy a szilárd anyag különösen az U alsó, vízszintes szárában tömörül össze. A csöveken belül különleges vezetősínek akadályozzák meg a szilárd anyagot abban, hogy továbbjutása során foroghasson. A friss oldószert az U jobb oldali szárába felül vezetik be. Ellenáramban halad végig a szilárd anyaggal szemben.

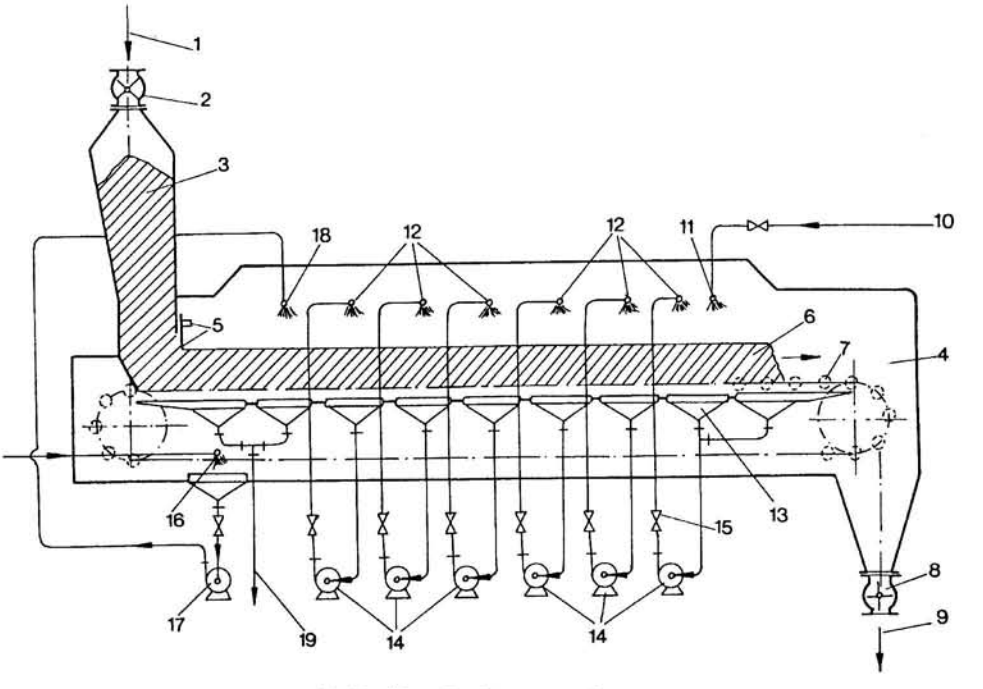


21.38. ábra. Hildebrandt-extraktor

A miszcellát hengeres lemezekből álló szűrőrácson keresztül távolítják el; ezen több, függőleges rés van, amelyek belső nyílása kisebb, mint a külső. A szűrőrácsról a szállítócsiga kaparó hatása tisztítja le a szilárd anyagot.

A *DeSmet*-rendszerű extraktort sok iparágban használják. Vázlatát a *21.39. ábrán* láthatjuk. Az (1) szilárd anyagot a (2) forgórekeszes adagolón át a (3) tárolóba visszük. A tároló alsó része már a (4) zárt házban helyezkedik el (ez a tulajdonképpeni extraktor). A szilárd anyag adagolását az (5) szerkezet végzi, hogy egyenletes (6) anyagáramréteg jusson a (7) szitalemezes szállítószalagra. A (8) kiadagoló szerkezeten át távozik a (9) kilúgozott anyag. A friss oldószer a (10) vezetéken át érkezik és a (11) permetezőcsövön keresztül rácsorog a kilúgozandó anyagra. Az egyre töményebb oldat a (12) permetezőcsöveken át jut az anyagáramra. A szalag felső ága alatt a (13) gyűjtőteknők helyezkednek el.

Ezekből a (14) szivattyúk nyomják az oldószer-oldat elegyet a (12) permetezőkhöz. A folyadékáramot a (15) szelepek segítségével szabályozzuk. Az alsó szalagágat a (16) mosó-permetező rózsa tisztítja. Ennek a folyadéknak a

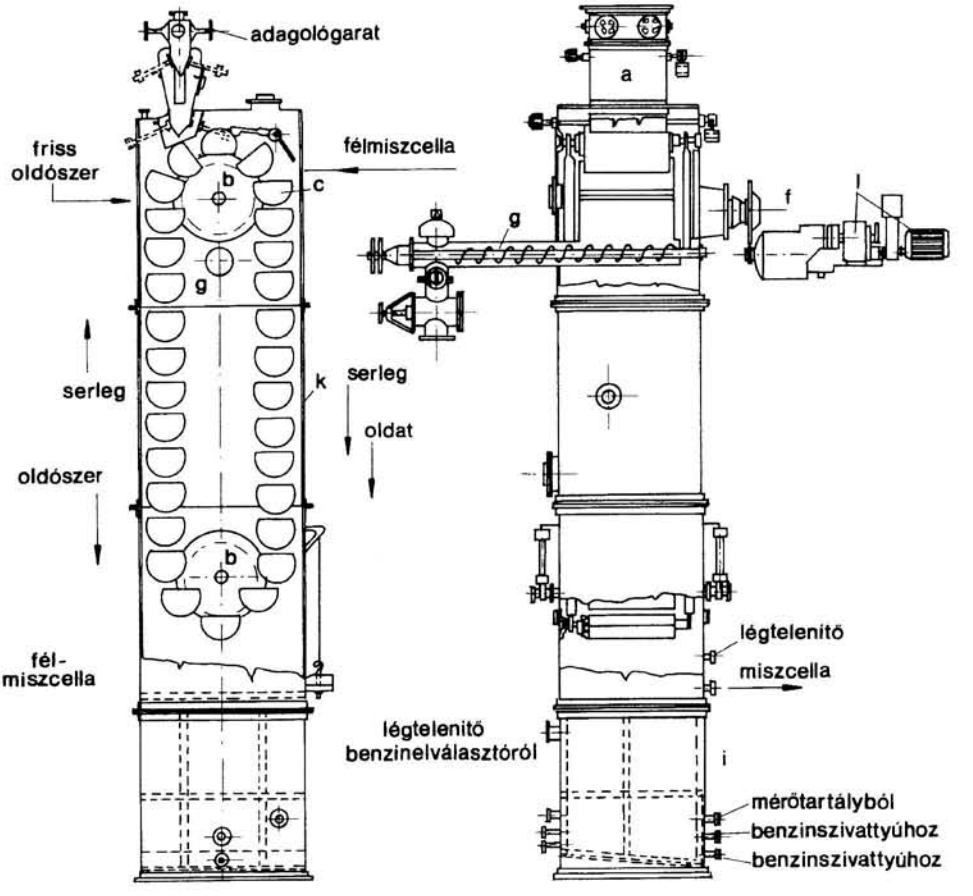


21.39. ábra. De-Smet-extraktor

1 – extrahálandó szilárd anyag bevezetése, 2 – forgórekeszes adagoló, 3 – tároló, 4 – zárt ház, 5 – adagolószerkezet, 6 – anyagáramréteg, 7 – szitalemezes szállítószalag, 8 – kiadagoló szerkezet, 9 – kilúgozott szilárd anyag, 10 – friss oldószer, 11 és 12 – permetezőcső, 13 – gyűjtőteknő, 14 – szivattyú, 15 – szelep, 16 – mosó-permetező rózsa, 17 – szivattyú, 18 – permetező, 19 – miszcella (extraktfolyadék)

(18) permetezőhöz való szállítását a (17) szivattyú biztosítja. A miszcellát a (19) vezetéken vezetjük el.

A leginkább elterjedt a hazai növényolajiparban a *Bollmann*-extraktor (más néven Hansa-Mühle). Ez függőleges, magas, szekrényes házban elhelyezett, perforált serleges, lánckerekes készülék *(21.40. ábra)*.

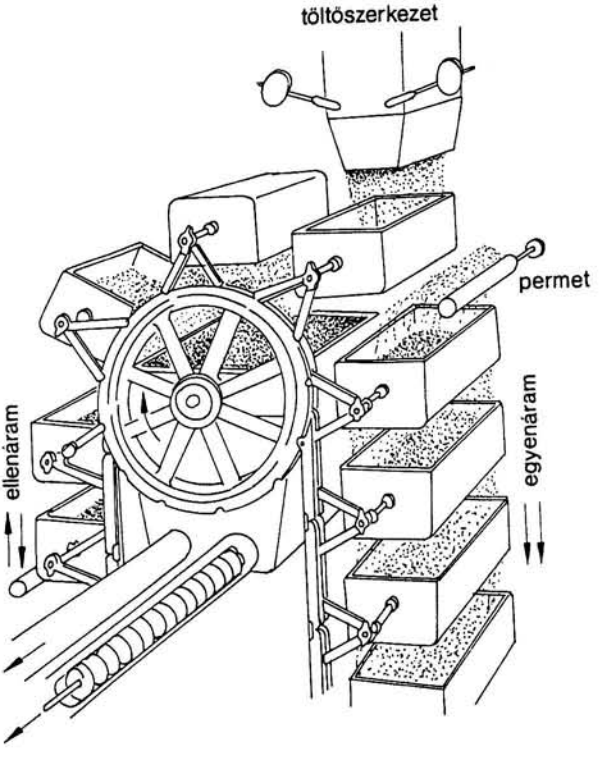


21.40. ábra. Bollmann-extraktor

A serlegek a felső kényszerpályás kibillentéstől eltekintve mindig vízszintesen állnak, tehát szájnyílásuk mindig felfelé néz. Az egyik serlegágban az oldószer és a serlegek ellenáramban találkoznak, az ezen serlegág alatti félteknőben gyűlik össze az ún. félmiszcella, amelyet egy szivattyú felemel a másik serlegág tetejére, rápermetez a frissen beadagolt szilárd anyagra. A

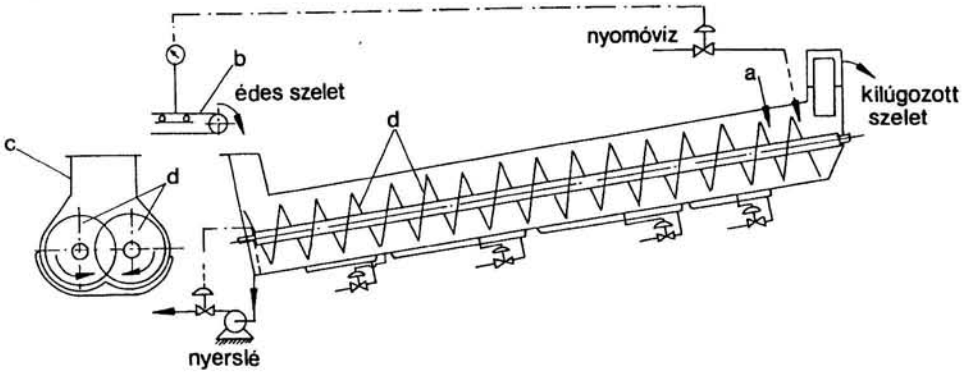
félmiszcella egyenáramban halad a kilúgozandó anyagot vivő serlegekkel. Ezen ág alján lévő félteknőből vezetik el a miszcellát.

A *21.41. ábra* a felső részt mutatja, ahol a kényszerpályás billenőszerkezet kiborítja a kilúgozott szilárd anyagot, amelyet a házból két csiga szállít ki. Az extraktor 30 serleget tartalmaz. Egy serleg térfogata 270...450 liter. A körülfordulási idő 60...150 perc [85].



21.41. ábra. Bollmann-extraktor felső részének szerkezete

A cukorgyártásban is számos diffúzőrt fejlesztettek ki. A dán cukorgyárak DDS-diffúzőre enyhén lejtős, fedett kád, két szemben forgó csigával *(21.42. ábra)*. Az édes szeletet a beadagolószalag az alsó kádrész tetején levő garatba dobja. A friss nyomóvizet a felső kádrészbe vezetik. DDS-diffúzört alkalmaz pl. a Szolnoki (Eridania) Cukorgyár. A DDS-diffúzőrt almalé kinyerésére is használják [14].



21.42. ábra. DDS-extraktor
a – friss nyomóvíz, b – édes répaszelet adagolása, c – garat, d – szemben forgó csigák

Hazánkban régebben *Robert*-diffúzőrökből álló telepeket használtak a cukorgyárak.

OPLATKA GY. és munkatársai az 1950-es években ún. *J*-diffúzőrt dolgoztak ki. Nevét *J* betűre emlékeztető, zárt házas alakjáról nyerte. A cukorrépaszeleteket tartó, fémhuzalszövetes négyszög keretek a kilúgozó meleg vízzel ellenáramban mozogtak. Ezek kisebb méretekben jól dolgoztak, a méretnövelés azonban számos problémát vetett fel.

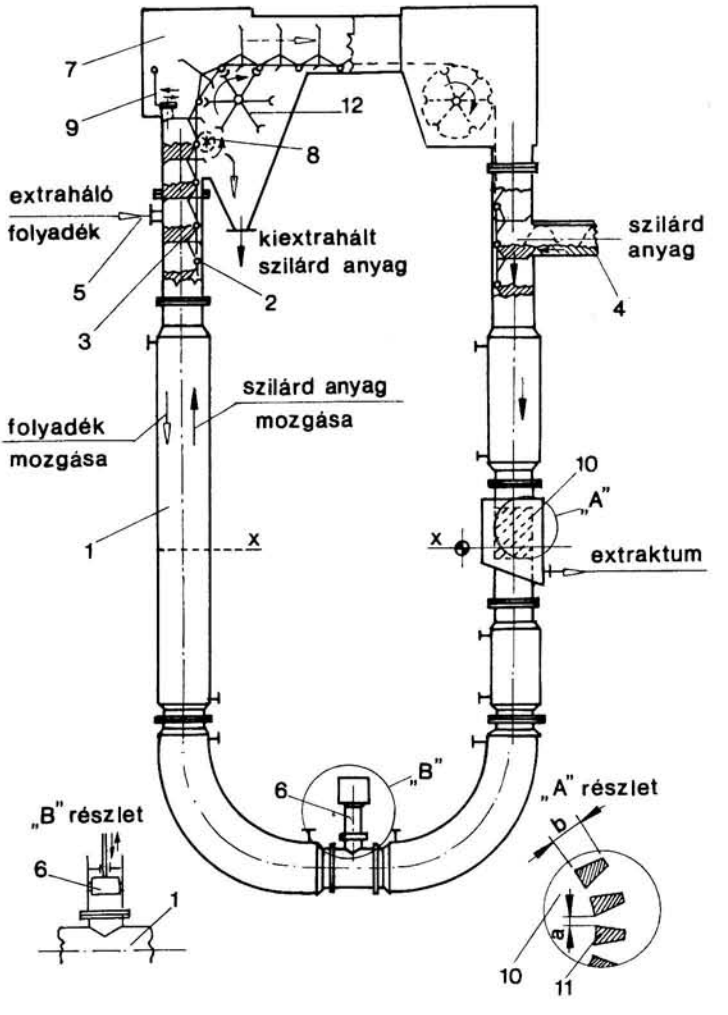
Manapság a BMA (Braunschweigi Gépgyár) toronydiffúzőreit használja több hazai cukorgyár.

A növényi drogok kivonatolására a Kőbányai Gyógyszergyárban *Szász K.*, *Takács I.* és munkatársaik nagy hatékonyságú *U*-extraktort fejlesztettek ki. A nevét az *U*-betűs „háztól" kapta *(21.43. és 21.44. ábra)*. Az *U*-extraktor ellenáramban működő, szilárd, aprított őrlemények hatóanyagának kivonatolására alkalmas, folyamatos üzemvitelű berendezés [21,107].

Az *U*-extraktor legújabb típusa redler rendszerű anyagmozgatással működő, folyamatos üzemvitelű, ellenáramú, pulzációs szilárd-folyadék extraktor *(21.43. és 21.44. ábra)*.

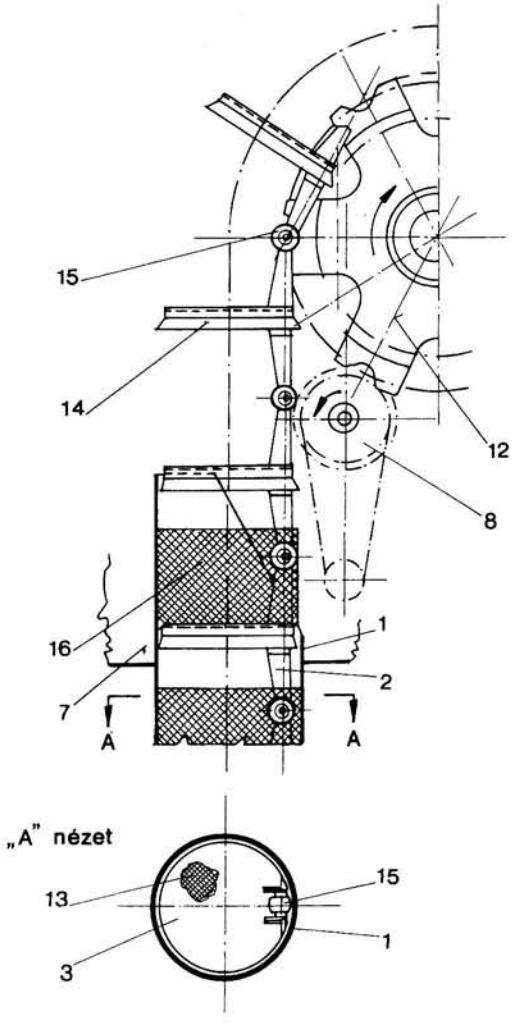
Az extraktortest *U*-alakban meghajlított (1) duplikált cső, amelyben végtelenített (2) vonóláncra, egyenletes távolságra rögzített, (13) szitával fedett, gallérral ellátott (3) torlólapok egyenletes sebességgel mozognak. A torlólapokkal határolt „mozgó cellába" csigás adagoló (4) berendezéssel folyamatosan adagolják a mechanikailag, kémiailag kezelt, szilárd szemcsés (16) anyagot. Az extraháló folyadékot az *U*-testbe, a szilárd anyag betáplálásával ellentétes (5) helyen beadagolják, és a szilárd anyaggal szemben haladva a hatóanyagot ellenáramban kivonatolják, majd a hatóanyagot tartalmazó extraktum a (10) szűrőn keresztül távozik. A folyadék betáplálása és elvezetése közötti szakaszon történik a kivonatolás. Ezen az extrakciós úthosszon belüli X-X

szakasz áztatásos extrakcióval jellemezhető. Az extrakciós folyamat intenzifikálásához alkalmazzák az *U*-test alsó részére felszerelt (6) pulzátort. A folyadék pulzáltatása révén, az extraktortestben lévő szilárd anyagszemcsék



21.43. ábra. U-extraktor

1 – duplikált cső, 2 – továbbító lánc, 3 – szállító torlólap, 4 – extrahálandó anyag csigás adagolója, 5 – oldószer bevezetése, 6 – pulzátor, 7 – felső házrész, 8 – görgő tisztító, 9 – tárcsatisztító, 10 – szűrőrácsos ház, 11 – szűrőelem, 12 – lánctovábbító csillagkerék, 13 – szita, 14 – szállító torlólap galléros tömítése, 15 – vonólánc görgő, 16 – szilárd (szemcsés) anyag



21.44. ábra. *U*-extraktor szerkezeti részlete) (a számozást l. az előző ábraaláírásnál)

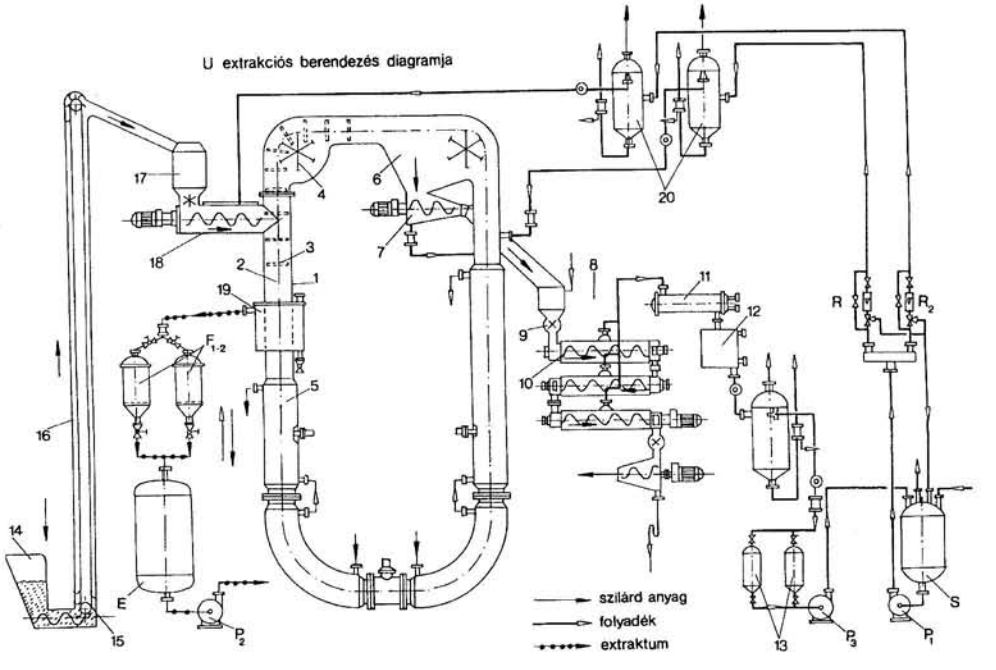
körül v_f^x = 600 (cm/min) folyadéksebességet értek el. A celláknál a szilárd anyag visszakeveredését, átmosását a *21.44. ábra* szerint kialakított tárcsatömítési megoldással, azaz (14) „mozgó tömítéssel" biztosítják. Az *U*-test felszálló ágának (7) belső házánál (8) görgő- és (9) tárcsatisztító szerkezetek vannak.

Az extraktum elvezetésénél speciális, öntisztító, csőirányban réselt (10) szűrőt alkalmaznak. A (10) szűrő függőleges irányban úgy réselt, hogy a cső belső részénél lévő nyílások jelentősen kisebbek, mint a külső kerületen kikép-

zett nyílások. A szűrőelem öntisztulása úgy következik be, hogy az egyenletesen lefelé haladó mozgó tömítés a réseket állandóan tisztítja, és a résen áthulló szilárd anyag, a kifelé bővülő nyílás miatt, a folyadékkal együtt kisodródik, és így eltömődés nem következhet be.

A kiextrahált szilárd anyag folyamatos üzemvitelű oldószervisszanyerő rendszerbe jut. A visszanyert oldószer az extrakciós rendszerbe kerül vissza. Az extrakciós gépcsoport magában foglalja a zárt és folyamatos üzemvitelhez szükséges tartályokat, a szilárd anyagot és a folyadékot mozgató berendezéseket *(21.45.ábra)*.

Az *U*-extraktor tehát lényegében folyamatában is zárt rendszerű, szilárd-folyadék extrakciós gépcsoport, amely nemcsak a szilárd-folyadék extrakciót, hanem az oldószervisszanyerő és hulladékkezelő berendezéseket is magában foglalja.



21.45. ábra. *U*-extraktor berendezés

1 – *U*-extraktor-ház, 2 – továbbítólánc, 3 – szállító tárcsa, 4 – csillagkerék, 5 – köpeny, 6 – extrahált anyag kivezető járata, 7 – kivezető csiga, 8 – extrahált anyag oldószer-mentesítő alegysége, 9 – forgórekeszes adagoló, 10 – továbbító csiga, 11 – kigőzölt oldószerkeverék, 12 – edény, 13 – tartályok, 14 – extrahálandó anyag alsó bevezető garata, 15 – bevezető csiga, 16 – elevátor, 17 – extrahálandó anyag adagolótartálya, 18 – beadagoló csiga, 19 – szűrőelemes edény, 20 – oldószertartály, E – extraktoldat (kivonat) tartálya, F – extraktoldatedény, P – szivattyú, R – rotaméter, S – tartály

A berendezés előnye a szakaszos kivonatolóberendezésekkel szemben az, hogy jobb az extrakciós hatásfoka (90...95%), kisebb a fajlagos oldószer-, valamint munkaerő-szükséglet, továbbá hogy zárt rendszere miatt nincs légszennyezés. Sok esetben a rendszerből kikerülő, kiextrahált szilárd anyag a mezőgazdaságban értékesíthető, tehát nincs hulladék. A berendezés különlegessége az *U*-betű legalsó részén elhelyezett folyadékpulzáltató szerkezet. A folyadék pulzáltatásával fokozható a kilúgozás eredményessége (nagyobb a kivonási sebesség).

Az extraktorok legnagyobb részéhez szervesen kapcsolódik az oldószermaradványokat a kilúgozott szilárd anyagból eltávolító és visszanyerő berendezés, valamint a miszcella szűrése, finomszűrése, továbbá az oldatból az értékes anyag kiválasztása, vagyis oldószermentes extraktum előállítása és az oldószer visszanyerése (bepárlás és lepárlás révén).

A legtöbb ipari kilúgozási folyamat nagyon összetett. Tervezése, számítása annyira bonyolult, hogy a legtöbb iparágban saját, empirikus adatokból kiindulva méretezik a készülékeket, és a technológiai utasítások is az ipari gyakorlatból indulnak ki.

Oldószerek

Az extrakciós oldószernek elsősorban szelektív oldóképességgel kell rendelkeznie. A víztől eltekintve az egyéb oldószereknél, további szempontok az alábbiak:

a) könnyen elpárologtatható legyen,
b) forráspontja ne legyen sem túl kicsi, sem túl nagy,
c) jó „áthatolóképességű" legyen,
d) az extraktumra ne hasson károsan,
e) melegítés, víz és gőz hatására ne bomoljék,
f) vas- és fémfelületet ne támadjon meg,
g) vízben gyakorlatilag oldhatatlan legyen,
h) fajhője és párolgáshője ne legyen nagyon nagy,
i) sűrűsége és viszkozitása ne legyen nagy,
j) gőze ne legyen ártalmas az egészségre.
k) ne legyen tűz-, illetve robbanásveszélyes,
l) vegyileg és termikusan stabil legyen,
m) olcsó legyen.

Adott feladatnál egyéb szempontok is felmerülhetnek (fagyáspontja lehetőleg minél alacsonyabb, gőznyomása kicsi legyen stb.)

21.3. táblázat

Néhány oldószer adata

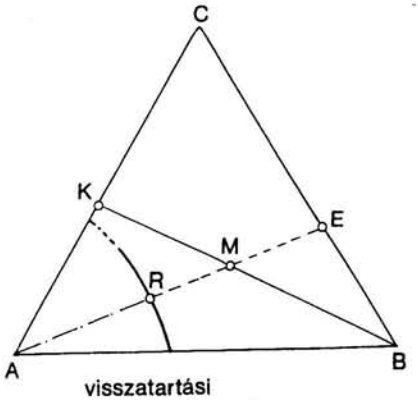
Megnevezés	Képlet	Forráspont °C	Sűrűség kg/liter (20 °C)	Fajhő kJ/(kgK) (20 °C)	Párolgáshő kJ/kg	Lobbanáspont °C
Aceton	CH_3COCH_3	56,1	0,791	2,16	523,35	–19
Benzol	C_6H_6	80,3	0,879	1,74	395,65	–11
Etil-alkohol	C_2H_5OH	78,3	0,789	2,47	841,55	12
Etil-éter	$C_2H_5OC_2H_5$	34,5	0,714	2,33	360,05	–29
Etilén-klorid	$C_2H_4Cl_2$	83,7	1,256	1,26	327,85	13
Hexán	C_6H_{14}	68,7	0,661	1,88	330,77	–20
Heptán	C_7H_{16}	98,4	0,684	2,22	318,20	–4
Metilén-klorid	CH_2Cl_2	42,0	1,328	1,21	171,66	–
Szénkéneg	CS_2	45,2	1,263	1,02	372,62	–20
Szén-tetraklorid	CCl_4	76,8	1,595	0,85	192,59	–
Triklór-etilén	C_2HCl_3	86,9	1,464	0,95	238,65	–

Nagyon nehéz minden szempontból tökéletes oldószert találni, legtöbbször kompromisszumra kényszerülünk. Az elterjedtebb oldószereket *21.3. táblázat* foglalja össze [51].

Szilárd-folyadék extrakció számítása

A szilárd-folyadék extrakció közelítő számításához is használhatunk olyan háromszögdiagramot, illetve szerkesztési módszert, amelyet a folyadék-folyadék extrakciónál alkalmaznak [93]. A *21.46. ábrán* a csúcspontokban *A* a közömbös (hordozó) szilárd anyag, *B* az oldószer és *C* az értékes oldható anyag (folyadék). Oldhatósági görbe (binoda) itt nincs, mint a folyadék-folyadék extrakciónál, hanem csak egy tapasztalati visszatartási görbe. Ennek pontjai jelentik az *R* (raffinátum vagy retenciós) fázist. Az *E* extraktumot a *CB* háromszögoldal pontjai jelölik ki. Az extraktum és a retenciós fázis egyensúlyi vonalai *R* és *E* pontok között érvényesülnek, amely vonal meghosszabbítva az *A* csúcspontból indul ki.

Az egyfokozatú extrakció a *K* kiinduló anyagnak meghatározott mennyiségű *B* oldószerrel való összehozatalából (permetezés, bemerítés) áll, az előálló *M* miszcella (keverék) kellő idő után *R* és *E* fázisokra válik szét.



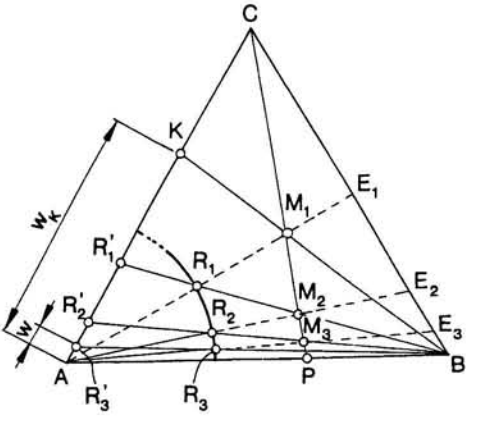
A - közömbös szilárd anyag
B - oldószer
C - oldható anyag
K - kiinduló anyag (kezdeti C/A arány)
M - mixtura(miszcella)pont (keverék)
R - raffinátum
E - extraktum

21.46. ábra. Szilárd-folyadék rendszer háromszögdiagramja

Valódi egyensúlyi állapotot gyakorlatilag sohasem lehet elérni, mivel a szilárd anyag kapillárisaiban mindig tartalmaz kioldatlan és különböző koncentrációjú értékes anyagot, a különböző koncentrációjú értékesanyag-tartalmú oldószer pedig érintkezik a szilárd anyag felületével. Egyensúly akkor áll be, ha a kapillárisokban levő oldat koncentrációja ugyanaz, mint a szabad oldaté. Ezen egyensúly beállásának időtartama döntően a szilárd anyag fajtájától, szemcsenagyságától és porózusságától, az oldószer kioldó tulajdonságától és a hőmérséklettől függ. A hőmérséklet-emelkedés szinte minden esetben kedvez a szilárd-folyadék extrakciónak. Az oldat egy része óhatatlanul a szilárd anyagdarabok felületén kötve marad, pl. adherencia (tapadás) vagy adszorpció (megkötődés) révén.

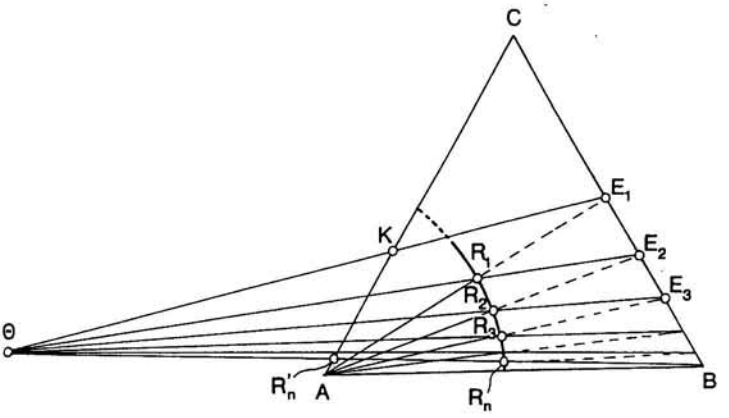
Ha többfokozatú, egyenáramú a rendszer, akkor az anyagot fokozatonként vagy „lépésenként" friss oldószeradagokkal hozzák érintkezésbe. Így pl. a w_k kezdeti koncentrációjú és K állapottal jellemzett szilárd anyagot az első extrakciós lépcsőben tiszta oldószerrel hozzák érintkezésbe *(21.47. ábra)*. Az M keverékpont a $\overline{KB}$ egyenesen fekszik, egyúttal a $\overline{KB}$ egyenes és a $\overline{CP}$ vonal metszéspontja is. A CP vonal a $v = B/A$ választott oldószeraránynak felel meg. Az első extrakciós lépcsőben E_1 állapotpont szerinti extraktumfázis keletkezik.

A második extrakciós lépcsőben az R_1 pont szerinti szilárd anyagot ismét tiszta oldószerrel hozzuk érintkezésbe. Az ebből keletkező M_2 állapotpont szerinti elegyből adódik az R_2 szerinti nedves maradék anyag és az E_2 extraktumfázis. A második lépcső nedves maradék anyagát a harmadik lépcsőben friss oldószerrel kezelik és így tovább. Az extrahálás folyamatában végül is egy R_n szerinti nedves maradék anyagot nyerünk, amelyben a még jelen levő oldószer eltávolítása után az oldószermentes R'_n végső raffinátum állítható elő. Ily módon w végső értéke kellő számú lépésben, illetve fokozattal az előírásoknak megfelelően beállítható.



21.47. ábra. Szilárd – folyadék keresztáramú extrakció

A *21.48. ábra* szerinti többfokozatú, ellenáramú eljárás esetén a szilárd anyagot ellenáramban először friss, később pedig koncentráltabb oldószerrel szemben vezetjük. Felrajzoljuk az extrakciós Θ póluspontot, amely $\overline{E_1K}$ meghosszabbított egyenes és $\overline{R_nB}$ meghosszabbított egyenes metszéspontja. Ha feltételezzük, hogy minden extrakciós lépcsőben egyensúly áll be – ami a szabad és kötött oldat koncentrációjának kiegyenlítődése – akkor a *21.48. ábrán* látható eljárás szerint meghatározhatjuk ellenáramú extrakció esetére az N_t elválasztófokozatok szükséges számát. Az N_t-t a CB háromszögoldalon az E_1, $E_2 ... E_n$ extraktum-állapotpontok számaként nyerjük.



21.48. ábra. Szilárd-folyadék ellenáramú extrakció

A szilárd-folyadék extrahálás mérlegének felállítása a folyadék-folyadék extrahálással analóg módon végezhető, ezzel meghatározható az oldószerszükséglet, az extraktumkihozatal és a lépcsőszám.

21.4. Szuperkritikus extrakció. (Destrakció)

Noha egyes nagynyomású (szuperkritikus) gázok oldási tulajdonságai már több mint 100 éve ismeretesek, az ipari gyakorlat csak mintegy 30 éve kezdte használatba venni a nagynyomású gázokat mint „oldószereket" az extrakciós (kivonatolási) technikában [48].

ZOSEL (aki 1963-ban szabadalmat kapott egy ilyen eljárásra) a nagynyomású gázos kivonatolást a desztillációval rokonította, és javasolta a műveletre a destrakció elnevezést. A művelet egyéb elnevezése nagynyomású extrakció (NNyE, azaz németül HDE=*H*och*d*ruck-*E*xtraktion, ill. angolul HPE (*h*igh *p*ressure *e*xtraktion). Más elnevezés SCGE=*s*uper*c*ritical *g*as *e*xtraction [19, 20, 99].

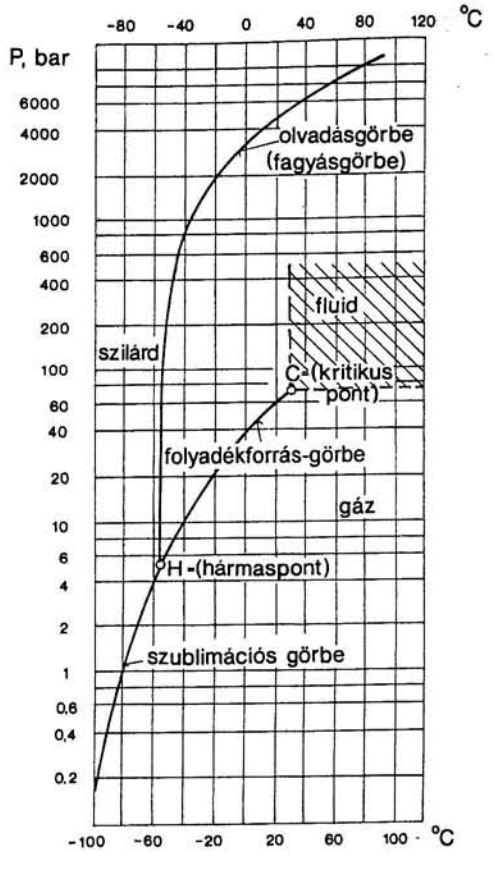
Az extrakció ezen változatában szilárd vagy folyékony halmazállapotú anyagokból szuperkritikus oldószerrel vonják ki az oldható komponenseket. Az oldott anyagot nyomáscsökkentéssel vagy valamilyen más művelettel (abszorpció, adszorpció) választják el az oldószertől. A szuperkritikus extrakció ma már többféle területen alkalmazott elválasztó művelet. A kávé és a tea koffeinmentesítése, a komló extrakciója, a dohány nikotintartalmának csökkentése, fűszerkivonatok, gyógynövény-hatóanyagok és kozmetikum alapanyagok előállítása

a legfontosabb ipari példák. A kőolaj feldolgozásánál a desztillációs maradék szuperkritikus extrakciója nagyipari méretekben is megvalósult.

A legfontosabb oldóanyag (oldógáz) a szén-dioxid. (V.ö.: *11.3. ábra*)

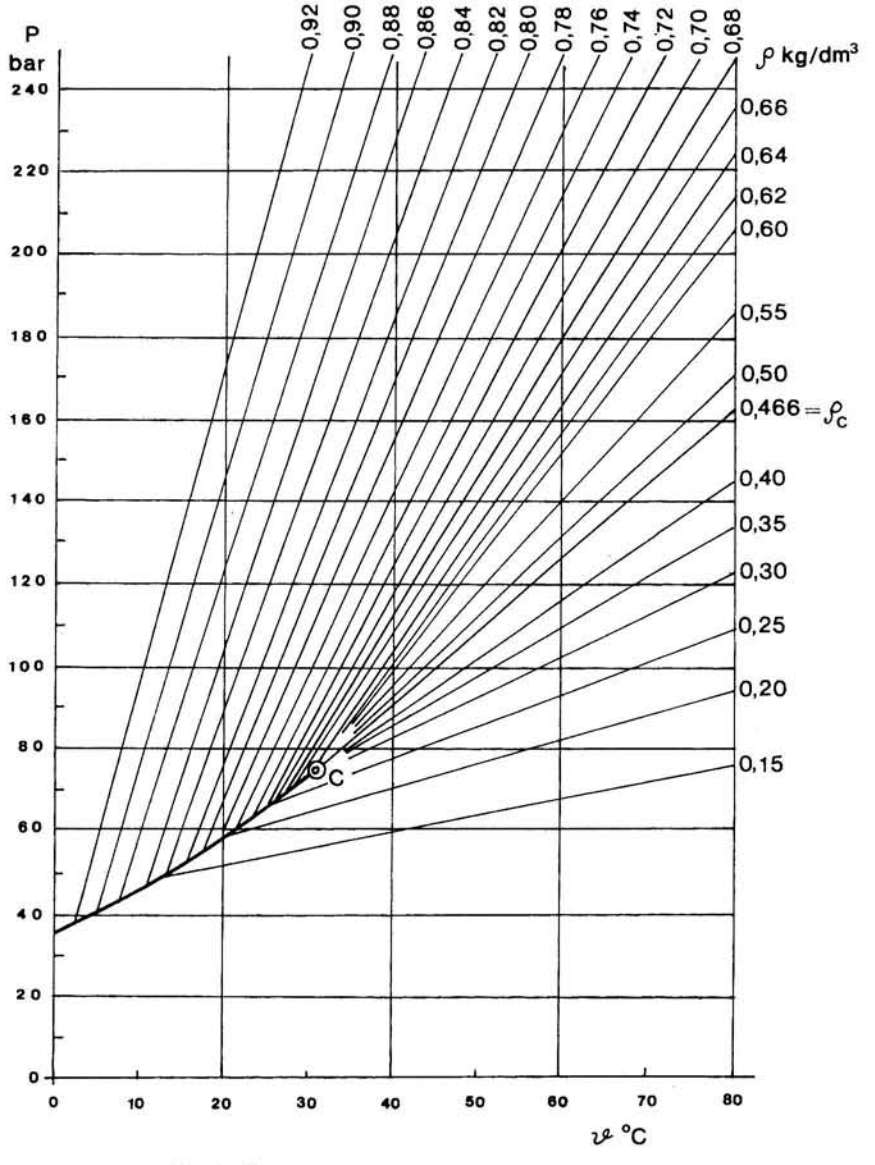
Fizikai-kémiai alapfogalmak

A CO_2 nyomás ~ hőmérséklet állapotdiagramon *(21.49. ábra)* az egyes halmazállapotoknak (szilárd, folyadék, gáz) megfelelő területeket az olvadási, forrási és szublimációs görbe választja el. *C* jelöli a kritikus pontot. A kritikus hőmérséklet és kritikus nyomás vonalai (szaggatott egyenesek) határolják a fluidállapotnak megfelelő területet. A szaggatott vonalakon átlépve nem történnek elsőrendű fázisállapot-változás, tehát nincs éles ugrásszerű változás a fizi-



21.49. ábra. Szén-dioxid fázisdiagramja

kai tulajdonságokban. Jól megfigyelhető ez a sűrűségvonalaknál (ρ), ahol a fluidállapotban a gáz sűrűségétől a folyadék sűrűségéig folytonos a változás *(21.50. ábra).*



21.50. ábra. Szén-dioxid sűrűség (izochor)vonalai
c – kritikus pont

Az oldékonyság pedig nagy mértékben függ a fluidállapotú oldószer sűrűségétől. A gőz-folyadék átmenetnél a sűrűség változása ugrásszerű, a fluidfázisban a sűrűség folyamatosan nő a nyomás növelésével. A sűrűségnek ez a folyamatos változása ad lehetőséget a szelektív extrakció, illetve szelektív szeparáció megvalósítására.

A szuperkritikus állapotú oldószer más fizikai-kémiai tulajdonságai a gáz- és folyadékállapot közötti átmenetet mutatják *(21.4. táblázat)*. A viszkozitás egy nagyságrenddel kisebb, a diffuziós együttható egy nagyságrenddel nagyobb, mint a folyadékfázisban. Ennek következtében az anyagátadás (pl. szilárd-fluid rendszerben) kedvezőbb lesz, mint a folyadéknál.

21.4. táblázat

A fizikai-kémiai jellemzők összehasonlítása különböző halmazállapotban

Fizikai-kémiai jellemző	Gáz	Fluid	Folyadék
Sűrűség (kg/m^3)	1	200...700	1000
Diffúziós állandó (cm^2/s)	10^{-1}	10^{-3}...10^{-4}	10^{-5}
Viszkozitás (Pa s)	10^{-5}	10^{-4}	10^{-3}

Az oldószer kiválasztása

Az extrakció körülményeit (nyomás, hőmérséklet) az oldószer kritikus adatai határozzák meg. A *21.5. táblázatban* foglaltuk össze az eddigi gyakorlatban használt oldószereket. A táblázatból látható, hogy széles hőmérséklet-tartományban dolgozhatunk.

21.5. táblázat

Destrakciós oldógázok kritikus adatai

Destrakciós oldógáz	ϑ_c °C	p_c bar	ρ_c kg/liter
CO_2	31,3	73,8	0,466
N_2O	36,5	72,6	0,46
N_2	–147,1	34,0	0,31
CF_3Cl	28,8	39,0	0,58
Etán	32,3	48,8	0,26
Etilén	9,5	50,8	0,22
Propán	96,8	43,0	0,225
Toluol	320,8	41,6	0,26
Ammónia	133,0	113,0	0,235
Metanol	240,0	80,9	0,272

A hagyományos extrakció oldószerválasztásának általános szempontjai itt is érvényesek. Az oldószer legyen jó oldhatóságú, könnyen hozzáférhető és olcsó. Viszont ne legyen mérgező a termékre vagy a környezetre káros hatású és tűzveszélyes. Vizsgáljuk meg az egyes oldószercsoportokat ilyen szempontok alapján:

freonok: (pl. CF_3Cl): kiváló oldószerek, mert nagy a sűrűségük, de drágák, károsak a környezetre, használatukat törvények tiltják;

ammónia: kémiailag nem indifferens, szennyezi a környezetet;

telített és telítetlen könnyű szénhidrogének (pl. etán, etilén): kis kritikus hőmérsékletűek, oldóképességük kicsi, gyúlékonyak és levegővel robbanóelegyet alkotnak, nagyobb szénatomszámú képviselőiket (propán, pentán, hexán) a kőolajfeldolgozó iparban alkalmazzák;

aromás szénhidrogének (benzol, toluol): nagy kritikus hőmérsékletük miatt csak szénhidrogénipari elválasztásoknál használják;

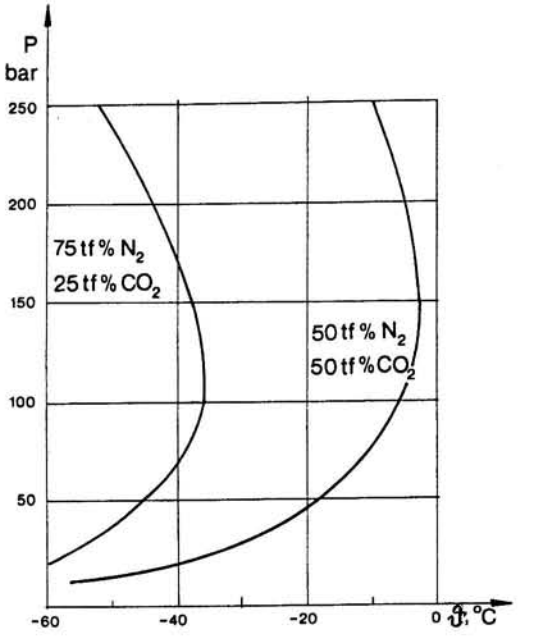
szén-dioxid: előnyös tulajdonságai miatt a leggyakrabban alkalmazott oldószer destrakció esetén.

A szén-dioxidot a következő jó tulajdonságai alapján használják szívesen a szuperkritikus extrakcióban oldószernek:

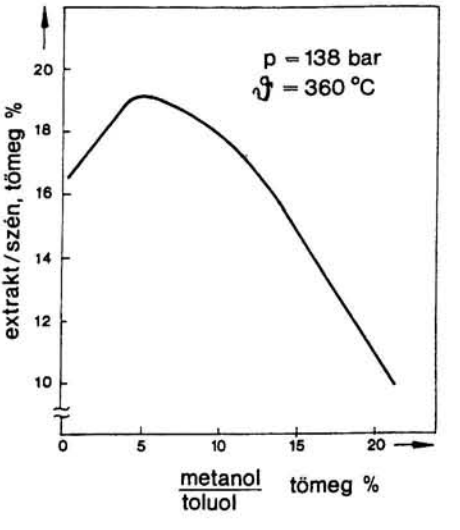
- nem káros az egészségre, így jól használható élelmiszerek, gyógyszerek és élvezeti cikkek előállításánál;
- viszonylag nagy a sűrűsége, így „nagy mennyiségű" anyagot tud oldani *(21.50. ábra)*;
- nagy mennyiségben áll rendelkezésünkre, viszonylag könnyen beszerezhető akár élelmiszeripari tisztaságban is;
- kicsiny a kritikus hőmérséklete (31,3°C), ezért közel szobahőmérsékleten lehet vele dolgozni, így nem károsodik a kezelt anyag és nem kell hőszigetelés a készülékre;
- nem lép reakcióba a kezelt anyaggal;
- élelmiszeriparban régóta használják (védőgáz, bakteriosztatikus hatás);
- nem szennyezi a környezetet (túlzott mértékben).

A szén-dioxid mint választott oldószer csak az apoláros komponenseket oldja megfelelő mértékben. Az oldóképesség javítható keverékoldószer (pl. szén-dioxid + propán) vagy kisegítő oldószer alkalmazásával. A kisegítő oldószerek többnyire szobahőmérsékleten folyékony szerves oldószerek (alkoholok, észterek, ketonok, szénhidrogének), amelyek néhány % koncentrációban is jelentősen megnövelik a poláros komponensek oldékonyságát.

Az oldó alapgázhoz egy vagy több egyéb komponenst adagolva egyrészt a kritikus paramétereket lehet módosítani, másrészt az oldóképességet, ill. szelektivitást fokozni.



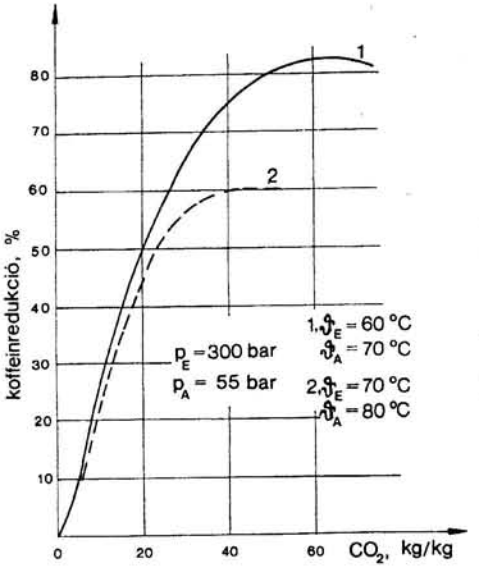
21.51. ábra. Szén-dioxid ~ nitrogén rendszerek harmatpontgörbéi



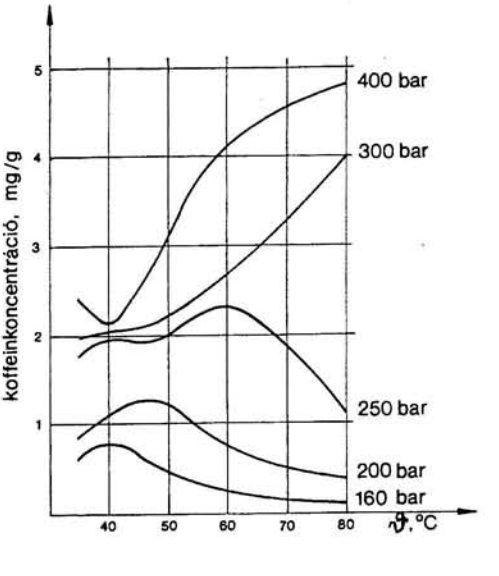
21.52. ábra. Szénextrakció metanol ~ toluol gázeleggyel

A *21.51. ábra* mutatja, hogy a szén-dioxidhoz nitrogént keverve a harmatpont (cseppfolyósodás kezdete) eltolódik. Nagyon érdekes a 138 bar nyomáson és ϑ = 360°C -on lefolytatott szénextrakció, amelyet metanol ~ toluol gázeleggyel végeztek. Mintegy 5% metanol/toluol aránynál a legkedvezőbb az extrakció *(21.52. ábra)*.

A kávéextrakciónál (koffeinmentesítésnél) mérték a koffein oldhatóságát különböző nyomású, ill. hőmérsékletű szén-dioxid-gázban *(21.53. ábra)* A koffeinextrakciót pörkölt kávéból a *21.54. ábra* mutatja.



21.53. ábra. Koffein oldhatósága szén-dioxid-gázban
E – index: extrakció, A – index: szétválasztás

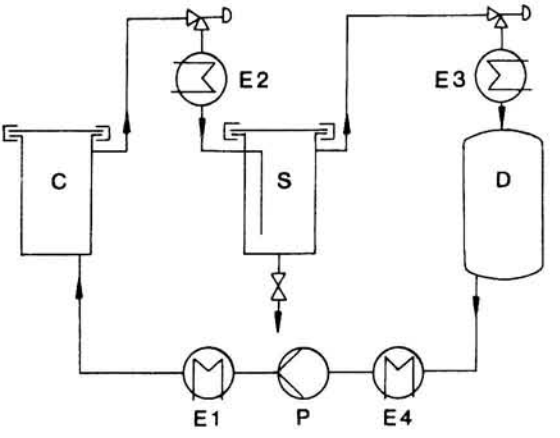


21.54. ábra. Koffein extrakciója pörkölt kávéból

A destrakció művelete és készülékei

Vizsgáljuk először a szilárd fázisból való extrakciót. A szilárd anyagot megfelelően elő kell készíteni a művelethez. Szükséges a megfelelő szemcseméret kialakítása, hogy az anyagátadás és az áramlás szempontjából kedvező töltetet kapjunk. A nagyméretű alapanyagot aprítják, őrlik, a porokat granulálják. Amikor a kinyerendő anyag nemextrahálható formában van jelen, akkor enzimmel vagy kémiai úton előzőleg fel kell szabadítani. Az előkészített szilárd anyagot töltik az extraktorba.

A destrakciós berendezést a *21.55. ábrán* mutatjuk be. Ez egyfokozatú CO_2-gázos (kísérleti) berendezés. Az extrahálandó nyersanyagot a *C* extrakciós



21.55. ábra. Destrakciós berendezés

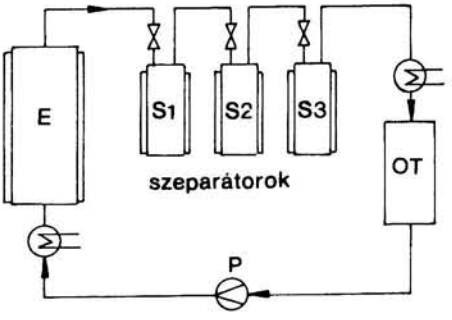
tartályba töltötték. Ennek zárása után a berendezést CO_2-gázzal kell átfuvatni (levegő kiüzése).

A *D* jelű cseppfolyós CO_2-gyüjtőtartályból folyadékot szív a szivattyú és ezt kb. 300 bar nyomásra nyomja. A szivattyú után kapcsolt E_1 hőcserélőben a hőmérsékletet 90°C-ra növeljük. Így a CO_2 fluidállapotba kerül: túllépi a kritikus nyomást (73,8 bar) és a kritikus hőmérsékletet (31°C). Ilyen állapotban kerül a *C* extrakciós tartályba, ahol a nyersanyagból kioldja a kívánt extraktumot.

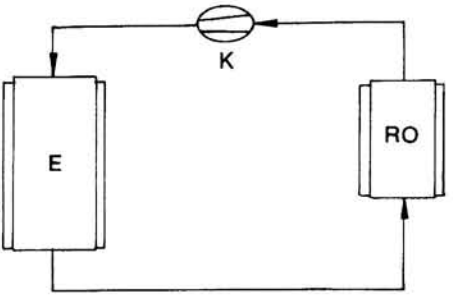
Az oldat az extraktor után nyomáscsökkentő szelepen keresztül a szeparátorba (*S*) jut. A szeparátor hőmérsékletén (T_s) és nyomásán (P_s) az anyag kiválik (nem oldódik), így az oldószertől elválasztható.

Az extrakció (T_E, P_E) és szeparálás (T_s, P_s) paramétereit az anyag oldékonysága szabja meg. Rendszerint nyomáscsökkentéssel jön létre szétválás. A szeparátorból távozó oldószergőz kondenzátoron keresztül visszakerül a (*D*) oldószertároló tartályba. A „regenerált" extrahálószert addig keringetik a rendszerben, míg a szilárd anyagban a kinyerendő komponens koncentrációja a kívánt értékre nem csökken. Ekkor a készüléket nyomásmentesítik és az extraktort kiürítik.

Gyakran előfordul, hogy a szilárd anyagból több komponenst kívánnak kinyerni és azokat külön-külön előállítani. A *21.55. ábrán* bemutatott készülékben ilyenkor T_{E1} és P_{E1} paraméterekkel extrahálják az 1-es komponenst. Az extrakció végén kiürítik a szeparátort és T_{E2}, P_{E2} hőmérséklet és nyomásértékek mellett kinyerik a 2. komponenst.



21.56. ábra. Destrakciós frakcionálóberendezés több szétválasztó edénnyel



21.57. ábra. Destrakciós berendezés abszorpciós vagy adszorpciós szétválasztóval

A frakcionálásnak egy másik módját a *21.56. ábra* mutatja. Egyszerre extrahálják az összes oldható komponenst (P_E, T_E), majd a nyomást és hőmérsékletet fokozatonként változtatva külön szeparátorban gyűjtik az egyes komponenseket.

Bizonyos anyagok (pl. koffein) esetében az oldékonyság nem változik élesen a nyomás csökkentésével. Ezért, hogy az oldószert tisztán nyerjük vissza, a szeparátorban nagyon kis nyomást kell választani. A recirkuláltatott oldószer újrakomprimálása viszont nagy energiát igényelne. Ilyen esetben gazdaságosabb más elválasztási műveletettel regenerálni az oldószert. A *21.57. ábrán* izoterm-izobár extrakció és szeparáció folyamatábrája látható. Az extraktumot egy töltött oszlopon (*RO*) vezetik keresztül, ahol az oldott anyagot fizikai módszerrel (adszorpció vagy abszorpció) elválasztják és a megtisztított oldószert kompresszorral (*K*) visszaszállítják az extraktorba. A ciklus végén az adszorbenst (pl. aktív szén) regenerálják, illetve abszorpció esetén, az oldatból (pl. vizes oldat) lepárlással, kristályosítással nyerik ki az extrahált anyagot.

A szakaszos üzem és a nagy nyomás különleges gyorszáró és -nyitó készülékeket igényel.

Az ismertetett szilárd-fluid extrakciós berendezések nagy hátránya, hogy szakaszosan üzemelnek. Nagy mennyiségű nyersanyag (pl. olajmagvak) feldolgozására mindenképpen célszerű lenne a folytonos technológiát megvalósítani.

A szilárd anyagnak a nagynyomású extraktorba adagolására három módszer ismeretes:

cellás adagolás, az anyag nem deformálódik, a működés adagszerű; ezt a megoldást használják pl. a kávé extrakciójánál (Maxwell House, USA);

csigaprés és extruder, az anyag deformálódik és felmelegszik, a működés folytonos;

szuszpenzió adagolása zagyszivattyúval (pl. nyers lecitin) [99].

22. Adszorpció

22.1. Bevezetés

Az adszorpció mint fizikai-kémiai folyamat és mint vegyipari művelet jelentősége és gyakorisága egyre inkább nő [47].

Figyelemreméltó, hogy a levegő cseppfolyósítása és rektifikációs szétválasztása (oxigén, nitrogén, nemesgázok) mellett sikerült megoldani molekulaszíták, mint adszorbensek alkalmazásával a levegő szétválasztását, a tiszta nitrogén, ill. oxigén előállítását.

A LINDE által 1902 óta használt és azóta többször tökéletesített levegőszétválasztásnál is használtak adszorpciót. Itt az adszorber azt a célt szolgálja, hogy lekösse, visszatartsa a szén-dioxidot és az igen komoly robbanásveszélyt jelentő acetilént.

Ami fontos segédberendezés és segédművelet volt, az ma vetekedő (konkurens) műveletté nőtte ki magát.

Az adszorpció fizikai- kémiájában jelentős szerepet játszottak magyar tudósok: a Nobel-díjas ZSIGMONDY RICHÁRD (kapillárkondenzáció), POLÁNYI MIHÁLY (adszorpciós potenciálelmélet), BRUNAUER ISTVÁN és TELLER EDE (BET-elmélet).

22.2. Alapfogalmak

Gázelegyek egyes komponenseit bizonyos aktív szilárd nagy belső pórusos felületű anyagok felületükön képesek megkötni. Ezeket a szilárd aktív anyagokat *adszorbenseknek* nevezzük.

A gázelegy ily módon történő szétválasztását, bizonyos komponens szelektív kioldását pedig *adszorpciónak*. Az adszorpció megnevezés egyrészt fizikai-kémiai, egy spontán folyamatot, jelenséget, másrészt egy műveletet jelöl, vagyis azt jelenti, hogy tudatosan és célszerűen kihasználjuk üzemi viszonyok között a fenti jelenséget.

A megkötendő gáz- vagy gőzkomponens neve *adszorbendum* (a megkötött pedig adszorptívum). A levegő vagy egyes gázok vízgőztartalmát szilikagél adszorbenssel lehet megkötni (a gázt „szárítani") Példa erre a vízelektrolizőrből kilépő hidrogén szárítása, vagyis H_2O-tartalmának megkötése *adszorberben,* adszorpciós készülékben.

Az adszorpció másik nagy felhasználási területe oldószer *leválasztása* levegőből, majd az adszorbens újrahasználhatóvá tétele, *regenerálása* és ezzel együtt az oldószer *kinyerése.* Ez utóbbi megfordított folyamat a *deszorpció.*

A deszorpció különleges fajtájának tekintjük a nedves anyag *szárítását,* noha itt a nedves anyag nem (feltétlenül) aktív anyag.

Az adszorpció-deszorpció fizikai jellemzésére az ún. szorpciós izotermák szolgálnak.

A *szorpciós izoterma* ábrázolására a $\varphi \sim X$ (vagy $X \sim \varphi$) diagram a legalkalmasabb, ahol $\varphi = \frac{p}{p^0}$ a relatív telítettség és X a p parciális nyomáshoz tartozó egyensúlyi koncentráció kg adszorptívum/kg adszorbens, ez a *telítés.* Megemlítjük, hogy X helyett V cm^3 gázkomponens/100 g adszorbens térfogati telítés is használatos. p a megkötendő komponens parciális nyomása a gázelegyben adott konstans T hőmérsékleten és p^0 ugyanezen komponens telítettségi nyomása, *gőztenziója.*

Nyilván $p \leq p^0$ és így $\varphi \leq 1$. Ha a relatív telítettség eléri az egységet a gázkomponens *kondenzálódni* kezd. Nagyon finom pórusú kapilláris rendszerű aktív anyag esetén már $\varphi = 1$-nél kisebb esetben is számolhatunk *kapillárkondenzációval.*

ZSIGMONDY RICHÁRD tanulmányozta először szilikagél kapillár-kondenzációját [126].

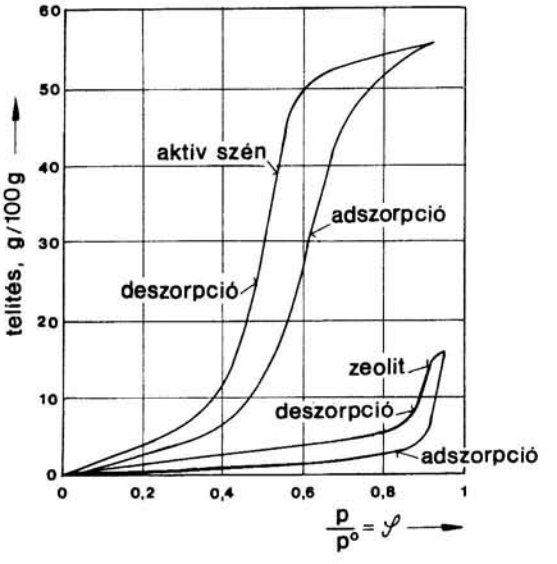
A szorpciós izoterma kísérleti kimérésekor elsőként *Zsigmondy* Richárd észlelte, hogy az izotermagörbe *hiszterézist* mutat, attól függően, hogy adszorpciót vagy deszorpciót használunk a kísérleti mérésnél. A *22.1. ábra* aktív szén és zeolit hiszterézise H_2O-szorpciónál 20°C-on

A *22.2. ábra* ötféle izotermatípust mutat.

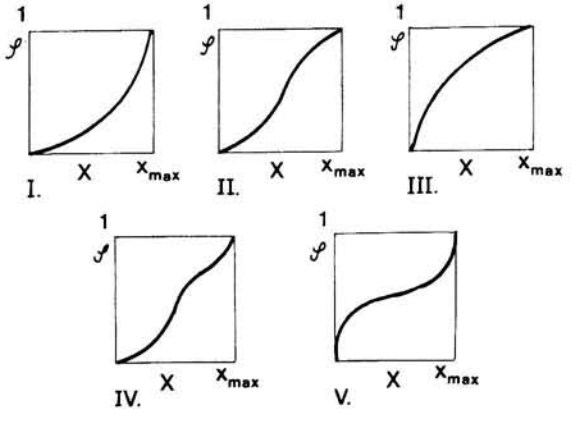
A szorpciós izotermaegyenletet elsőnek empirikusan BOEDECKER és FREUNDLICH írta le:

$$X = a\varphi^b, \tag{22.1}$$

ahol a és b empirikus állandók.



22.1. ábra. Adszorpciós hiszterézis. Vízgőzizotermák 20°C hőmérsékleten



22.2. ábra. Izotermatípusok

LANGMUIR az adszorbens felületén monomolekuláris borítottságot (egy molekulányi fedést) tételez fel. Abból indult ki, hogy az adszorbens felületén *egyrétegű* adszorpció következik be. A Langmuir-féle egyensúlyi izoterma-egyenlet:

$$X = X_m \frac{c_l \varphi}{1 + c_l \varphi} = X_m \frac{k_l p}{1 + k_l p}, \tag{22.2}$$

ahol c_l és k_l az adszorpciós hőt magába fogadó konstansok, X_m az adszorbeált mennyiség a teljes telítettségnél.

A szorpciós izoterma leírására (és egyúttal a nagy fajlagos felületű szilárd anyagok fajlagos felületének mérésére és számítására) szolgáló BET-elméletet 1938-ban publikálta BRUNAUER ISTVÁN, PAUL EMMETT és TELLER EDE [8, 9]. BRUNAUER ISTVÁN és TELLER EDE kiváló magyar származású kutatók. (Brunauer Budapesten tett kitüntetéses érettségit, Teller Ede tanulmányait a budapesti József Műegyetemen kezdte).

A BET-egyenlet

$$\frac{\varphi}{X(1-\varphi)} = \frac{1}{X_m c} + \frac{(c-1)\varphi}{X_m c}, \tag{22.3}$$

ahol X az adszorbeált tömeg (telítés), X_m a monomolekulás adszorbeált tömeg, c a BET-állandó, az adszorpciós és a kondenzációs hővel kapcsolatos:

$$c = c_o \exp\left(\frac{Q_{ad} - Q_{kond}}{RT}\right). \tag{22.4}$$

A Q_{ad} integrális adszorpciós hőre vonatkozó néhány adatot a *22.1. táblázat* tartalmaz.

22.1. táblázat

Szerves anyag (gőz)	Forráspont °C	Rejtett hő kJ/kg	Integrális adszorpciós hő kJ/kg
CS_2	46,2	351	703
CH_3OH	64,6	1118	1790
CCl_4	76,7	194	461
C_6H_6	80,1	389	866
C_2H_4	–103,9	394	1040

Adszorpciós hőmérséklet: 25°C;
1 cm^3 foly.adszorbatum/10 g adszorbens aktív szénre vonatkozó adatsor

Megemlítjük, hogy az adszorpcióval POLÁNYI MIHÁLY is foglalkozott (1916-ban), elmélete szerint a felületet fedő molekularétegek – részben a vonzóerők hatására, részben a többi réteg hatására – kompresszió alatt állnak.
Zsigmondy Richárd a szilikagél pórusszerkezetének ultramikroszkópos tanulmányozása kapcsán feltételezte, hogy az aktív anyag kapillárisainak falain végbemenő fizikai adszorpció mellett a szűk kapillárisokban lejátszódó kondenzáció ugyancsak fontos szerepet játszik az egyensúly kialakulásában [126].
Az I. jelű izotermatípus a Freundlich-, Langmuir- és BET-egyenlet szerint leírható. A II. és III. típust csak a BET-egyenlet írja le, A II. típusnál az adszorpciós hő a kondenzációs hőnél nagyobb, a III. típusnál kisebb.
Bevezetőben gázelegyek bizonyos komponensének megkötését, kinyerését említettük. Az adszorbensek folyadékok egyes szennyezőinek lekötésére (nyerscukoroldatok színtelenítésére, tisztítására, vízkezelésre, bor-derítésre) is alkalmazhatók.

22.3. Adszorbensek

A leggyakrabban használt adszorbensek:

aktív szén	(380 millió dollár)
molekulasziták (zeolitok)	(100 millió dollár)
szilikagél	(27 millió dollár)
aktivált alumínium-oxid	(26 millió dollár)

(a számok a Chem. Eng. Progress 1995 okt. adatai: a világon eladott mennyiségek árai [55, 62].)
Az adszorbensek néhány fontosabb jellemzőit a *22.2. táblázat* tartalmazza.
Az adszorbens felületi megkötő kapacitása annak (belső) porozitásától függ. Ez szabja meg a pórusfelület nagyságát, az adszorbens fajlagos felületét. A pórusátmérő és az adszorbens molekulaátmérője tehát kölcsönösen meghatározó értékek.
A pórusnagyság szerinti megkülönböztetés:

makropórusok	$d_p > 50$ nm
mezopórusok	$2 < d_p < 50$ nm
mikropórusok	$1 < d_p < 2$ nm
szubmikropórusok	$d < 1$ nm

22.2. táblázat

Adszorbensek áttekintő táblázata

Adszorbens	Adszorbens max. regenerálási hőmérséklete °C	Aktív felület a_p m^2/g	Szemcse-átmérő d mm	Átl. pórus-átmérő d_p nm	Belső porozitás φ %	Látszólagos sürűség ρ kg/m^3	Hővezetési tényező λ W/(m.K)	Fajhő c_p kJ/(kg.K)
Aktív Al_2O_3	500	300...350 (300...360)	2...10	2...5	25 ...35	800	0,09...0,1	0,88...0,92
Szilikagél*	400	300...800	1...5	2...4	35...50	700	0,09...0,1	0,92...0,95
Molekula-szita	600	600...800 (600...1100)	1...5	0,3...1,2	30 ...55	700...1000	0,04...0,05	0,8...0,92
Aktív szén	150	600...1500	1...4	0,5...7	50...70	300...600	0,175...0,28	0,84...1,1

* Megjegyzés: Kobalt indikátorral színezve: Blaugel
Telítve: rózsaszín, regenerálva: kék

A nagyobb (makropórusok) a molekulák hozzávezetését végzik és az adszorpció sebességét határozzák meg.

Az adszorpciós kapacitást döntő módon a mezo- és mikropórusok szabják meg.

Az adszorbensek fajlagos felületét többnyire alacsony hőmérsékletű nitrogénadszorpcióval BET-módszerrel határozzák meg.

Az adszorbensek fajai

Az adszorbensek vegyi összetétel és a szilárd vázszerkezet szerint két főcsoportba sorolhatók

1. szénbázisú adszorbensek
2. oxidbázisú adszorbensek

A szénbázisú adszorbensek közül legfontosabbak az aktív szenek. Ide sorolható még az aktív koksz és aktív szén molekulaszita. Alapanyaguk 90%-a szén (karbónium).

Az aktív szenek kapacitását benzol (vagy szén-tetraklorid) adszorpciójával jellemzik. Az adszorpciót átáramlásos készülékben a $\varphi = \frac{p}{p^o}$ rel. telítettség 9/10, 1/10, 1/100, 1/1000 értékénél mérik ki.

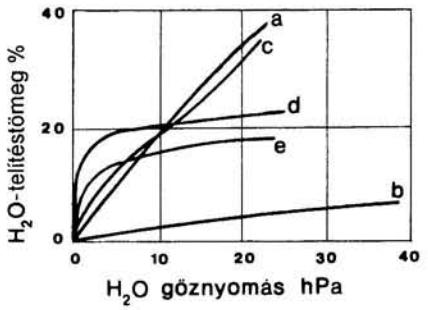
Milyen méretű a felületi megkötés adszorpciónál?

Levegőben levő benzolgőz legyen pl. 3,2 g/m^3 koncentrációjú (ez a 20°C-hoz tartozó 1/100 telítettségi nyomásnak felel meg) – hozzuk össze Supersorbon W jelű aktív szénnel. Az aktív szén saját tömegének 31,2%-át képes a benzolból adszorbeálni.

Legyen most a benzolgőz ennek 1/10-e, azaz 0,32 g/m^3 (a 20°C-os gőztenzió 1/1000 része); ebben az esetben a benzolmegkötés még mindig jelentős: a saját tömeg 20%-a!

Ha az aktív szén halmaztömege (térfogattömege) 390 g/liter, úgy 20°C-os telítettségi benzolgőz *kondenzációja* esetén a térfogatcsökkenési arány: 2720 : 1,
adszorpciónál 1/100 telítettségű benzolgőzből az arány: 37800 : 1,
és végül 1/1000 telítettségű adszorpció esetén az arány: 250000 : 1 (!).

Az oxidbázisú adszorbensek kapacitását általában a vízgőzadszorpció alapján minősítik. Tájékoztatásul közöljük a *22.3. ábrát.* Ez az adszorbens tömeg%-os telítése és a vízgőz-(rész-)nyomás összefüggését mutatja néhány oxidbázisú adszorbensre 20°C és 70°C hőmérsékleten.



a – szilikagél 20°C; b – szilikagél 70°C; c – aktív Al-oxid 20°C; d– molekulaszita 5Å 20°C; e – molekulaszita 5Å 70°C

22.3. ábra. A vízgőz-résznyomás és a telítés összefüggése néhány oxidbázisú adszorbensen 20°C és 70°C hőmérsékleten

Az *oxidbázisú adszorbensek* alapanyagának több mint 90%-a SiO_2 és/vagy Al_2O_3. Ide sorolhatók: a szilikagél, az alumínium-oxid (aktív timföld) és a zeolit-molekulasziták.

A *szénbázisú adszorbensek* alapanyaga fa, csont, tőzeg, fűrészpor, szén, kókuszdióhéj, petrolkoksz. Szilárd vázuk amorf, a mikrokristályok grafitrácsot mutatnak. Hidrofób (víztaszító) jellegűek.

Különösen jók szerves gőzök és más nempoláros vegyületek adszorpciójára.

Fajtáik sokasága miatt csak néhány jellegzetesebbet ismertetünk. A víz tisztítására szolgáló aktív szenek adszorpciós kapacitását fenoltelítés, illetve tetrapropilén-benzol-szulfonát-telítés utáni maradék koncentrációjával minősítik.

A színtelenítő-derítő aktív szeneket (por alakban) főleg a cukoriparban használják, ennek minősítésére ún. melaszfaktor szolgál. Az orvosi szeneket (carbo activatus medicinalis) metilénkék titerrel jellemzik.

A gáztechnikai szenek csaknem mindegyike 1,2...4 mm méretű kis hengeres szemcse. Kéntelenítésre aktív szénpor használatos. A gázálarcokban ún. G-szenet alkalmaznak.

A szemcsés aktív kokszot füstgáz kéntelenítésére használják, valamint előszűrőként véggáz- és víztisztításnál.

Az *oxidbázisú adszorbensek* erősen hidrofil (vízmegkötő) jellegűek és előnyösen használhatók poláros anyagok adszorbeálására.

A szilikagél aktív kovasavból és vízből álló szilárd anyag. Szűkpórusú és tágpórusú változatban kerül forgalomba. Kobalt indikátorral színezve telítve rózsaszín, regenerálva kék (Blaugel). Főleg víz megkötésre használják.

Az aktivált timföld (aktív alumínium-oxid) pórusos szilárd 700 – 800°C-on előállított Al_2O_3-változat. Szárításra használható.

A természetes és mesterséges zeolitok: molekulasziták, -szűrők. Tetraéderekből álló szabályos, azonos átmérőjű csatornás üregű kristályrácsos szerkezetűek *(22.4. ábra)*.

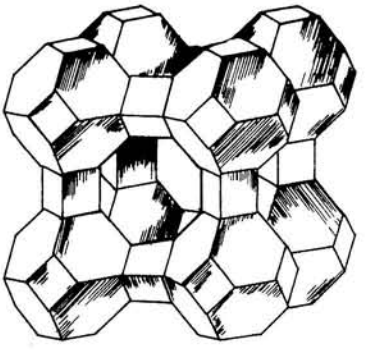
Több tízezer zeolitféleség létezhetik 60-féle kristályszerkezettel, de ezekből az ipar csak 10...11 félét használ. Az USA-ban egy 1988-as adat szerint (az akkori években) mintegy ezer szabadalmat adtak ki különböző zeolitokra évente.

Az üregcsatorna átmérője 0,3...1,2 nm (azaz 3...12 Å). Ez az egyszerű molekulákkal azonos mérettartomány. Hazánkban Tokaj környékén bányásznak természetes zeolittartalmú ásványokat (kőzeteket).

A természetes zeolitok (mint pl. mordenit, klinoptilolit) mechanikai szilárdsága jobb mint a mesterségeseké.

A molekulaszíták pórusszerkezete a kristályvíz kiűzésével alakul ki.

A csatornák a benyomuló idegen molekulákra szűrőszitaként hatnak. Főként A jelű (kristályos rendszerű) és X jelű zeolitokat használnak.



22.4. ábra. Egy molekulaszita-elem térbeli képe

Az A típusú nátrium-zeolit 4 Å átmérőjű pórusokkal rendelkezik. Ha $Na_2O \cdot Al_2O_3 \cdot xSiO_2 \cdot yH_2O$ alapképletet tekintjük itt x és y általában egész szám, de nem feltétlenül az. Az x = 2 esetén ez a zeolit 4 Å átmérőjű pórusos. Az Na_2O helyett K_2O, ill. CaO beépítésével a pórus 3 Å, ill. 5 Å. Az X típusú zeolit (fauyazit: $Na_2O \cdot Al_2O_3 \cdot 2{,}8SiO_2 \cdot yH_2O$) pórusai 10 Å átmérőjűek.

A molekulaszitákat gáztisztításra, levegőből nitrogén, ill. oxigén kinyerésére, kéntelenítésre, szénhidrogének szétválasztására stb. használják fel.

A leggyakoribb iparilag használt molekulaszíták a 3A, 4A, 5A, 10X és 13X jelűek, ill. típusúak.

H. WIRTH táblázatot közöl az Ullmann-enciklopédia 4. kiadás 2. kötetében, itt egyes fontos molekulák kritikus átmérőjét és a hozzá rendelhető célszerű zeolitot ismerteti *(22.3. táblázat)* [124].

22.3. táblázat

Molekula	Kritikus átmérő	Adszorbens			
	$\overset{o}{A}$	3A	4A	5A	10X-13X
Ar	3,8	–	X	X	X
H_2	2,4	X	X	X	X
O_2	2,8	X	X	X	X
N_2	3,0	X	X	X	X
CO_2	2,8	–	X	X	X
CH_4	4,0	–	X	X	X

22.3. táblázat folytatása

Molekula	Kritikus átmérő	Adszorbens			
C_2H_6	4,4	–	X	X	X
C_3H_8 és magasabb *n*-paraffin	4,9	–	–	X	X
C_2H_4	4,3	–	X	X	X
C_3H_6	5,0	–	X	X	X
C_4H_8	5,1	–	–	X	X
i-bután és magasabb *i*-paraffin	5,6	–	–	–	X
ciklohexán	6,1	–	–	–	X
CCl_4	6,9	–	–	–	X

22.4. Zónavándorlás és áttörés

Az adszorpció dinamikus tanulmányozása az ún. adszorpciós hullám (zóna-vándorlás) és áttörési pont jelenségével függ össze.

Ezeket a jelenségeket az iparban leggyakrabban alkalmazott ún. nyugvóréteges adszorbereknél vizsgáljuk meg.

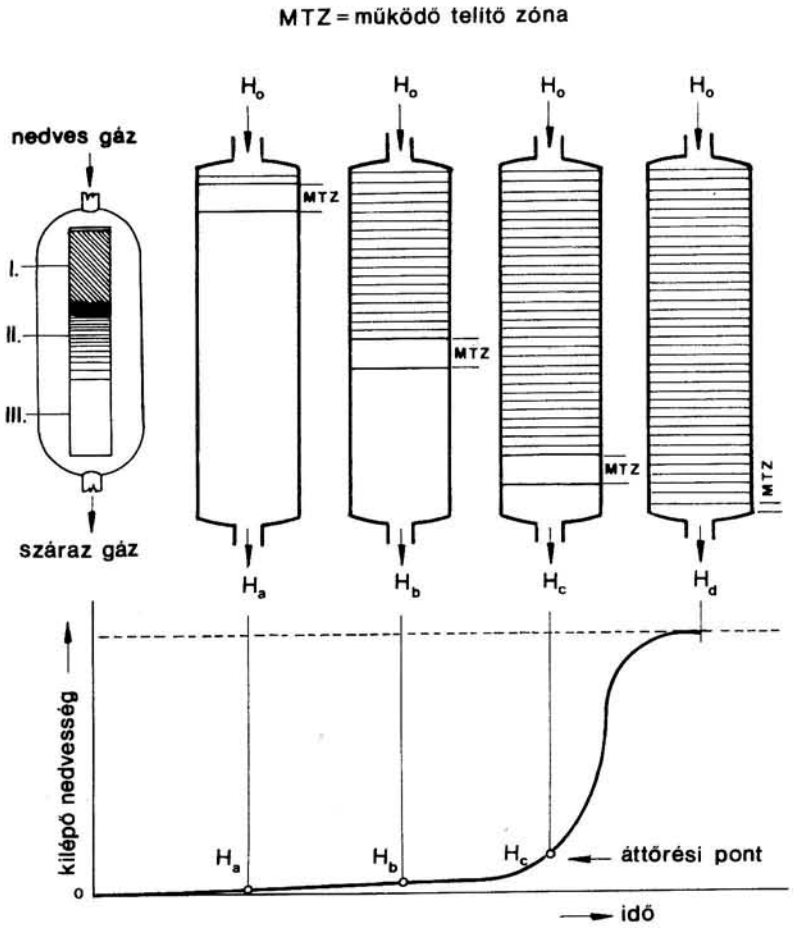
A nyugvóréteges adszorbereknél a koncentráció pontról-pontra változik, nincs állandósult állapot.

Az állandósult állapotú (stacionárius) művelet szükséges előfeltétele, hogy a szilárd adszorbensszemcséket folytonos áramlásban tartsuk, egyenletes szállításukról gondoskodjunk.

Ezt a problémát a hiperszorber feltalálásával oldották meg (1950). Kezdetben nagy reményeket fűztek a hiperszorberes gázszétválasztáshoz, ma már jelentősége erősen csökkent, alkalmazása úgyszólván megszűnt.

A szilárd részecskék folyamatos szállítása nehézkes, kényelmetlen és viszonylag drága. Gyakran gazdaságosabb a szétválasztandó gázelegyet, ill. folyadékoldatot nyugvóréteges adszorberen átáramoltatni.

A zónavándorlás és az átütési (áttörési) pont értelmezését a *22.5. ábra* kapcsán adjuk meg. Képzeljük el, hogy egy nyugvóréteges szilikagéles adszorbert levegő nedvességének eltávolítása céljából üzemeltetünk.



22.5. ábra. Adszorpciós zónavándorlás és áttörési pont értelmezése

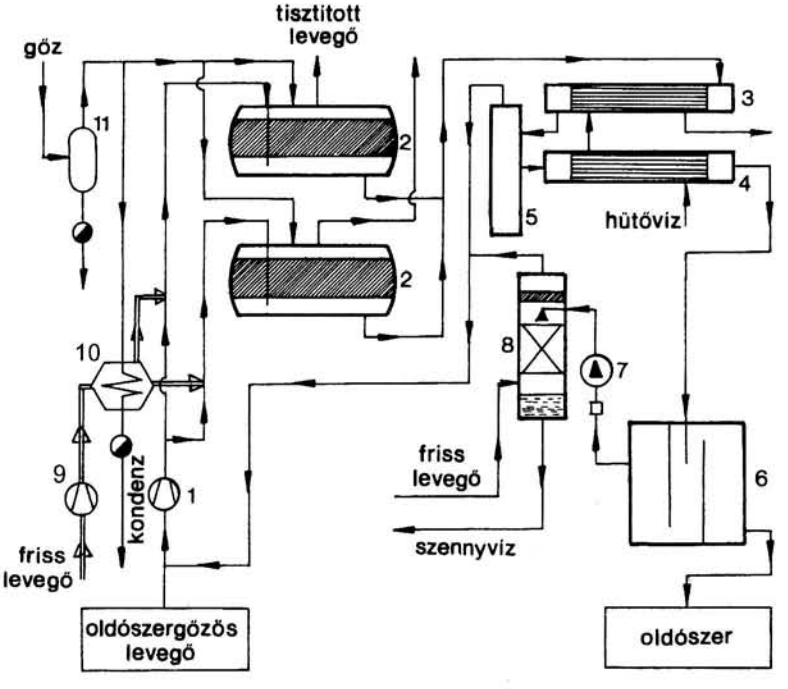
Az ábra bal oldali részén látható az adszorber vázlata. A nedves gáz felül lép be és a „száraz" gáz alul távozik. Egy adott üzemi időpillanatban a szilikagélréteg teteje egyensúlyi telítettségben van a belépő gázzal (I), a középen található a működő telítő zóna (II) és a réteg alja még nem működik, de működőképes, aktív (III). Az ábra jobb oldali részén négy különböző időpontban vázoltuk a helyzetet és a kötődés alakulását. A belépő koncentráció mindig H_0, a kilépő eleinte kissé változik (H_a és H_b); de mégis közel „száraz" gáz lép ki. A működő telítőzóna (MTZ) felülről lefelé vándorol. Ez az ún. adszorpciós hullám: a zónavándorlás. A H_c pont az áttörési vagy átütési pont. Az I. zóna csaknem a teljes adszorbens rétegre kiterjed. Még működik ugyan a II. zóna, de a III. zóna

már elfogyóban van. Ettől kezdve az MTZ a működő zóna egyre kisebb sávra korlátozódik és végül el is fogy. A teljes réteg kimerült. A H_d pont már azonos a belépő H_0-val. Az adszorber nem képes a nedves gázt szárítani.

22.5. Oldószervisszanyerés

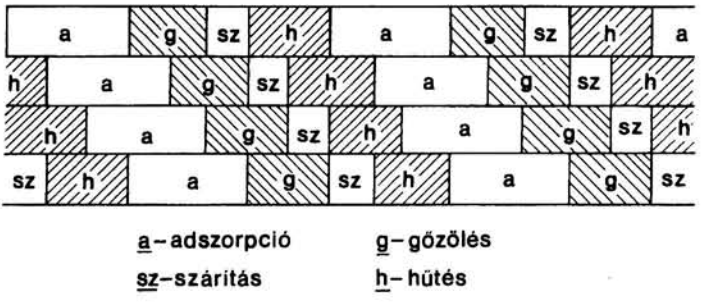
A *22.6. ábrán* vázolt berendezés aktívszenes adszorbertelep oldószergőzös levegő tisztítására (oldószer visszanyerésre) alkalmas.

A műveleti lépcsők:(a) telítés az adszorberben az áttörési pontig. A szabályzás módja lehet koncentrációs méréssel egybekötött és lehet idővezérléses. (b) a telítés áramlásirányával ellentett értelmű kigőzölés. Az összes gőzfelhasználásból mintegy 10% az aktívszén-ágy és az adszorber-edény felfűtésére



22.6. ábra. Kéttestes oldószervisszanyerő berendezés.
1 – oldószergőzös levegőfúvó, 2 – fekvő elrendezésű adszorber, 3 – kondenzátor, 4 – utóhűtő, 5 – közbenső edény, 6 – szétülepítő edény, 7 – szivattyú, 8 – kihajtó oszlop (strippkolonna), 9 – frisslevegőfúvó, 10 – léghűtő hőcserélő, 11 – cseppleválasztó edény (gőzszárító)

jut. Ennél lényegesen több (30...40%) az adszorbeált oldószer és a víz elgőzölésére, vagyis a deszorpcióra fordítódik. A vízgőzmennyiségnek mintegy fele jut a deszorpciós hőmérséklet fenntartására és az adszorbens-ágy öblítésére. Hozzávetőleg 2,5 kg gőzt kell számolni minden kg deszorbeált oldószerre. A vízzel nem elegyedő oldószer esetén a hűtést és a kondenzációt egyszerű fázisszétválasztás követi. Sok esetben a vizes fázist strippeléssel utótisztítják, (a szennyvíz előírt oldószertartalmának betartása miatt). A kihajtó (stripp) levegő a második adszorber telítési levegőjéhez keverhető. Olyan oldószer esetén, amely vízzel elegyedik desztilláció szükséges befejező lépésként. (c) meleg levegővel szárítják az adszorbereket, hogy a vízgőz kondenzációját és az aktívszén túlnedvesedését elkerüljék. (d) levegővel hűtenek. Ez az eljáráslépcső a rendszer kielégítő hőkapacitás esetén a (c) lépcsővel kombinálható [114]. A *22.7. ábrán* egy négytestes adszorpciós telep kapcsolási időszakasz-terve látható.



22.7. ábra. Négytestes adszorpciós telep időkapcsolási terve

22.6. Gázelegyek szétválasztása

Adszorpciós műveleti megoldásokat nemcsak levegőtisztításra, véggázok kezelésére, ill. víztisztításra használnak, hanem gázelegyek szétválasztására is. Az elmúlt mintegy 25 évben a molekulasziták (szintetikus zeolitok és szén molekulaszűrők) ipari alkalmazása és a nyomásváltós, nyomáslengetéses (pressure swing, PSA) adszorpció kidolgozása figyelemreméltó fejlődés.

Gázelegyek (és folyadékelegyek) adszorpciós szétválasztása szerkezeti, egyensúlyi és kinetikai hatásokon alapul.

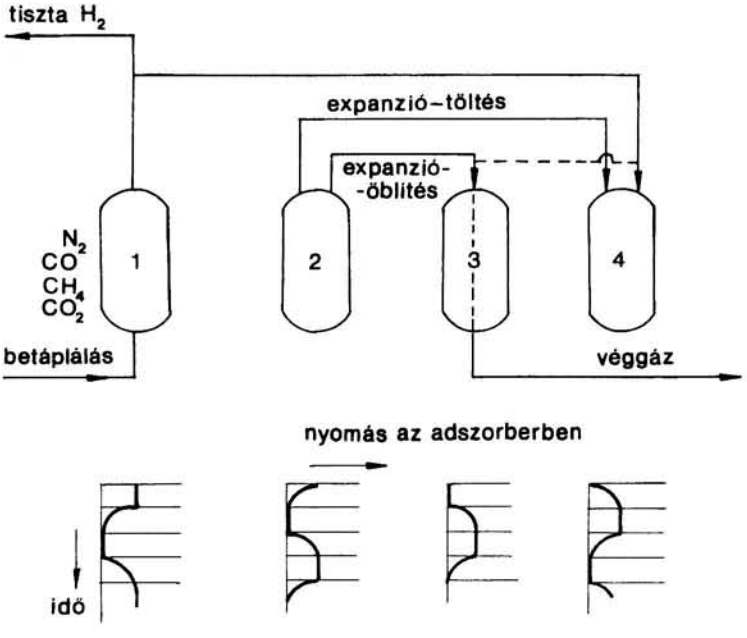
Szerkezeti hatás: az adszorbens mikropórusaiba csak azok méreténél kisebb átmérőjű molekulák tudnak behatolni. Ez szitahatást, szűrőhatást jelent.

Az egyensúlyi hatás érvényesül, ha az elegy egyik komponense a másiknál erősebben kötődik az adszorbenshez.

Kinetikai hatás: a mozgékonyabb molekulák gyorsabban diffundálnak a pórusokba. Ily módon az adszorpciós telítés adott időponti megszakításával jó szétválasztás válik lehetővé.

1. A szintézisgáz gyártásnál a *hidrogént* rendszerint nitrogén, szén-monoxid, metán és szén-dioxid „szennyezők" kísérik. Ezek a komponensek molekulaszitán (zeolit) a hidrogénhez képest jól adszorbeálódnak. A nyers gázt adszorbens oszlopon átvezetve tiszta hidrogén nyerhető. Az üzemnyomás 2...4 MPa, a regenerálás 0,1 MPa nyomáson öblítéssel megy végbe.

A *22.8. ábra* négytestes adszorbertelep kapcsolási vázlata. Mialatt 1-adszorberben a nyers gáz nagy nyomáson átvezetve „tisztul", a (2) adszorberből a szennyező komponenseket nyomáscsökkentéssel részben deszorbeálják. Egyidejűleg a (3) adszorbert öblítik (tovább regenerálják). A (4) testet nyomás alá helyezik (feltöltik) a következő ciklushoz. Az ábra alsó vázlatrésze a nyomáslengetést mutatja. A folyamat ciklikusan ismétlődik.



22.8. ábra. Nyomásváltós adszorpció hidrogén tisztítására

2. Környezeti vagy 40...60°C hőmérsékletű levegőből többféle nyomáslengetős adszorpciós eljárással sikerült 80...95 % *oxigén*tartalmú gázelegyet előállítani. Itt nitrogénszelektív molekulaszitát (zeolitot, szén molekulaszűrőt) használnak. Az említett eljárások egyik csoportja képes közel atmoszferikus

nyomáson adszorbeálni. E lépésben oxigéndús gáz a kinyerhető termék. A nitrogén deszorpcióját ellentett irányban vákuum létesítésével végzik. Az eljárások másik csoportjánál az adszorpció (0,5 MPa) túlnyomásos, a deszorpció közel atmoszferikus. A deszorpciót oxigéndús gázos öblítés követi. Az Air Products and Chemicals, Inc. új PSA oxigén adszorpciós telepe 4-testes és egy ciklus nyolc műveleti lépcsőből áll. A teljes ciklusidő 10 perc. A berendezés idővezérelt automatikus irányítású.

Megjegyzendő, hogy az oxigénelőállítás klasszikus módszere: az atmoszferikus levegő komprimálása, rekuperatív vagy regeneratív hőcserélős fojtásos rendszerű cseppfolyósítása (Linde-eljárás), illetve előbbiek és expanziós gép (detander) kombinációja (Claude-, ill. Kapica- eljárás) és a cseppfolyós levegő rektifikációs szétválasztása. Ez a módszer közel 100 éve tonnaszámra képes gáz alakú vagy cseppfolyós oxigént és kiegészítésképpen különböző tisztasági fokú nitrogént is előállítani. (V.ö.: 20. fejezet)

A levegő szétválasztásának említett klasszikus *kriogén*módszere (cseppfolyósítás és rektifikációs szétválasztás) mellett megjelent az erősen dúsított és tiszta nitrogént előállító a membránszeparációs eljárás is. Ez utóbbi eljárást a 25. fejezetben taglaljuk.

Már itt is érdemes megemlíteni, hogy a nyomáslengetéses adszorpció, a kriogénmódszer és a membránszeparáció ipari munkatartományait a Chemical Engineering Progress folyóiratban W.J. *Koros* közli [62, 63].

Legújabban az Air Chemicals cég (USA) olyan oxigénelnyelő eljárást dolgozott ki, amely – bár még nem ipari méretű – nagy elnyelőképességű adszorberágyat alkalmaz. Az adszorbens kettőssó $\left[LiCo(CN)_5 \cdot 2(CH_3)_2NCO\right]$. E kristályos adszorbens levegőből 10 perc alatt 7 tömeg% oxigént nyel el. 17 napon keresztül folytatott 545 adszorpciós-deszorpciós nyomásejtéses ciklus után is csak 15%-ot vesztett az oxigénnyelő képességéből. Az oxigénnyelés reverzibilis, a deszorpció fél óra alatt 90%-os; bizonyára ipari eljárássá fogják fejleszteni [102, 103].

A Chemie-Anlagen+Verfahren folyóirat 1975 évi 5. számában H. LÜLLMANN és B. FRANZ „Gasversorgung on-site" c. cikkükben összehasonlítást tesz az adszorpciós, a membránszeparációs és a klasszikus (kriogén) nitrogénelőállítási rendszerek között [68].

Szerintük a PSA (nyomáslengetős) szénmolekulaszitás adszorpciós rendszer célszerű mindenekelőtt a 95...99,9 térfogat % tisztaságú 10...1500 m^3/h nitrogén előállításnál.

A szén molekulaszita alkalmas levegő oxigénjét a pórusaiban megkötni. A ciklusidő ~ 1 perc, a vezérlés folytonosan méri és felügyeli a nitrogén termékgázban az oxigén (maradék)koncentrációt.

A zeolit molekulaszita alkalmas a nitrogén megkötésére és így oxigén termékgáz előállítására rendszerben. Itt viszont célszerű vákuumtartományban működő nyomáslengetéses adszorpciót (VPSA) alkalmazni.

A membránszeparációs rendszer előnyösen használható egy fokozatban 95 térf. % nitrogéntisztaságig. Viszonylag kisebb kompresszor is elég, az energiaköltség mérsékelt, a hozam 55 %-os. 99 térf. % tisztasági fok esetén már kétfokozatú rendszer szükséges.

Oxigén előállításhoz már 45 térf. % tisztaságnál is kétfokozatú membránszeparátort kell használni.

A nyolc kilences tisztaságú (99, 999999) nitrogént csak klasszikus módszer tudja biztosítani, erre a célra a nitrogént folytonos üzemben előállító ún. Cryogen Generator egység alkalmas (300...3000 m^3/h). Ez cseppfolyós nitrogént és gáz alakút egyaránt gyárt.

22.7. Folyadékelegyek szétválasztása

Folyadékelegyek adszorpciós szétválasztásának egyik lehetséges módja a *gázfázisú* eljárás. *Isosiv-eljárásnál* az üzemi hőmérséklet 315...343°C petróleumfrakció és 315...398°C gázolajfrakció esetén, a nyomás 0,2...0,42 MPa. Cél *n*-paraffinok kinyerése. Az adszorbens 5A típusú szintetikus zeolit. A zeolit 0,5 nm átmérőjű pórusaiba a 0,48 nm átmérőjű paraffin-szénhidrogén molekulák képesek behatolni és ott adszorbeálódni. A nagyobb átmérőjű elágazó láncú, naftén- és aromás szénhidrogének nem tudnak behatolni és nem abszorbeálódnak. Az elválasztás szerkezeti hatáson alapul, a zeolit szűrőszitaként viselkedik.

Az Isosiv-eljárás kétadszorberes és nyomáslengetéses. Az üzemi hőmérsékletre előmelegített nyersanyagot üzemi nyomáson az első adszorbertestbe vezetik. A nem adszorbeálódott (elágazó és gyűrűs) vegyületeket a testből kilépve kondenzátoron és hűtőn vezetik át. Ezalatt a második testből a normálszénhidrogéneket ellenáramban kihajtják. A deszorpciót *nyomáscsökkenéssel* (expanzióval) és magasabb forráspontú petróleum, ill. gázolaj esetén *n-hexános öblítéssel* oldják meg.

Az adszorpciós és deszorpciós lépcsőket ciklikusan ismétlik, a nyersanyag bevezetése és a termékelvétel folytonos.

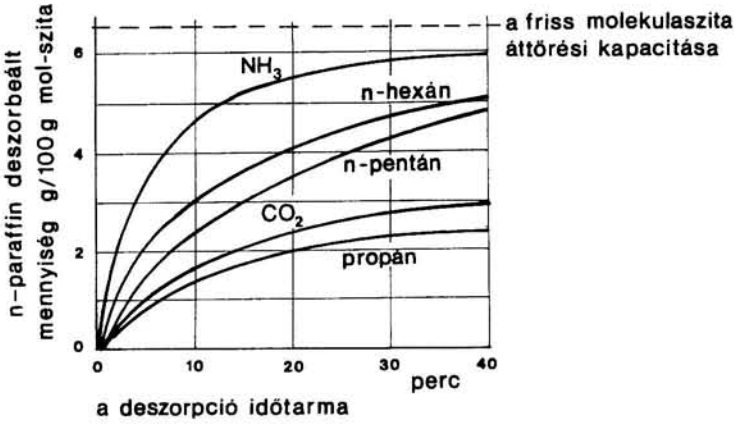
Az Isosiv-eljárás gázfázisban közel izoterm (340°C...350°C) körülmények között játszódik le, az Union Carbide cég szabadalmai szerint.

Az *n*-paraffinok mintegy 98%-ig kinyerhetők 95...98% tisztasági fokkal.

Ugyancsak gázfázisú eljárás a British Petróleum cég, 350°C izoterm eljárása ahol *n-pentán*-t használnak kihajtó közeg gyanánt. Az Esso-eljárás is izoterm, itt NH_3 a kihajtó közeg.

A gázolajfrakció molekulaszitás izo- és normálparaffin-szétválasztás deszorpciós (kihajtó) közegei lehetnek olyan *n*-paraffinok, ahol szétválasztandó komponenseknél mintegy 5...8 szénatomszámmal rövidebb lánchosszúságú komponenseket használunk.

A *22.9. ábra* mutatja a különböző deszorbeáló (kihajtó) közegeket C_{14}...C_{18} *n*-paraffinokhoz.



22.9. ábra. Deszorbeáló közegek C_{14} ... C_{18} *n*-paraffinokhoz

A molekulaszita 5A jelű, a hőmérséklet 380°C, a nyomás atmoszferikus.

Folyadékelegyek adszorpciós szétválasztásának másik lehetséges módja a *folyadékfázisú* eljárás.

Az Universal Oil Products cég (UOP) Sorbex néven egy sor eljárást szabadalmaztatott ún. szimulált mozgóágyas rendszerrel. Az adszorbens zeolit.

A legismertebb ilyen folyadékfázisú eljárások az UOP Parex- és Molex-eljárás. A Sorbex-eljárás-családról a *22. 4. táblázat* ad felvilágosítást.

A Sorbex-eljárás alapelvei:

folytonos molekulaszitás eljárás szelektíven adszorbeálandó komponensek kinyerésére ellenáramú szimulált mozgóágyas adszorpció. Voltaképpen *álló* (fix, stacionárius) adszorbens ágyon különböző folyadékáramok (nyerselegy és deszorbeáló anyag) be- és kilépési *helyének* periodikus változtatása. (Tehát az ágy nem mozog!)

22.4. táblázat

Az eljárás neve	Szétválasztás	A kivitelezett üzemek száma [1995-ig]
Parex	*p*-xilol – C_8-aromások	53
Molex	*n*-paraffinok –	
	– izoparaffinok	
	$C_{10} - C_{14}$	24
	$C_4 - C_6$	9
Olex	olefin – paraffin	6
Cresex	*p*-krezol, – *m*-krezol	1
Sarex	fruktóz – glukóz	5
		$\Sigma = 98$

p-xilol kinyerésére C_8-aromások elegyéből több eljárás ismert. Ezek közül leginkább a Parex-eljárás terjedt el.

Főbb ismérvei:

zeolit molekulaszitás folytonos szétválasztás, a *p*-xilol szelektív adszorpciója *folyadékfázisban* 177°C hőmérsékleten, 0,86 MPa nyomáson. A kinyerés 94%-os, *p*-xilol-tisztaság 99,5%.

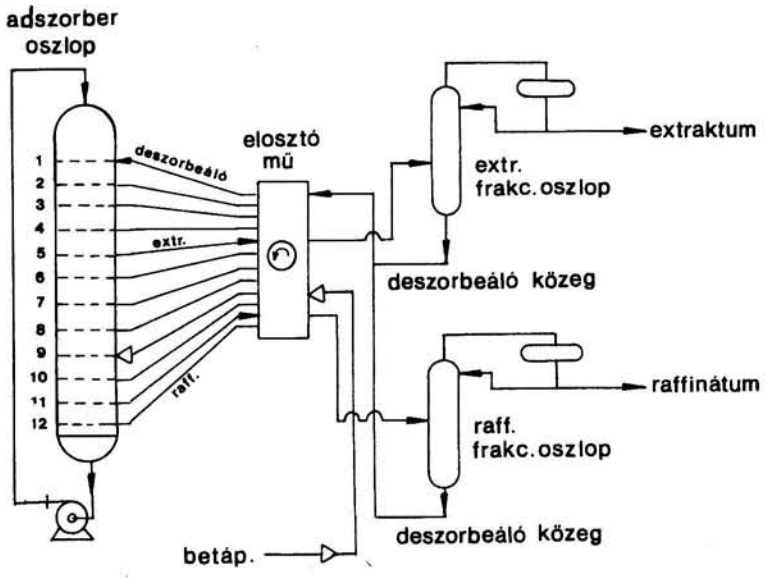
Az eljárás kapcsolási vázlata a *22. 10. ábrán* látható.

Az adszorbenssel töltött oszlop sok egymással összekapcsolt szakaszból áll. Minden szakaszhoz csővezeték csatlakozik, ezek pedig közös elosztóműhöz (forgószelep, elosztócsap). A forgó elosztócsap a cirkuláló folyadékáramot megfelelő helyre irányítja.

A keringető szivattyú az adszorbensoszlopban egyirányú áramot szolgáltat.

A berendezéshez két frakcionálóoszlop csatlakozik. Ezekben az adszorberoszlopból elvezetett *p*-xilol + deszorbeáló közeg elegyet (ún. extraktumot = kivonatot, nyeredéket) egyrészt és a nemadszorbeált betáplált anyag + deszorbeáló közeg elegyét (ún. raffinátumot = maradványt) frakcionálják a deszorbeáló anyag visszanyerése céljából. Ezt pedig visszavezetik az elosztóművön át a rendszerbe.

A deszorbeáló anyag folyadékállapotú szénhidrogén, amelynek adszorpciós affinitása kisebb mint a *p*-xilolé, de nagyobb mint a többi C_8-aromásé. A leginkább használt deszorbeáló folyadék a toluol (ill. a dietil-benzol).



22.10. ábra. Sorbex kapcsolási vázlat

22.8. Cukorlevek színtelenítése

Klerek színtelenítése

A cukoroldatokat (klereket) színteleníteni és tisztítani, szűrni kell. A klerek tisztítására a cukoriparban a színtelenítőszerek három fajtáját használják:
csontszenet (spódiumot),
vegyi eljárással aktivált (feltárt) műszenet,
vízgőzzel vagy gázzal aktivált műszenet [122, 123].

A csontszén

A csontszén (spódium) állati csontokból száraz lepárlással készül. A 2...3 cm-es darabnagyságú, kokszhoz hasonló csontszenet kb. 1 m átmérőjű, 7...8 m magas szűrőtornyokban használják cukorlevek színtelenítésére. A szűrőállomás 14...18 szűrőtoronyból áll, ezek megfelelő szerelvényrendszerrel tetszés szerinti sorrendben köthetők. A szűrés folyamán kimerült spódiumot kemencében hevítéssel regenerálják (frissítik), majd savazással tisztítják.

Aktív szenek

A spódium helyett cukoroldatok szűrésére ma már mindenütt aktív szeneket használnak. Ezek egyik fajtája a vegyi úton aktivált karboraffin típusú műszén, a másik pedig a vízgőzzel vagy gázzal aktivált norit típusú műszén. A karboraffin pH-ja 6,3...6,8, a norité pedig 7,0...9,0.

A karboraffin alapanyag fűrészpor vagy cellulóz (gyapot, vatta), amelyet tömény cink-klorid-oldattal itatnak át. A cink-klorid a sósavnak cinkkel (horgannyal) képzett sója. A cink-kloridos fűrészport megszárítják, majd addig hevítik, amíg a keverékből cink-klorid-gőzök nem távoznak. Ezután az anyagot lehűtik, felaprítják, majd porítják és forró vízzel keverik el, kevés sósavat adnak hozzá és szűrőprésen leszűrik. A présben visszamaradt anyag a karboraffin, amelyet bő vízzel kimosnak.

A friss karboraffinban mindig van egy kevés sósav, amelyet lúggal (híg mésztejjel) kell semlegesíteni, mielőtt a cukoroldathoz keverik. A karboraffin színtelenítő hatása a használattal fokozatosan gyengül, regenerálása nem fizetődik ki, mert a karboraffin olcsó.

A norit alapanyaga fa, amelyet túlhevített vízgőzzel tárnak fel, majd retortában addig hevítenek, amíg finom porrá nem szenesedik. A norit színtelenítő hatása nagyon jó. A kimerült noritot zárt edényben 600°C-ra hevítve frissítik fel, eközben a norit felületén szén válik ki, amely színtelenítő képességét csökkenti.

Az aktív szenek színtelenítő hatása abban áll, hogy a finom eloszlású, nagy felületű anyag az oldatban levő színezőanyagokat és a nemcukrok egy részét felületén összesűríti, megköti. Minél nagyobb az aktív szén felülete, tehát minél finomabb porozitású, annál több idegen anyagot köt meg; eközben felülete „eltömődik" és színtelenítő hatása csökken, az aktív szén kimerül.

A színtelenítő műszenek aránylag kis mennyiségben fejtik ki létisztító hatásukat. Így a karboraffinból 0,1 %, a noritból 0,5...1,0 % mennyiséget használnak (a cukor tömegére számítva).

Színtelenítés és szűrés aktív szénnel

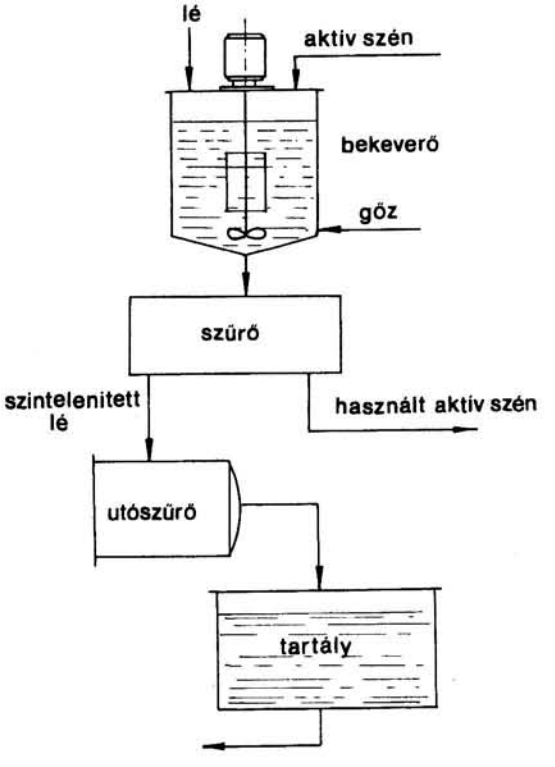
A színtelenítő szerek alkalmazásának két módja terjedt el a cukoriparban: a bekeverő eljárás és a rétegző eljárás.

A bekeverő eljáráshoz az aktív szenet szuszpenzió alakjában használják. A szénszuszpenzió kb. 15...20 % műszenet tartalmaz. A szuszpenziót külön kis keverőben készítjük, amelyben a lemért mennyiségű aktív szenet meleg vízzel alaposan elkeverjük. A nagyon finom eloszlású műszén a víz felületén helyezkedik el és nehezen nedvesedik. Ezért a keverőt addig kell járatni, amíg a mű-

szén a vízben átnedvesedve, egyenletesen el nem oszlik. Ezután a cukoroldatot kavarószerkezettel ellátott tartályban az aktív szenes szuszpenzióval elegyítjük és kb. 80°C-ra felmelegítve 15...20 percig kavarjuk. Ennyi idő alatt fejti ki az aktív szén színtelenítő hatását.

A rétegző eljáráshoz 20 % aktív szénből forró vízzel szuszpenziót készítünk, amelyet lassú egyenletes áramban kb. félóra leforgása alatt a zsákos szűrőre engedünk. Az aktív szén a szűrők kendőin 5...10 mm vastag, egyenletes összefüggő szűrőréteget képez, a víz pedig a szűrőszöveten keresztül távozik. Fontos, hogy az aktív szén lassan rakódjék a szűrőszövetre, mert a szűrőréteg csak így lesz repedésmentes. Az így előkészített szűrőre engedjük rá a színtelenítendő cukoroldatot. A szűrőszövetre rétegezett aktív szén hatóideje kb. 5...6 perc, tehát jóval rövidebb a bekevert aktív szén hatóidejénél.

A norit típusú aktív szeneket rendszerint a cukoroldattal együtt alkalmazzák, mert színtelenítő hatásukat lassabban fejtik ki, amire inkább a bekeverő eljárás nyújt módot.



22.11. ábra. Cukorgyári aktívszenes színtelenítő és szűrő berendezés

A karboraffint többnyire rétegezve használják, mert a benne levő igen apró finom szénszemcsék könnyen átmennek a szűrőszövet nyílásain és szennyeznék a szűrt cukoroldatot, ha vele együtt szivattyúznák a szűrőre. A rétegező eljárásnál a finom szénszemcsék átmennek a szűrőszöveten és a szuszpendáló vízzel távoznak, mielőtt még a cukoroldat szűrésére kerülne sor. A cukorleveket a kétféle aktív szénnel két lépcsőben is színteleníthetjük. Ilyenkor először a karboraffint, utána pedig a noritot alkalmazzuk, utóbbit jó színtelenítő hatása miatt eredményesen használják nagyon tiszta klerek szűrésére. A kétlépcsős eljárással 90%-os színtelenítési hatásfokot érhetünk el. A *22.11. ábra* cukorgyári aktívszenes színtelenítő és szűrő berendezést mutat.

A folyadékderítés és színtelenítés egyéb alkalmazásai

Kiterjedten alkalmaznak aktív szenet víztisztításra. Itt kombinációs eljárásról van szó. Ivóvíztisztításnál a szemcsés (vagy por alakú) aktív szén az oldott szervesanyagok eltávolítására szolgál, amelyek rossz ízt vagy szagot jelentenek, illetve mikroorganizmusok táptalajai lehetnek.

Szennyvíztisztításnál is szóba jöhet pl. ipari szennyvizeknél az aktív szén. Főleg biológiailag nehezen lebontható vagy toxikus anyagok esetén.

Kondenzvizek, kazántápvizek olajmentesítésére is használnak aktív szenet. Az aktív szén saját tömegének 15-szörösét is képes az olaj adszorpciójával megkötni. A kondenzvíz olajtartalma 1 mg/liter alá szorítható.

Különböző oldatok, levek, folyadékok színtelenítése, derítése és tisztítása is megoldható adszorpcióval. Csak felsorolásszerűen a részletek mellőzésével aktívszenes eljárások: glicerin színtelenítése, gyümölcslevek derítése, sörök ízkorrekciója, must és bor íz- és színkorrekciója, sellak és gyanták színtelenítése [113, 124].

23. Szárítás

23.1. Bevezetés

A szárítás a vegyipar, a gyógyszeripar, az élelmiszeripar, a kerámiai ipar, a bőripar, a faipar, a mezőgazdaság és sok egyéb más technológia egyik legfontosabb művelete.

Szárításon olyan műveletet értünk, amikor valamilyen nedves szilárd anyag nedvességtartalmát csökkentjük vagy eltávolítjuk elpárologtatás vagy kigőzölögtetés révén. Ehhez külső hőbevitel szükséges, amit rendszerint kívülről vezetünk be a nedves anyagba. A nedvességet mechanikai úton is eltávolíthatjuk. Ilyen módszer a kisajtolás, a centrifugálás, a szűrés. Ezt a mechanikai nedvességeltávolítást nem itt tárgyaljuk.

Egyesek nagyon tág értelemben szárításnak nevezik gázok nedvességtartalmának eltávolítását (pl. vízelektrolizisből származó hidrogéngáz víztartalmának szilikagéllel történő lekötése ilyennek tekinthető, de szerintünk ez adszorpció). Mások még tágabb értelemben folyadékok „szárításáról" is beszélnek. Ez utóbbi két műveletet itt nem tárgyaljuk.

A szárítás tehát hőközléssel egybekötött anyagátadási művelet, ahol a nedvességvándorlás mind a nedves száradó anyagon belül, mind annak felületén és a környező közegben (levegő, füstgáz) is lejátszódik.

A szárítási műveletek számszerű vizsgálata, a szárítóberendezések méretezése (vizsgálata) több szempontból is nehézséggel jár. Mindenekelőtt említendő a szárítandó anyagok rendkívüli sokfélesége. Ezen anyagok tulajdonságait, viselkedését nagyon nehéz számszerűen leírni. Ezek közül az anyagok közül sok természetes eredetű, amelyek a hőkezelésre érzékenyek, pl. a fa gyors és egyenlőtlen szárításnál repedezik.

A nedves anyag kezdeti állapota, tehát az, hogy alaktartóan szilárd vagy pépszerű, pasztaszerű vagy akár folyadékzagy igen erősen befolyásolja a szárítás és a szárítóberendezés kellő változatának, ill. típusának kiválasztását.

Egy másik nehézség éppen az, hogy az egyidejű hő- és anyagátadás több lépcsőben, összetett módon játszódik le. A nedvesség, amelyet el kell távolítanunk a legtöbb esetben víz. Sokszor előfordul, hogy (megelőző technológiai folyamatokból származóan) nem víz, hanem oldószer az eltávolítandó nedves-

ség.(Például a gyógyszeriparban metanol- vagy toluoltartalmú anyagokat kell szárítanunk).

Ha a nedvesség szilárd anyagban van kötve, azaz jég formában, úgy szublimációs szárításról beszélünk (más elnevezéssel: fagyasztva szárítás).

A hőközlésre többnyire meleg levegőt használunk és ez a szárítóközeg egyúttal az a környező gáz, amibe a nedvesség kipárolog (konvekciós vagy direkt szárítás).

Itt kell említeni a kontakt szárítást. A nedves anyagot pl. melegített fémlapon (tálcán) helyezik el, amely vezetéssel közli a szükséges hőt a száradó anyaggal. A nedvesség a környező gázba kigőzölög.

Érzékeny anyagokat csökkentett nyomáson (vákuumban) szárítanak. Különleges módszer a sugárzásos szárítás, ahol a hőbevitelről hősugárzás formájában (pl. infravörös sugárzó lámpákkal) gondoskodunk. Ugyancsak különleges módszer a belső hőkeltés dielektromos úton (nagyfrekvenciás szárítás).

E sokféleség is mutatja, hogy sem egyértelmű kiválasztási módszerrel, sem egységes tervezési koncepcióval mind ez ideig a száritástechnikában nem rendelkezünk.

23.2. A nedves anyag

A folyadék tiszta víz, tiszta oldószer vagy valamilyen oldat formájában kötődik az anyagban. A természetes anyagok sejtleve rendszerint sóoldat vagy cukoroldat (pl. cukorrépa).
A szárítandó anyaghoz kötődő folyadék lehet:

1. Tapadó folyadék:
   hártyaszerűen körülveszi, burkolja az anyag (anyagszemcse) felszínét a folyadék. A hártya fölött a nedvesség gőznyomása minden hőmérsékleten megfelel a telítettségi nyomásnak.
2. Kapilláris folyadék:
   a porózus, azaz lyukacsos szilárd anyag belső pórusaiban található folyadék. Ezt a száradási folyamatban kapilláris erők viszik a felszínre. Az ún. makrokapilláris anyagok esetén, ahol a pórusátmérő nagyobb, mint 0,1 μm a gőznyomás közel azonos értékű a telítettségi nyomással. Mikrokapilláris anyagoknál, ahol a pórusátmérő kisebb, mint 0,1 μm, a gőznyomás a telítettségi nyomásnál kisebb.
   Ez utóbbi anyagoknál a szárítási folyamat során a gőznyomás tovább csökken, mivel a nedvesség rögzül a kapillárisokban. Az ilyen szilárd anyag hig-

roszkópos (nedvszívó), amely a környezetéből mindaddig nedvességet vesz fel, amíg a nedvesség gőznyomása meg nem felel a telítettségi nyomásnak.

3. Duzzadó (vagy duzzasztó) folyadék:
   a duzzadó folyadék valóságos alkotórésze az anyagnak, szinte teljesen átitatja. Mint láttuk a tapadó folyadék a felszínt burkolja, a kapilláris folyadék a belső pórusokban van, de a duzzadó folyadék valósággal átjárja az anyagot; többnyire kolloid módon kötődik hozzá. A duzzadó folyadék nevét onnan nyerte, hogy az anyagot duzzasztja, az anyag térfogatnövekedésével jár együtt. A duzzadó folyadék eltávolításának következménye az anyag zsugorodása.
4. Vegyileg kötött folyadék:
   a vegyileg kötött folyadék az ún. kristályvíz. Ez a nedvesség szilárd alak meghatározó szerepet játszik (más és más kristályvízzel a kristályforma is más). A kristályvíz eltávolítása – a víz kilépése – csak az illető kristályra jellemző bomlási hőmérsékletet túlhaladva lehetséges. Ez a hőmérséklet általában olyan magas, amit a szárítás során nem érünk el.

A nedves anyagok és viselkedésük VAJDA ÖDÖN szerint [116] a következőképpen csoportosíthatók:

1. Olyan testek, amelyek sima felszínére tapad a folyadék. Ezek a közönséges „nedves" testek. Ilyenek pl. a nedves fémtárgyak, nedves üvegtárgyak.
2. Porózus, lyukacsos testek. Ezek szilárd részei összefüggő vázat alkotnak, amelynek üregrendszere folyadékot képes tárolni. Ilyenek pl. a szén, a tégla.
3. Összefüggéstelen szilárd szemcsék laza nedves halmaza. A szemcsék közötti hézagtérfogatokat a folyadék részben vagy teljesen kitölti. Ezek „masszát" alkotnak. Ilyen pl. a cukor vagy a só kristályosításakor képződő nedves pépes tömeg.
4. Kolloid gélek és kolloid géleket vázszerűen tartalmazó anyagok. Ilyenek pl. a vizes agyag, a tésztafélék stb.
5. Sejtszövetekből álló testek. A folyadék részben, mint sejtlé tölti ki a testeket. Másrészt a kolloid sejtfalak és a sejtekben levő más kolloid gélek tartalmazzák a folyadékot. Ilyenek az állati és a növényi testek részei, pl. a fa, a gyümölcsök, a bőr stb.

A száradó nedves anyag állapotjelzői

Az anyagok nedvességtartalmát a nedves vagy a száraz anyagra vonatkoztatva adhatjuk meg.

A nedves anyagra vonatkoztatott nedvességtartalom:

$$w = \frac{m_n}{m_{sz} + m_n}, \quad \text{kg nedvesség/kg nedves anyag,} \tag{23.1}$$

ahol w a nedves anyagra vonatkoztatott nedvességtartalom,
m_n a nedvesség tömege kg,
m_{sz} a száraz anyag tömege kg.

A száraz anyagra vonatkoztatott nedvességtartalom :

$$W = \frac{m_n}{m_{sz}} = \frac{w}{1-w}, \quad \text{kg nedvesség/kg száraz anyag,} \tag{23.2}$$

ahol W a száraz anyagra vonatkoztatott nedvességtartalom.

A gyakorlatban célszerűbb a nedves anyagra vonatkoztatott w nedvességtartalom használata, mivel 0...1 között változik, és százalékban is kifejezhető. Számítási célokra azonban a száraz anyagra vonatkoztatott W nedvességtartalom alkalmasabb. Az m_{sz} (szárazanyagtömeg) vonatkoztatási alap, ugyanis a szárítás során nem változik.
A nedves anyag hőtartalma tulajdonképpen 1 kg száraz anyagot tartalmazó nedves anyag entalpiája, az 1 kg száraz anyag és a benne lévő W kg nedvesség hőtartalmát adja meg:

$$i_a = c_{sz}\vartheta_a + Wc_{pF}\vartheta_a + \Delta i_{na}, \quad \text{kJ/kg szárazanyag,} \tag{23.3}$$

ahol c_{sz} a száraz anyag fajhője kJ/(kgK),
ϑ_a az anyag hőmérséklete °C
W a száraz anyagra vonatkoztatott nedvességtartalom kg/kg,
c_{pF} a nedvesség állandó nyomáson mérhető fajhője kJ/(kgK),
Δi_{na} az ún. adszorpciós (integrális), hidratációs vagy oldáshő, amely kötött nedvesség esetén lép fel kJ/kg.

Az adszorpciós hő értékére vonatkozó adatok hiányosak (gabonáknál a szokásos szárítási tartományban pl. a rejtett hő 5...10 %-a).
A nedves anyag fajhője:

$$c_{na} = c_{sz} + Wc_{pF} \text{ kJ/(kgK)},$$

ahol c_{na} a nedves anyag fajhője, melynek értéke a száradás folyamán változik.

Szorpciós izotermák, az egyensúlyi $\varphi \sim W$ diagram

A φ jelentése a nedves anyaggal érintkező közeg (levegő) relatív telítettsége, azaz relatív páratartalma:

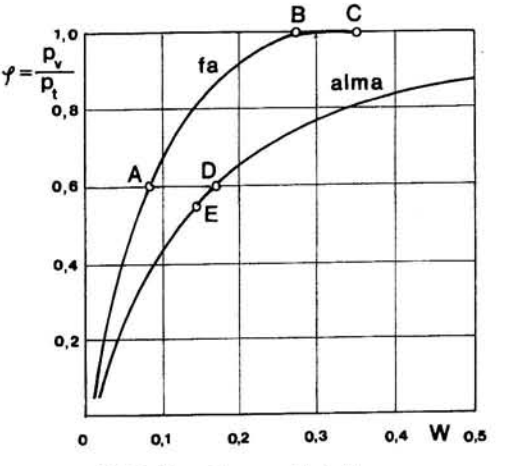
$$\varphi = \frac{p_v}{p_t}, \tag{23.4}$$

ahol p_v az aktuális (mért) parciális gőznyomás, p_t a telítettséghez tartozó gőznyomás, azaz adott hőmérsékleten a gőztenzió. Az esetek többségében a nedvesség víz, kipárolgás vízgőz, vagyis a száradó nedves anyagoknál a szilárd anyag víznedvességet ad le, tehát a deszorpció egy különleges fajával van dolgunk.

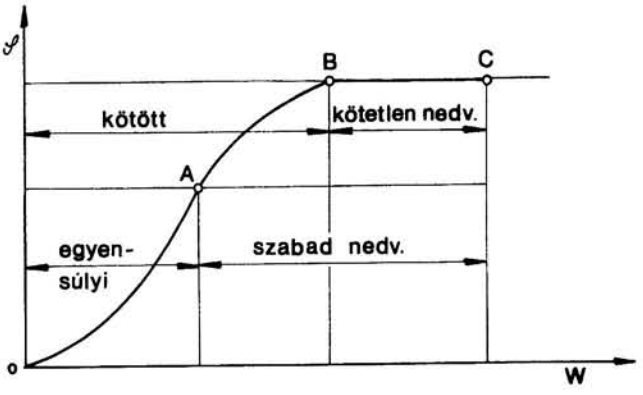
A szárítástechnikában többnyire $\varphi = \varphi(W)$ diagramokkal dolgozunk, ahol a hőmérséklet a paraméter. (Elvileg lehetséges lenne $\varphi = \varphi(\vartheta)$ diagramokat is használni akár W, akár p paraméterrel, ezekkel azonban nagyon ritkán találkozunk). A szorpciós izoterma kísérleti felvétele történhet akár adszorpciós, akár deszorpciós módon (nedvesítéssel, ill. nedvességelvonással).

A szorpciós hurok avagy hiszterézis bizonyos esetekben fellép, de kevéssé jelentős, a két görbe többnyire egybeesik.

A *23.1.* és *23.2. ábrán* a *B* pontot higroszkópos pontnak is nevezik (W_h).



23.1. ábra. Egyensúlyi diagram



23.2. ábra. A nedvességtartalom szabatos elnevezései

Az anyagok által a (környező gőztérből) maximálisan felvehető nedvesség mennyisége a higroszkópos nedvesség. Ennél többet az anyag csak a nedvesítő közeg folyadékába való merítésével vehet fel („csuromvizesség").

A száradás csak akkor következik be, ha a száradó anyagból a nedvesség képes a környező levegőbe (gázba) kigőzölögni. Ha ugyanis a környező gázban több a vízgőztartalom, mint a szárítandó anyagban, akkor ez utóbbi ahelyett, hogy kiszáradna – éppen ellenkezőleg – vizet vesz fel, azaz nedvesebb lesz.

Akár száradás, akár nedvesedés következik be, ez mindaddig tart, amíg az egyensúlyi állapot be nem áll. Egyensúlyban a száradó anyag vizének gőznyomása egyenlő az őt körülvevő levegő vízgőztartalmának parciális nyomásával.

Ekkor a száradó anyag és a levegő (gáz) nedvessége egyensúlyban van. A száradó anyag ezen állapotnak megfelelő nedvességtartalmát egyensúlyi nedvességtartalomnak nevezzük.

A száradó anyagok jellemzésére kísérleti vizsgálatok alapján felvett nedvességtartalom-diagramok adnak könnyen áttekinthető adatokat. Ilyen egyensúlyi diagram látható a *23.1. ábrán*. A vízszintes tengelyen a szárítandó anyag W nedvességtartalma található. A W értelmezése: ennyi súlyrész vizet tartalmaz 1 kg száraz anyag.

A diagram ordinátája a környező levegő (gáz) relatív nedvességét, azaz φ telítettségi fokát jelenti. A diagramon egészen pontosan a φ jelenti az anyag fölött észlelhető gőznyomás viszonyát a telített vízgőznyomáshoz (ugyanazon hőmérsékleten).

A *23.1. ábra* a fa és az alma száradásának egyensúlyi viszonyait szemlélteti. Egy példa kapcsán világítsuk meg a viszonyokat. Legyen pl. a fa nedvességtartalma: $W = 0{,}35$ kg víz/kg szárazanyag. Ez igen nedves, nagy víztartalmú fát jelent (az ábrán C pont). Hozzuk össze ezt a fát – folytonosan

érintkeztetve – olyan levegővel, amelynek telítettségi foka 60%-os (φ = 0,6 relatív levegőnedvesség). Ilyenkor a víztartalom a fából kipárolog és végül annyira lecsökken, hogy eléri az A pontnak megfelelő egyensúlyi koncentrációt. (Itt: W = 0,085 kg víz/kg szárazanyag.)

Ha ezt φ = 0,6 telítettségű levegővel – akár végtelen hosszú ideig is – érintkezésben tartjuk, a fa nedvességtartalma többé nem változik. Ha azonban kisebb relatív nedvességű (pl. φ = 0,4) levegővel hozzuk érintkezésbe a fát, akkor annak víztartalma tovább csökkenthető.

A fát teljesen kiszárítani csak tökéletesen száraz levegővel lehetne (a görbe kiinduló pontja 0-hoz esik).

A kiinduló ponttól B pontig terjedő szakaszt a fa *kötött* nedvességének nevezik. Ez lehet a sejtfalakon belüli nedvesség vagy a részekben megülő, vagy a felületen levő nedvesség.

Ha a fát vízgőzzel telített levegő hatásának tesszük ki, akkor nedvességtartalma nagyobb lesz, mint W = 0,27 kg víz/kg szárazanyag (az ábrán B pont). A B ponthoz tartozó értéken felüli nedvesség az ún. *kötetlen* nedvesség.

A *23.2. ábrán* feltüntettük a szabatos nedvességtartalom elnevezéseket. Az ábra ordinátája φ a gáz (levegő) relatív nedvessége (telítettségi foka). Az abszcissza a száradó anyag nedvességtartalma W kg víz/kg szárazanyag. Az egyensúlyi görbe 0 és B között a kötött nedvességet, azon túl (vízszintes egyenes) a kötetlen nedvességet jelenti. A görbe 0 és A közötti része a mindenkori (A-nak megfelelő) egyensúlyi nedvesség. Azon túl pedig a szabad nedvesség következik. Csakis ezt a szabad, elvonható nedvességet tudjuk elpárologtatni.

Higroszkópos anyagok

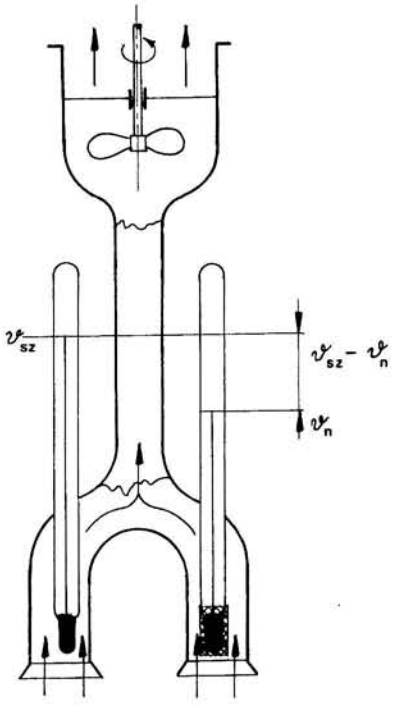
Néhány nedves anyag fölött *kisebb* a vízgőz nyomása, mint a hőmérsékletnek megfelelő telítettségi vízgőznyomás. Az ilyen anyagokat *higroszkópos* anyagoknak nevezzük. A higroszkópos (elfolyósodó, nedvszívó) anyagra a vele azonos hőmérsékletű levegőnél is csapódhat le vízgőz. Ez akkor következik be, ha az anyag fölött a vízgőz nyomása kisebb, mint a levegőben levő vízgőz nyomása. Ilyenkor nő az anyag nedvességtartalma mindaddig, amíg el nem ér egy egyensúlyt jelentő ún. *légszáraz* állapotot.

Ez azt jelenti, hogy a levegő vízgőztartalmától is függ a higroszkópos anyag légszáraz állapotának víztartalma. Az anyagokat csak legfeljebb légszáraz állapotukig érdemes kiszárítani. Ha ennél jobban kiszárítjuk őket, akkor csak levegőtől elzárva tárolhatók, ui. levegővel összehozva őket újra nedvesednek.

Ha a száradó anyag higroszkópos, akkor a száradás végén a kiegyenlítődési hőmérsékletnél valamivel nagyobb hőmérsékletre melegszik fel. Ez a felmelegedés nem jelent különösebb hőigényt.

Pszichrométer

A pszichrométerek és a higrométerek a levegő (gázok) nedvességtartalmát mérik. A legegyszerűbb ezek közül az *August-féle* pszichrométer. Ez két finom fokbeosztású, üvegburkolatú higanyos hőmérő. Az egyiken állandóan nedvesített géz vagy muszlin van, ez az ún. „nedves" hőmérő. A másik csupaszon áll: az a „száraz" hőmérő. A nedves hőmérő hőmérséklete az a pont, ahol a nedves levegő állandó hőtartalom mellett lehűlve eléri a telítettségi állapotot ($\varphi = 1$). A pszichrométer segélyével a nedvességtartalom meghatározható.



23.3. ábra. Aspirációs pszichrométer

Az aspirációs pszichrométer a légnedvesség (pontosabban a levegő relatív páratartalmának) meghatározására szolgál. Az *August-féle* pszichrométertől abban különbözik, hogy légátszívó kis ventilátorszerkezettel is fel van szerelve. E pszichrométert általában *Assmann-féle* pszichrométernek is nevezik. Vázlatos felépítést a *23.3 ábra* mutatja.

Mind a száraz hőmérő, mind a nedves hőmérő mellett szabad légköri levegőt szivat át a felül elhelyezkedett ventilátor (légsebesség kb. 2...3 m/s). Ily módon a nedves hőmérő felveszi az ún. hűlési határhőmérsékletet.

A két hőmérőn leolvasott hőmérséklet-különbség (pszichrometrikus differencia) segítségével a relatív nedvesség tapasztalati képletekből, ill. táblázatokból meghatározható.

A φ relatív légnedvesség (páratartalom %) a meteorológusok által használt *Sprung*-formulából számítható*

$$\varphi = \frac{p(\vartheta_n) - \frac{\vartheta_{sz} - \vartheta_n}{1500} b_H}{p(\vartheta_{sz})}, \tag{23.5}$$

itt p a vízgőz telítettségi tenziója és b_H a barometrikus magasságformula.

$$b_H = b_0 \exp\left(-\frac{H}{29{,}25 T_H}\right), \tag{23.6}$$

ahol $b_0 = 1{,}01325$ bar = 760 torr

és H a tengerszint feletti magasság [m],

T_H H magasságra az abszolút hőmérséklet [K]

ϑ_{sz} a száraz hőmérő hőmérséklete [°C]

ϑ_n a nedves hőmérő hőmérséklete [°C]

23.1. példa

Számítsuk ki a levegő relatív páratartalmát, ha a száraz hőmérő hőmérséklete $\vartheta_{sz} = 42$ °C és a nedves hőmérő hőmérséklete $\vartheta_n = 36{,}5$ °C. A $b_H = b_o = 1{,}01325$ bar felvételével és a gőznyomásokat gőztáblázatból kikeresve:

$$\varphi = \frac{p(\vartheta_n) - \frac{\vartheta_{sz} - \vartheta_n}{1500} \cdot 1{,}01325}{p(\vartheta_{sz})},$$

$$\varphi = \frac{0{,}06107 - \frac{42 - 36{,}5}{1500} \cdot 1{,}01325}{0{,}08198} = 0{,}6996,$$

vagyis kereken $\varphi = 70\%$, amely érték a pszichrometriai táblázatokkal megegyezik.

---

* Rábek, G.: Instalaciones térmicas (1982.) Caracas., 368-369p

Mennyi lesz a relatív páratartalom, ha a nedves hőmérő hőmérséklete ϑ_n = 25 °C (és az egyéb értékek változatlanok)? A Sprung-formula szerint számolva φ = 24,6 % (táblázatban φ = 25 %).

A száradás sebessége

A nedvesség az anyaghoz általában kétféleképpen kapcsolódik: szabadon vagy higroszkopikusan.

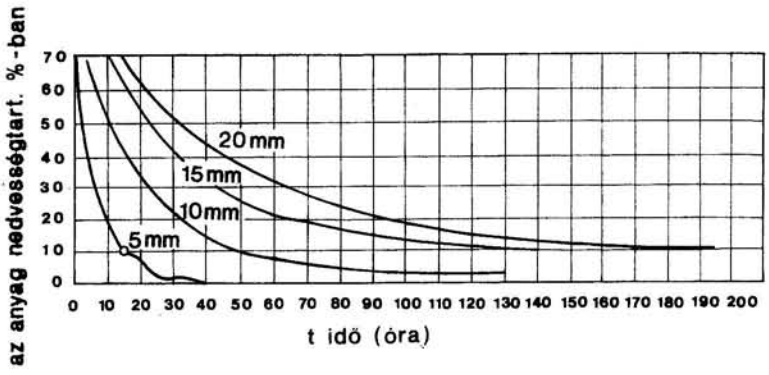
Minden anyag csak az egyensúlyi nedvességig képes száradni. A nedvesség az anyag felszínéről, felületéről párolog. A száradó test belsejében és a test felszínén más a nedvességtartalom. Az anyag belsejéből a víz a felszín felé vándorol. Ezt a jelenséget *diffúziónak* nevezzük. A felszíni párolgás és az anyag belsejében a víz diffundálása egyszerre játszódik le, de sebességük különböző lehet.

Gyors száradáskor előfordulhat, hogy a száradó test felszíne már eléggé kiszáradt, belseje pedig még mindig túl nagy víztartalmú. Például egy adott test felszínén már közel vízmentes kristályok képződnek vagy a kolloid anyagok már megdermednek, amikor a belső rétegek „*csöpögnek*" a víztől. Előfordulhat a kérges test erős felmelegedése, esetleg olyannyira, hogy a test belsejében levő víz a belső üregekben elgőzölög. Ilyenkor az anyag belsejében keletkező gőzbuborékok a kérget áttörik, megrepesztik néhány helyen, és ott a repedésvonalakon át gyorsan távoznak. Több száradási folyamatban előfordul, hogy a gőzbuborékok felduzzasztják, esetleg felpukkasztják a kérget. Ilyen jelenség a később ismertetendő porlasztó szárításnál is előfordul. A finom porlasztással szárított szemcsék nagyító alatt nézve kis hólyagocskáknak látszanak. Bizonyos anyagok száradás közben megtartják alakjukat, mások zsugorodnak.

A száradás sebessége: a szárítandó anyag 1 m^2 felületéről 1 óra alatt elpárolgó kg nedvességmennyiség: g_n.

A száradás időtartama a száradási sebesség ismeretében meghatározható volna, ám a száradási sebesség sajnos nem állandó, hanem a folyamat tartama alatt is folytonosan változik. Ha csökken az anyag nedvességtartalma, lassul a szárítás is. A legtöbb nedves anyag víztartalmának ~ 90%-át a szárítás teljes időtartalmának első felében elveszti, a maradék ~ 10%-ra viszont újabb félidő kell.

A száradás igen összetett, bonyolult jelenség. Sajnos többnyire nem tudjuk a száradási sebességet, a száradás idejét számítással meghatározni. Ezért legtöbbször laboratóriumi előkísérleteket kell folytatni és bizonyos esetekben „*félüzemi*" kísérletekre is szükség van.



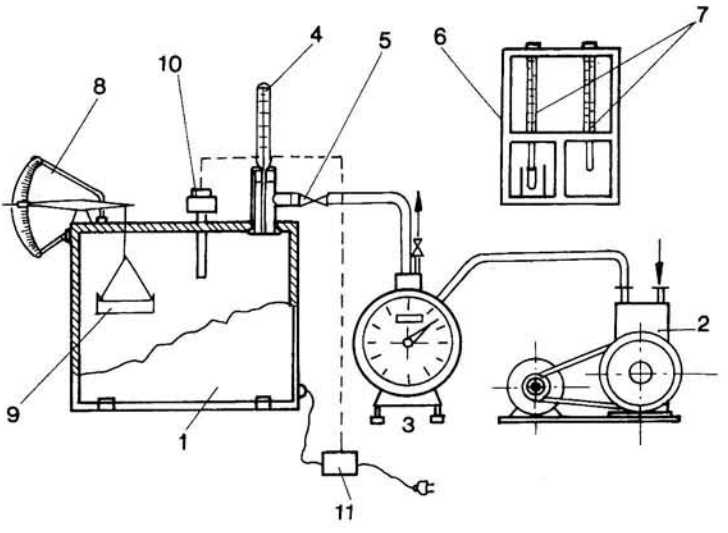
23.4. ábra. Enyvtáblák szárítási görbéi

A *23.4. ábrán* különböző vastagságú enyvtáblák szárítási görbéi láthatók. A vízszintes tengelyen a szárítás időtartama (órákban), a függőleges tengelyen az anyag nedvességtartalma %-osan van feltüntetve.

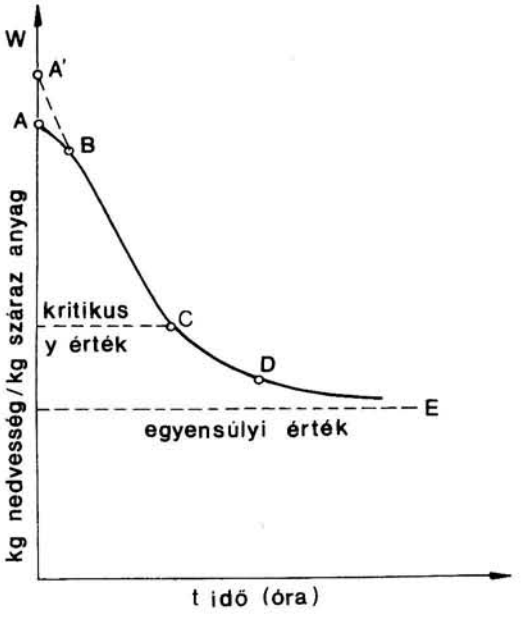
Az ábráról leolvasható, hogy pl. 10 mm vastag 50%-os adott kiindulási nedvességtartalmú enyvtábla szárítása 10%-os végnedvességig kb. 40 óráig tart. Eleinte a száradás gyors, majd lelassul és a végső nedvesség igen vontatottan áll be.

A szakaszos szárítás sebességét aránylag egyszerűen mérhetjük kísérletileg. A kísérlet nemcsak szakaszos szárításnál, de folytonosnál is jól használható felvilágosításokat ad. Az anyagminta száradási sebességét úgy határozhatjuk meg, hogy azt mérlegre függesztve kamrába vagy csőcsatornába helyezzük és kellő légáramról gondoskodunk. Ezután mérjük a száradó anyag súlyát az idő függvényében.

A kísérleti berendezést a *23.5. ábra* tünteti fel. A szárítószekrényre szerelt (8) mérleg (9) serpenyőjébe helyezzük a szárítandó vizsgálati anyagot. A serpenyő kétkarú mérleg jobb oldala, amellyel a mutatóval ellátott bal oldal tart egyensúlyt. Az ábra szerinti kivitelnél a skála közvetlenül a súlyveszteség %-ot mutatja. A szárítószekrény villamos-ellenállás-fűtéssel fűthető. A hőfokot a (10) kontakthőmérő méri, amely a (11) kapcsolórelén át szabályozza a szárítószekrény hőmérsékletét. A hőmérsékletet a (4) hőmérőn ellenőrizhetjük. A légcserét a (2) légszivattyú biztosítja. Az átszívatott levegő mennyiségét az (5) szeleppel szabályozhatjuk, az átáramlott levegő mennyiségét a (3) gázórával mérjük.



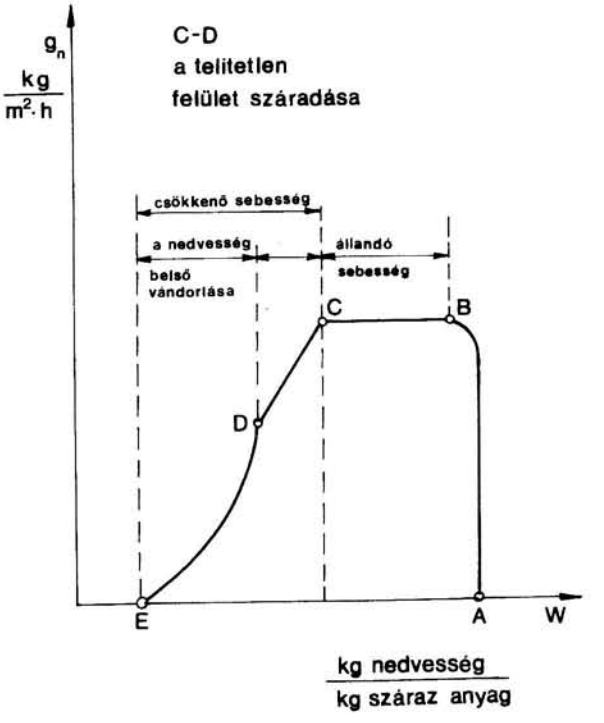
23.5. ábra. A szárítás sebességét mérő kísérleti berendezés
1 – szekrény, 2 – vákuumszivattyú, 3 – gázóra, 4 – hőmérő, 5 – szelep, 6 – August-pszichrométer, 7 – száraz és nedves hőmérő, 8 – mérleg, 9 – serpenyő, 10 – kontakthőmérő, 11 – kapcsolórelé



23.6. ábra. A száradás időgörbéje

A levegő nedvességtartalmát (*telítettségi fokát*) a (6) pszichrométerrel (nedvességmérővel) mérjük. Itt a (7) hőmérők (*száraz és nedvesített*) szerepe már ismert. Célszerű eltérő vastagságú mintákkal több kísérletet elvégezni. A kísérletből a száradás időgörbéje és ebből a sebesség meghatározható. A két diagramot együttesen vizsgáljuk meg. A száradási sebesség két fő szakaszra osztható, egy állandó sebességű és egy csökkenő sebességű szakaszra.

A *23.6.* és *23.7. ábrán* a kezdeti (kiegyenlítődési) *A-B* szakasz utáni *B-C* szakaszon a száradási feltételek változatlanok, az elpárolgás sebessége állandó.



23.7. ábra. A száradás sebességgörbéje

A kezdeti szakasz általában annyira rövid, hogy a későbbi szárítási idő mellett elhanyagolható.

Ha az anyag átlagos nedvességtartalma eléri a „*kritikus*" W_c értéket (*C* pont) a felületi nedvességhártya az elpárolgás révén annyira csökken, hogy további szárítás hatására az anyag felszínén már száraz foltok jelennek meg.

A sebesség lecsökken, a száraz foltok egyre nagyobb területre terjednek ki. A csökkenő sebességű szakasz első része (*C-D*) az ún. telítetlen felület száradása. A *D* ponttól kezdve a folyamatot a diffúzió sebessége szabja meg, va-

gyis a nedvességnek a test belső részeiből a felszín felé irányuló vándorlási sebessége.

Az *E* pontban az anyag nedvességtartalma eléri a környező levegő vízgőztartalmának megfelelő egyensúlyi *W* értéket. A száradás gyakorlatilag itt megáll.

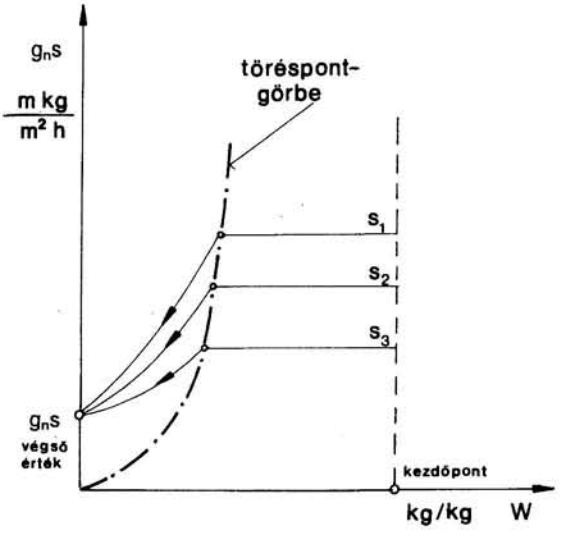
23.1. táblázat

Átáramlásos, ill. keresztáramú szárítókban mért kritikus nedvességtartalom % a száraz anyagra vonatkoztatva*

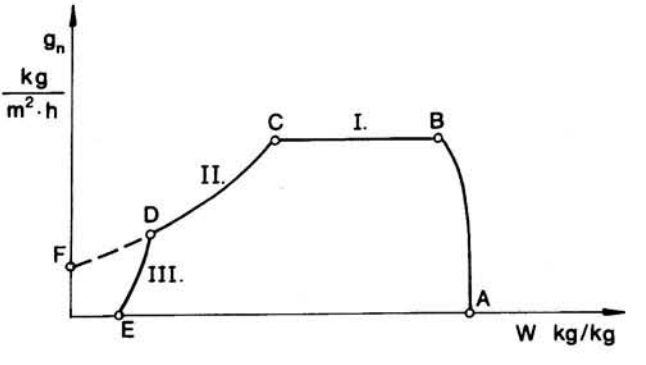
Anyag	Vastagság mm	Kritikus nedvesség %
Angol porcelán agyag	25,4	16,0
Bárium-nitrit (kristályok tálcán szárítva)	25,4	7,0
Homok, 105...297 μm szemcseméretű	50,8	5,0
Homok, 44...77 μm szemcseméretű	50,8	10,0
Homok, 44 μm -nél kisebb szemcseméretű	50,8	21,0
Iszapolt kréta	6,35...38,1	6,9
Kálisalétrom (finom, tálcán szárítva)	-	16,0
Kaolin	-	14,0
Képlékeny tégla-anyag keverék	50,8	19,0
Kősó (tálcán szárítva)	25,4	7,0
Krómcserzésű bőr	1,02	125,0
Nyárfa	4,19	120,0
Ólomfehér	-	11,0
Ón-tetraklorid szuszpenzió	25,4	180,0
Papír (famentes könyvpapír)	0,127	33,0
Papírpép (140% kezdeti viztartalmú)	-	15,0
Poroszkék	-	40,0
Préselt litpon (tálcán szárítva)	6,35	6,4
Réz-karbonát (tálcán szárírtva)	25,4...38,1	60,0
Rostlemez	4,318	120
Szulfitcellulóz pép	6,35...19,05	60...80
Szulfitcellulóz pép (lemezelt)	0,991	110,0
Talpbőr	6,35	14,0
Téglaagyag	15,75	14,0
Tűzálló tégla-anyag keverék	50	13,0
Vas-oxid pigmens (tálcán szárítva)	6,35...19,05	110,0
Zselatin (40% kezdeti víztartalmú)	2,54...5,08	300,0

* [Perry II. kötet 1320.old. 15-15.tábl. és Ullmann II. kötet (4.kiadás) 706.old. 2.tábl.alapján]

Az első és második szárítási szakasz átmeneténél egy töréspont figyelhető meg a száradási sebességgörbén. Az e ponthoz tartozó nedvességérték az ún. kritikus W_c nedvesség. A *C* töréspont jelöli ezt a kritikus nedvességet az ábrán. Mivel az I. és II. száradási szakaszt más törvényszerűségek írják le, a töréspont ismerete gyakorlati fontossággal bír *(23.1. táblázat)*.



23.8. ábra. A kritikus töréspontgörbe



23.9. ábra. A második és a harmadik száradási szakasz

A töréspontgörbét ugyanazon anyag azonos körülmények közötti szárítására különböző *s* rétegvastagságokkal először KRISCHER határozta meg *(23.8. ábra)*. A töréspontot, azaz a kritikus W_c-értéket meghaladva (az ún. második száradási szakaszban) különbségek mutatkoznak a higroszkópos és a nemhigroszkópos anyagok között. Ugyanis a nemhigroszkópos anyagoknál csak két száradási szakasz észlelhető, míg a higroszkópos anyagoknál egy harmadik szakasz is *(23.9. ábra)*

A második száradási szakasz tehát ábránkon *C-D* görbe a higroszkópos és *C-F* görbe a nemhigroszkópos anyagokra.
A higroszkópos anyagoknál *D* pont egy ún. második kritikus pont *(töréspont)* és innen kezdve beszélünk *D-E* harmadik száradási szakaszról.

23.3. A szárítóközeg

Szárítás során a levegő, egyes esetekben túlhevített gőz, füstgáz vagy iners gáz (pl. nitrogén) a nedvességfelvevő közeg. A száradó anyag felületéről elpárolgó folyadék gőz alakban bekerül a nedvességfelvevő közegbe, így ennek nedvességtartalma megnő. A nedvességfelvevő közegre vonatkozó számítások alapvető fontosságúak a szárítók tervezése és üzemvitele szempontjából. E számításokhoz ismerni kell, illetve az ismeretek függvényében meg kell határozni a szárítóközeg jellemzőit.

A nedves levegő

A bennünket körülvevő levegőben mindig van bizonyos mennyiségű vízgőz. Amíg ez a vízgőztartalom el nem éri a levegő hőmérsékletének megfelelő telítettségi gőznyomást, addig túlhevített gőz, azaz gáz-halmazállapotú. Amikor a vízgőz résznyomása (parciális nyomása) eléri a levegő hőmérsékletének megfelelő gőznyomást, akkor vízgőzzel telített levegőről beszélünk. Ha pedig a vízgőz nyomása nagyobb ennél, akkor a „felesleges" vízcseppek kicsapódnak és köd képződik. Ez a jelenség a meteorológiából is ismeretes: köd- és felhőképződés.

A tiszta víz forráspontja és gőznyomása, ill. pontosabban a tiszta vízgőz kondenzációs hőmérséklete és gőznyomása közötti egyértelmű összefüggés megtalálható a vízgőztáblázatban (l.: *Függelék F 4. táblázat*).

A nedves levegőre *Dalton-törvénye* érvényes:

$$P = p_L + p_t, \tag{23.7}$$

vagyis a nedves levegő össznyomását (a környezeti levegőben normál állapotban) a száraz levegő p_L parciális nyomásának és a telített vízgőz p_t parciális nyomásának összege adja meg.

A szárítóközeg jellemzői

A gőz-gáz elegyekre az az jellemző, hogy a gőzkomponensük a kritikus hőmérséklete alatt van jelen, tehát könnyen kondenzálható, a gázkomponensük viszont jóval a kritikus hőmérséklet fölött van, tehát nem cseppfolyósodik a vele végzendő műveletek során.

Abból, hogy a gőz könnyen kondenzálódhat, következik az a sajátság is, hogy a gőz mennyisége nem lehet tetszőleges a gőz-gáz elegyben. A gőz parciális nyomása legfeljebb akkora lehet, mint az elegy hőmérsékletéhez tartozó gőztenzió. Ha a gőz parciális nyomása ez a maximális érték, a gáz a gőzre nézve telített. Amennyiben a gőzkomponens mennyiségét a telített gázban tovább akarnánk növelni (túltelített gáz), a gőz folyadék alakban kiválik az elegyből. Ha a gőz parciális nyomás kisebb a telítési értéknél, a gáz a gőzre nézve *telítetlen* (a gőz túlhevített).

A gőz-gáz elegyeket általában *tökéletes gázoknak* lehet tekinteni: a gázkomponenst azért, mert jóval a kritikus hőmérséklet fölött van, a gőzkomponenst pedig azért, mert a gőzhatárgörbéhez közel – legalábbis nem túl nagy nyomáson – a gőzök tökéletes gáznak tekinthetők. (Még a normál forrponton is a telített gőz z kompresszibilitási tényezője átlag 0,95, a vízgőzé pl. 0,984; alacsonyabb hőfokon vagy telítetlen állapotban z közeledik az 1-hez!)

A szükséges állapothatározók számát: a gőz-gáz elegyek állapotának leírásához szükséges változók számát a *Gibbs*-féle fázisszabályból számíthatjuk ki. Alkalmazzuk ezt a gőz-gáz rendszerekre. Amennyiben a gőzkomponens csak gőz-halmazállapotban van jelen, akkor csak egyetlenegy fázisunk van, és ha a levegőt egykomponensűnek tekintjük, a gőz-gáz elegy állapotát 3 változóval teljesen meghatározzuk. A 3 intenzív változó közül az egyik rendszerint a P össznyomás, a másik kettő pl. a hőmérséklet, az összetétel vagy más intenzív mennyiség lehet.

A nedves levegővel végzett műveletek során gyakran előfordul, hogy a kondenzálható komponens folyékony halmazállapotban is jelen van. Ebben az esetben a szabadsági fokok száma = 2, vagyis a rendszer állapotát 2 adat, pl. az

össznyomás és a hőmérséklet, vagy az össznyomás és a koncentráció teljesen meghatározza. Ugyanis teljesen biztos, hogy a gázfázis gőzzel telített, tehát a telítési hőmérséklet már meghatározza a gázfázis telítési gőztartalmát (azaz összetételét) is. Nem adja meg azonban a fázisszabály az extenzív változókat, vagyis a két fázis: a gőzzel telített gáz és a folyadék mennyiségét.

A levegő nedvességtartalmát a benne lévő vízgőz parciális nyomásával, az ún. fajlagos, abszolút vagy relatív nedvességtartalommal adhatjuk meg.

A fajlagos abszolút nedvességtartalom (x). 1 kg száraz levegőben lévő gőz mennyiségét adja meg:

$$x = \frac{\text{vízgőz}}{\text{száraz levegő (kg)}} = \frac{M_V}{M_L}\frac{p_V}{p_L} = 0{,}622\frac{p_V}{P_ö - p_V}, \qquad (23.8)$$

$$(M_V = 18{,}016;\ M_L = 28{,}966;\ M_V / M_L = 0{,}62197 \cong 0{,}622)$$

ahol p_L a levegő résznyomása (az elegyben)

p_V a nedves levegőben lévő gőz parciális nyomása

M_V a gőz móltömege

M_L a levegő móltömege

$P_ö$ a nedves levegő össznyomása.

A térfogati nedvességtartalom (d) 1 m^3 nedves levegőben lévő vízgőz mennyisége g-ban: g vízgőz/m^3 nedves levegő.

Ennek értéke a levegő hőtágulása miatt hőmérsékletfüggő.

A relatív nedvességtartalom (φ). A nedves levegőben lévő parciális nyomás (p_V) és a telítettségi gőznyomás (p_t) hányadosa:

$$\varphi = \frac{p_V}{p_t}.$$

Megadja a levegő telítetlenségének mértékét. (Hajszálhigrométerrel közvetlenül és gyorsan, bár nem túl pontosan mérhető).

Szükség van még φ-nek *pótdefiníciójára* is a következők miatt. Ha pl. 1 bar össznyomáson dolgozunk, a vízgőz parciális nyomása sem lehet ennél az össznyomásnál nagyobb, sem pedig a maximális nedvességtartalma 597 g/m^3-nél nagyobb még akkor sem, ha nedves levegőnk 120 °C-os (ezen a hőfokon a telített gőznyomás 2 bar). Pótdefiníciónk tehát:

$$\varphi = \frac{p_V}{p_{max}}, \tag{23.9}$$

ahol p_{max} jelentése: az adott hőmérséklethez tartozó p_t vagy ha ez az össznyomásnál nagyobb lenne, akkor az össznyomás. Tehát pl. 1 bar nyomáson:

100 °C-ig $\qquad \varphi = \frac{p_V}{p_t}$

100 °C fölött $\qquad \varphi = \frac{p_V}{1\,\text{bar}}$

Megjegyezzük, hogy pl. a német irodalom 100 °C felett is megtartja a definíciót.
Átszámítás x és φ között definíció szerint

$$x = 0{,}622 \frac{p_V}{P_ö - p_V} \quad \text{és} \quad \varphi = \frac{p_V}{p_t}$$

Ezekből

$$x = 0{,}622 \frac{\varphi\, p_t}{P_ö - \varphi\, p_t}, \tag{23.10}$$

és innen

$$\varphi = \frac{P_ö\, x}{p_t\,(0{,}622 + x)}. \tag{23.11}$$

A fenti összefüggések az x, φ, ϑ, $P_ö$ mennyiségek közti fontos függvénykapcsolatot fejezik ki. Ezek szerint, ha állandó x nedvességtartalmú levegő hőmérsékletét megváltoztatjuk (ezzel p_t értéke változik), meg kell változnia a relatív nedvességtartalomnak is. Hasonlóképpen, ha állandó x nedvességtartalom mellett megváltozik a $P_ö$ össznyomás, a relatív nedvességtartalomnak is változnia kell.

Abban az esetben viszont, ha $P_{\ddot{o}} < p_t$ (100 °C felett)

$$x = \frac{M_V}{M_L} \cdot \frac{\varphi P_{\ddot{o}}}{P_{\ddot{o}} - \varphi P_{\ddot{o}}} = \frac{M_V}{M_L} \cdot \frac{\varphi}{1-\varphi}, \tag{23.12}$$

vagyis φ értéke független a hőmérséklettől és csak x-től függ.

A harmatpont szintén a levegő nedvességtartalmára jellemző. Ha állandó abszolút nedvességtartalom és állandó nyomás mellett a ϑ_1 °C hőfokú telítetlen levegőt lehűtjük, egyszer csak elérünk egy olyan τ °C hőmérsékletet, amelyhez tartozó vízgőztenzió megegyezik a levegőben levő vízgőz parciális nyomásával. Ezen a τ hőmérsékleten a gőz vízcsepp alakjában kezd kiválni. Ez az ún. harmatpont. A harmatpont adott nyomáson az x nedvességtartalom egyértelmű függvénye, tehát nem függ a gáz-gőz elegy kezdeti hőmérsékletétől.
A nedves levegő sűrűsége mindig kisebb, mint a száraz levegő sűrűsége:

$$\rho = \rho_L \frac{1+x}{1+1{,}608\,x} \text{ kg/m}^3 \tag{23.13}$$

ahol M_L/M_V = 1,608
ρ a nedves levegő sűrűsége kg/m^3,
ρ_L a száraz levegő sűrűsége kg/m^3.

A nedves levegő hőtartalma

A nedves levegő hőtartalmát a száraz levegő és a benne levő gőz hőtartalmának összege adja meg, amelyet 1 kg száraz levegőre vonatkoztatunk (ill. 1 + x kg nedves levegőre):

$$i = x i_g \text{ kJ/kg száraz levegő} \tag{23.14}$$

ahol i a nedves levegő hőtartalma kJ/kg száraz levegő,
i_g a levegőben levő gőz hőtartalma kJ/kg,
x a levegő nedvességtartalma kg/kg.

A száraz levegő hőtartalma:

$$i_t = c_{pt}\,\vartheta \text{ kJ/kg}, \tag{23.15}$$

ahol c_{pt} a száraz levegő állandó nyomáson mért fajhője kJ/(kgK),
ϑ a száraz levegő hőmérséklete °C.

A gőz hőtartalma:

$$i_g = c_{pF}\,\vartheta_{gt} + r + c_{pg}\,(\vartheta - \vartheta_{gt}) \text{ kJ/kg}, \tag{23.16}$$

$c_{pF}\cdot\vartheta_{gt}$ a folyadékhő kJ/kg,
r a ϑ_{gt} °C-hoz tartozó párolgáshő kJ/kg,
$c_{pg}(\vartheta - \vartheta_{gt})$ a gőz túlhevítési hője kJ/kg.

A gyakorlat számára kielégítő pontosságot érünk el, ha a 0 °C-hoz tartozó párolgáshővel, és az ettől számított túlhevítési hővel számolunk. Tehát

$$i_g = r_o + c_{pg}\,\vartheta \text{ kJ/kg}. \tag{23.17}$$

Írhatjuk tehát, hogy 1 kg száraz levegőt tartalmazó $(1 + x)$ kg nedves levegő entalpiája:

$$i = c_{pl}\,\vartheta + x\,(r_o + c_{pg}\,\vartheta) \tag{23.18}$$

vagy átalakított formában

$$i = \left(c_{pl} + xc_{pg}\right)\vartheta + xr_o, \tag{23.19}$$

vagyis az i entalpia 1 kg száraz levegőre, ill. $(1 + x)$ kg nedves levegőre vonatkozik. A szakirodalom (kisebb eltérésekkel) alábbi számértékeket közli:

$c_{pl} = 1{,}0$	kJ/(kgK)	a levegő fajhője
$r_o = 2501$	kJ/kg	párolgáshő
$c_{pg} = 1{,}864$	kJ/(kgK)	a túlhevített vízgőz fajhője

Így:

$$i = 1\,\vartheta + x\,(2501 + 1{,}864\,\vartheta). \tag{23.20}$$

Entalpia ~ összetétel diagramok

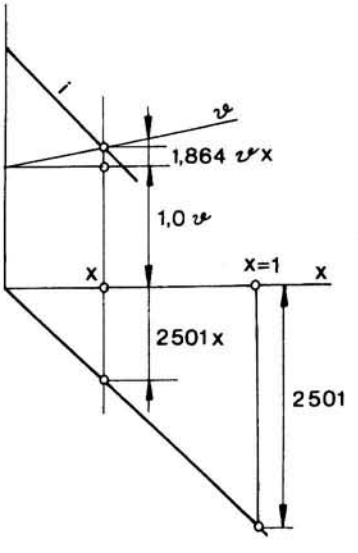
A levegő állapotváltozásaival összefüggő számítási feladat igen gyakori. Részben ez a tény, részben pedig az az igény, hogy a levegő állapotjelzőinek együttes változásait szemléltetni lehessen, vezetett arra a következtetésre, hogy a legfontosabb állapotjelzőket diagramban ábrázolják.

Ha minden egyes állapotra külön-külön kellene a hőtartalmat számolni, akkor ez sok fáradságot igénylő, hosszadalmas munka lenne. Ezt küszöböli ki az *i~x* diagram használata.

Az *i~x* diagram a nedves levegő hőtartalom-diagramja. Elsőként, egymástól függetlenül RAMZIN és MOLLIER készítették el.

A diagramok vízgőz~levegő rendszerre érvényesek. A kiindulás az volt, hogy bármely állapotváltozáskor a száraz levegő mennyisége változatlan marad, a levegő~vízgőz elegy mennyisége azonban változik a vízfelvétel és a vízleadás miatt, így célszerű a diagramot és az azzal kapcsolatos számításokat 1 kg száraz levegőre vonatkoztatni (vagyis $1+x$ kg nedves levegőre).

Az *i~x* diagram *ferdeszögű* koordináta-rendszerben készül. A függőleges *(i)* tengelyen a nedves levegő hőtartalmát kJ/kg-ban, a vízszintes *(x)* tengelyen pedig a nedves levegő fajlagos abszolút nedvességtartalmát ábrázoltuk kg/kg-ban, vagy g/kg-ban *(23.10.ábra)*.



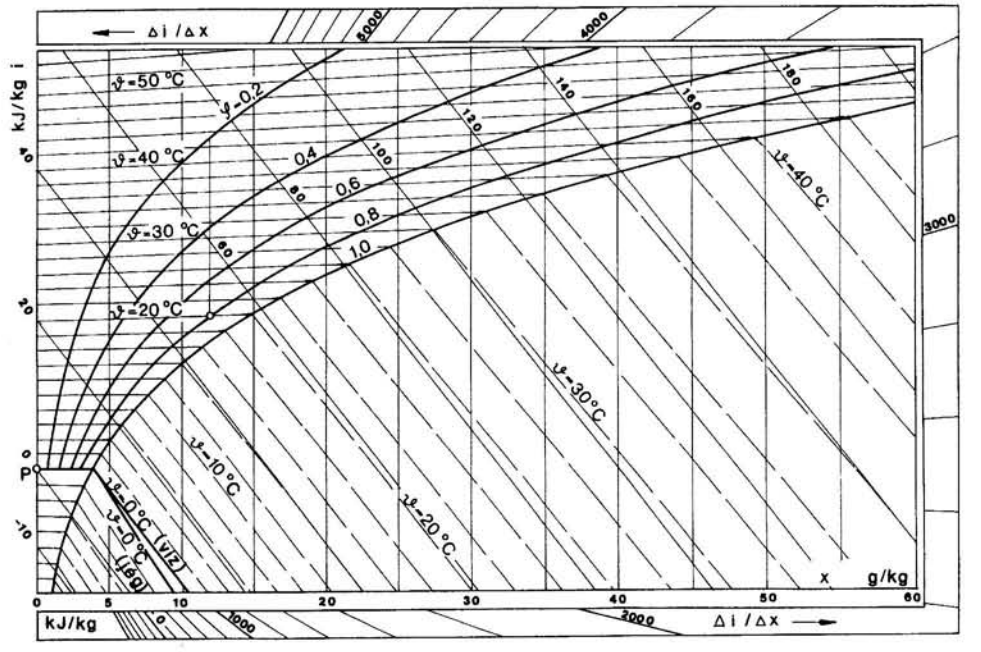
23.10. ábra. Az $i \sim x$ diagram felépítési vázlata

A meredeken jobbra lefelé futó párhuzamos egyenesek: *i* kJ/kg hőtartalomértékek szerint sorakoznak.

A diagramban megtalálhatók az *i* képlet első tagját képező $(1+1{,}864x)\vartheta$ egyenesek is. Ezek a ϑ hőmérséklet szerint következnek és *nem párhuzamosak egymással.*

A diagram elvi felépítését a *23.10. ábra* mutatja, míg a részletes *i~x* diagramot a *23.11.* és *23.12. ábra* tartalmazza. Jól látható, hogy az állandó hőmérsékleten végbemenő állapotváltozást jellemző vonalak, az izotermavonalak a hőmérséklet emelkedésével legyezőszerűen széttartanak, *(nem párhuzamosak!)*.

A 20°C, 30 °C stb. hőmérsékleti egyenesek csak a telítettségi görbéig szaladnak: ez az utolsó határoló görbe. Alatta túltelített a levegő, itt lép fel a ködállapot. Hogy a ϑ egyenesekből az *i* értéket megkapjuk, még hozzá kell adni (minden egyes *x*-nél) a $2501x$ tagot. Ezt a vízszintes tengely alá vittük fel.



23.11. ábra. A nedves levegő *Mollier*-diagramja

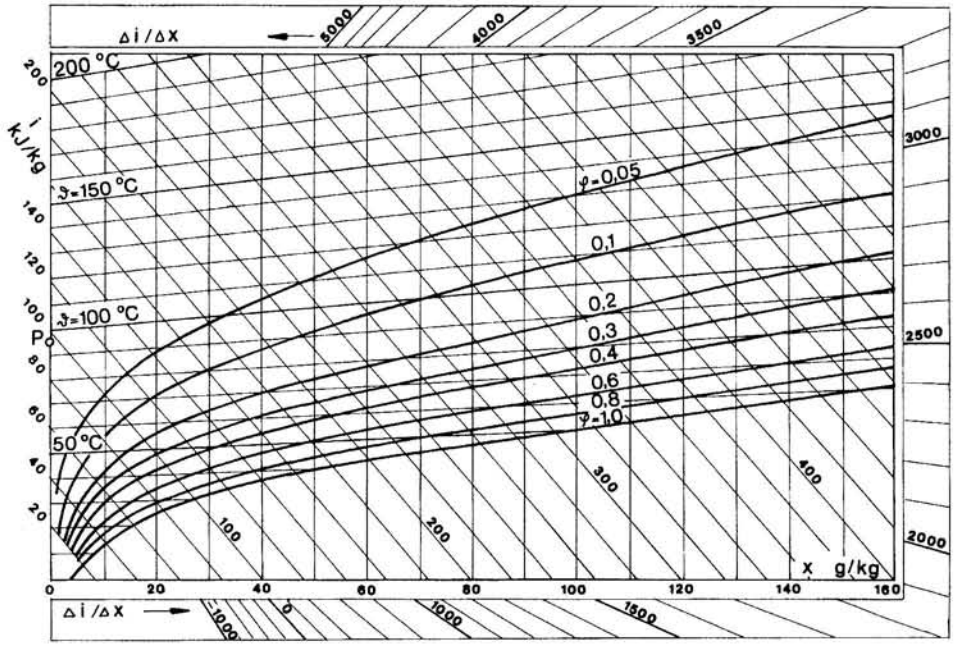
A *23.11.* és *23.12. ábrán* megtalálható meg néhány φ (telítettségi fokot jelző) görbe is. Az izotermák csak a telítési értékig érvényesek. Ha tehát a nedves levegő parciális nyomással kifejezett abszolút nedvességtartalom összefüggéséből meghatározzuk az x telítési nedvességtartalmat és értékét az

$$i = c_{pl}\vartheta + x\,(r_o + c_{pg}\vartheta)$$

képletbe helyettesítjük, a telített levegő i_s hőtartalmát kapjuk meg.

Az x_s~i_s értékpárokat ábrázolva megrajzolható a telítési állapotokat jellemző görbe, $\varphi = 1$ határgörbe.

Felette a levegő nedvessége gőzhalmazállapotban van, ezért ez a terület az ún. gőzmező. A benne rajzolható φ görbéket a relatív nedvességtartalom görbéinek nevezzük. Alatta az $x>x_s$ a levegő túltelített, tehát az $(x\text{-}x_s)$ nedvességtartalom folyadék-halmazállapotú, és a levegőben ködöt képez. Ezért e területet ködmezőnek nevezzük.



23.12. ábra. A nedves levegő *Mollier*-diagramja (nagyobb hőmérsékleten)

Az entalpia a ködmezőben ($\vartheta \geq 0°C$)

$$i = c_{pl}\,\vartheta + x_s\,(r_o + c_{pg}\,\vartheta) + x_k\,c_{pv}\vartheta\,, \tag{23.21}$$

ahol x_s a telítési nedvességtartalom

$x_k = x\text{-}x_s$ a köd alakjában jelenlevő nedvesség

$c_{pv} = 4{,}217$ a víz fajhője kJ/(kgK).

A köd-izotermavonalak meredeksége: $c_{pv}\vartheta$.

(Az izotermavonalak $\varphi = 1$ határgörbénél megtörnek). A $\vartheta < 0$ °C esetében hóköd mezőbe jutunk: a levegőben szilárd jégköd, zuzmara válik a nedvességből. Ekkor a levegő entalpiája:

$$i = c_{pl}\,\vartheta + x_s\,(r_o + c_{pg}\,\vartheta) + x_j(c_{pj}\vartheta - \lambda)\,, \tag{23.22}$$

ahol $c_{pj} = 1{,}926$ kJ/(kgK) a jég fajhője

$x_j = x\text{-}x_s$ a hóköd alakú nedvesség (jégköd)

$\lambda = 333{,}4$ kJ/kg a víz hármasponti fagyáshője (jég-olvadáshő)

A jégizoterma meredeksége: (c_{pj} ϑ -λ).

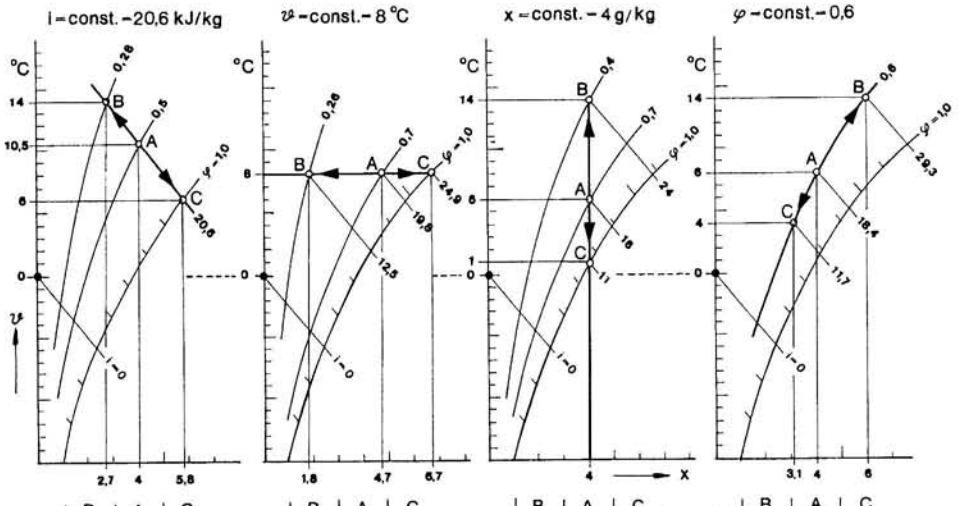
A *Mollier*-diagram entalpia ferde vonalait r_0 értéke határozza meg. RAMZIN egyszerűen 45°-os entalpiavonalat használ. *Ramzinnál* a ϑ = 0°-os vonal nem vízszintes (kicsit emelkedik). A *Mollier*-diagramnál kb. 50°-osak a ferde entalpia vonalak és a ϑ = 0°-os vonal vízsszintes. Egyébként ismételten rámutatunk arra, hogy a ϑ izotermák nem párhuzamosak.

A levegő~vízgőz rendszer általánosan használt i~x diagramján kivül sok esetben szükség van a különböző levegő~oldószergőz rendszerek diagramjaira is. Ezek legteljesebb gyűjteménye SCHEILING A. munkája [95].

Egyéb levegő~gőz diagramok (pl. az USA-ban használt pszichrometriai diagram vagy a *Vits*-diagram) *IMRE L.* kézikönyvében találhatók [49].

Légállapot-változások

A szárítóberendezésekben és klímaberendezésekben végbemenő légállapot-változásokat a *Mollier*-diagramban ábrázolhatjuk, ill. nyomonkövethetjük. A *23.13. ábrán* négy különböző légállapot-változást mutatunk be: az állandó i entalpia, az állandó ϑ hőmérséklet, az állandó x abszolút nedvességtartalom és az állandó φ relatív páratartalom mentén bekövetkező változásokat. A kiinduló



	B	A	C
ϑ	14	10,5	6
x	2,7	4	5,8
φ	0,28	0,5	1,0

	B	A	C
i	12,5	19,8	24,9
x	1,8	4,7	6,7
φ	0,26	0,7	1,0

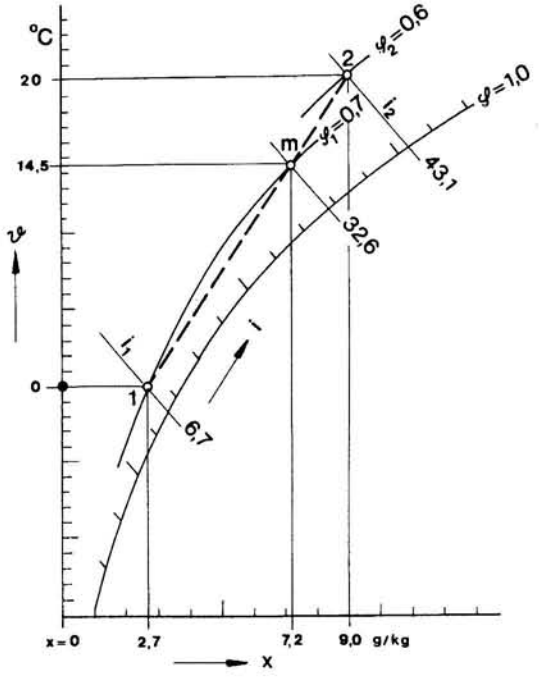
	B	A	C
ϑ	14	6	1
i	24	16	11
φ	0,4	0,7	1,0

	B	A	C
ϑ	14	8	4
x	6	4	3,1
i	29,3	18,4	11,7

23.13. ábra. A *Mollier*-diagramban ábrázolható főbb állapotváltozások

pontot minden esetben *A* ponttal jelöltük, a változás végpontját *B*, illetve *C* pont jelzi.

A *23.14. ábrán* kétféle (1 és 2 jelű) levegőtömeg keveredését mutatjuk be a telítetlen (azaz $\varphi < 1$) mezőben. A keverékpont *m* pont lesz, helyzetét a mérlegszabály adja meg.

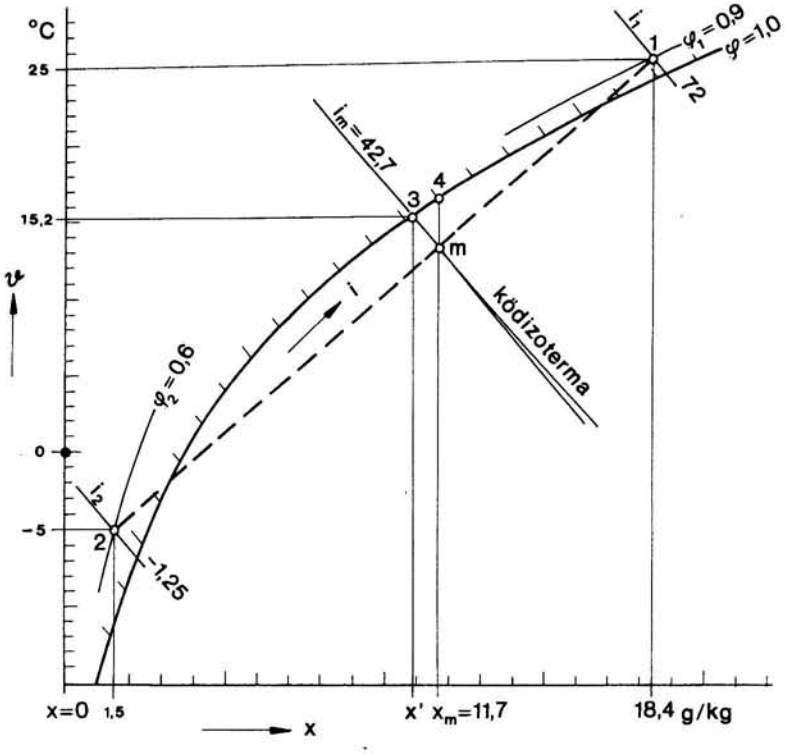


23.14. ábra. Légkeverés a telítetlen mezőben

A *23.15. ábra* azt a keveredési állapotot mutatja, amikor *m* pont a ködmezőbe ($\varphi > 1$) esik.

A *23.16. ábrán* egyrészt a telítetlen nedves levegő melegítését, másrészt a telítetlen nedves levegő lehűlését mutatjuk be. A levegőt a szárító berendezésben (vagy előtte) fűtőtest (kalorifer) révén felmelegítjük. Ez az állapotváltozás az $i \sim x$ diagramban x = állandó függőlegesen felfelé haladó egyenes. Az ábrán 1 – 2 függőleges jelzi ($x = 4{,}7$ g/kg esetén).

A lehűlés egyszerű esetében nincs semmilyen csapadékkiválás, a lehűlő levegő nem éri el a harmatpontot, vagyis a relatív páratartalom a lehűlés végén is $\varphi < 1$.



23.15. ábra. Légkeverés a ködmezőben

Ha a levegő saját hőmérsékleténél hidegebb, de a harmatpontnál nagyobb hőmérsékletű tárgy mellett áramlik, hőt ad át és *lehűl*, de nedvességet sem fel nem vesz, sem le nem ad, akkor a folyamat ugyanúgy x = áll. függőleges vonalon halad, mint a kaloriferes felmelegítés esetén, csak éppen ellenkező irányban. Ez az állapotváltozás következik be nedvességváltozás nélkül, ha a levegő pl. hidegebb fallal, vagy a szárító-berendezésbe betolt hidegebb rakattal érintkezik.

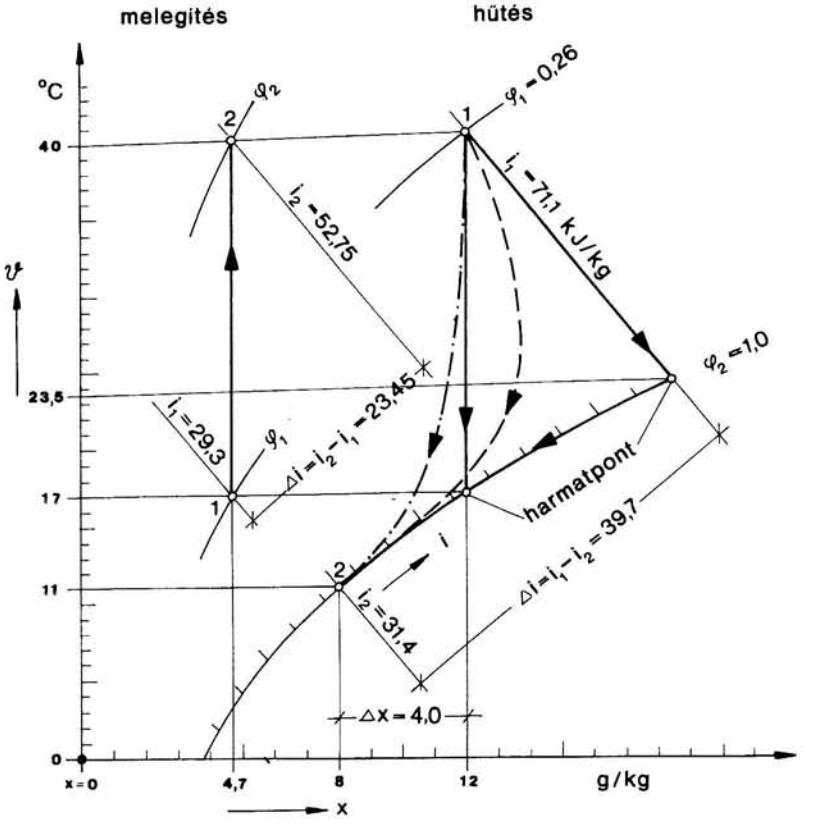
A lehülés párafelvétel közben a szárítás tipikus esete.

Ha a levegő a szárítóberendezésben a már állandó hőmérsékletűre felmelegített száradó anyagrakaton keresztüláramlik, annak hőt ad át, *ezzel a hővel abból nedvességet párologtat el* és ezt a párát magába felveszi, akkor ez az ún. „adiabatikus szárítás". Ebben az esetben a légállapot-változás a ϑ_n = állandó nedves hőmérséklet vonalán fog a diagramban jobbra lefelé haladni.

A nedves ϑ_n hőmérséklet vonala helyett (abban az esetben, ha a levegő szárítási úthossza, illetve nedvességfelvétele nem túl nagy: vagyis úgyszólván

mindíg) az állandó entalpia i = állandó ferde egyenest jó közelítésként vehetjük számba. Az eltérés ugyanis igen kis mértékű.

A *23.16. ábrán* bemutatjuk azt az esetet is, amikor az x_1 nedvességtartalmú (x_1 = 12 g/kg) és (ϑ_1 = 40°C) meleg, nedves levegő (1. pont) harmatpontja alá hűl le. A változás a $\varphi = 1$ görbéig — elvileg — lefelé tartó függőleges, majd a további hűlés során a levegőből csapadék (folyadék, víz) válik ki.



ϑ_1 = 17 °C , φ_1 = 0,4	ϑ_1 = 40 °C , φ_1 = 0,26
ϑ_2 = 40 °C , φ_2 = 0,1	ϑ_2 = 11 °C , φ_2 = 1,0
i_1 = 29,3	i_1 = 71,1
i_2 = 52,75	i_2 = 31,4
Δi = 23,45 kJ/kg	Δi = 39,7 kJ/kg

23.16. ábra. Melegítés és hűtés az $i \sim x$ diagramban

Ezt a csapadékot különválasztva és elvezetve érünk a 2. pontba, $\varphi = 1$ állandó vonalon. Közben Δx nedvesség vált ki ($x_1 = 12$ g/kg, $x_2 = 8$ g/kg, tehát esetünkben $\Delta x = 4$ g/kg).

A valóságban az egyenes szakaszok helyett a pont-vonalas, ill. a szaggatott görbe érvényesül. A végpontok változatlanok.

A levegő páratartalmának növelése
(gőz befúvatása vagy víz beporlasztása)

A levegő páratartalmát gőz befúvatásával vagy víz beporlasztásával lehet növelni. Ha gőzt fuvatunk levegőbe, akkor annak mind az abszolút, mind a relatív nedvességtartalma nőni fog, valamint a hőmérséklete és az entalpiája is.

A *Mollier*-diagramban egyszerű elegyítésként nem szerkeszthető meg az állapotváltozás. Szükséges olyan *Mollier*-diagram, amelyhez segédskála formájában (a diagram mellett) a

$$\frac{\Delta i}{\Delta x}$$

irányegyenesek is csatlakoznak.
Vízgőzzel való nedvesítéskor az anyagmérleg

$$Lx_1 + G = Lx_E$$

az entalpiamérleg

$$Li_1 + Gi_g = Li_E$$

ahol G a nedvesítéskor befúvott vízgőz kg
L a száraz levegő kg
x_1 a kiinduló abszolút nedvességtartalom a levegőben
i_1 a kiinduló pont entalpiája
x_E az elegyedés (befúvás) utáni abszolút nedvesség
i_E az elegyedés (befúvás) utáni levegő hőtartalma
i_g a befúvott gőz entalpiája (pl. gőztáblázatból leolvasva).

Az i_g-érték:

$$i_g = \frac{i_E - i_1}{x_E - x_1}.$$

Eszerint a légállapot i_1, x_1 ponton keresztül menő i_g iránytangensű egyenes mentén változik. Az elegy állapotjelzői az anyagmérleg szerinti x_E értékhez tartoznak, fenti egyenessel való metszéspontban. Az adott iránytangensű egyenest úgy kapjuk meg, hogy a $\Delta i/\Delta x$ segédskálán megkeressük i_g gőzentalpiának megfelelő skálavonást.
(Pl. p = 1 bar nyomású száraz telített vízgőzre $i'' = i_g$ = 2675 kJ/kg).

Ezek a $\frac{\Delta i}{\Delta x}$ skálavonalak a diagramban feltüntetett P póluspontból indulnak ki. A segédskálán leolvasott skálavonás egyenesét *párhuzamosan eltoljuk* a kiinduló i_1, x_1 pontban és így kapjuk a keresett gőzbefúvási vonalat.

A folyadék (víz) bepermetezését hasonló módszerrel ábrázolhatjuk. Víz permetezésekor a nedvesség nő, de a levegő hőmérséklete csökken. A segédskála itt meglehetősen sűrű osztású (a víz entalpiája a gőzhöz képest csekély). Itt az iránytangens szerkesztéséhez a ködmező-izotermát is felhasználhatjuk, ugyanis víz esetén c_{pviz} = 4,217 kJ/kgK és

$$i_{viz} = c_{pviz} \cdot \vartheta_{viz},$$

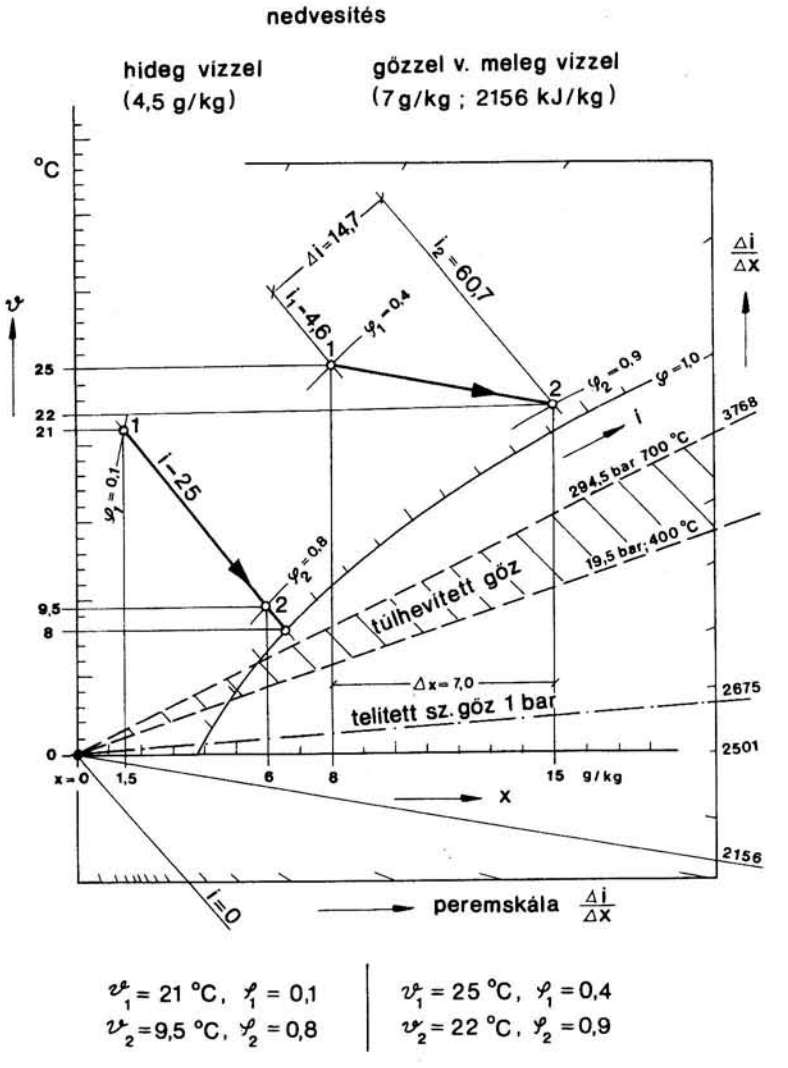
ahol

$$i_{viz} = \frac{i_E - i_1}{x_E - x_1}$$

egyenlet érvényes.

A *23.17. ábrán* a hideg- és melegvizes beporlasztást példán keresztül mutatjuk be.

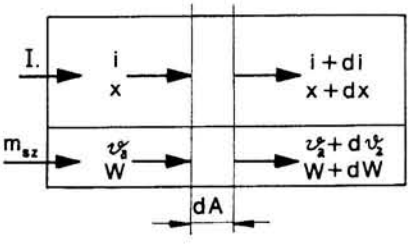
Egyúttal berajzoltuk az atmoszferikus száraz telített gőzzel és kétféle túlhevített gőzzel az irányegyeneseket.



23.17. ábra. Légnedvesítés az $i \sim x$ diagramban

23.4. A nedves anyagok száradási folyamata

A szárítás gyakorlati kérdéseivel, illetve alkalmazásával foglalkozó szakembert rendszerint a W integrális nedvességtartalom időbeli alakulása, és ezen túlmenően az érdekli, hogy milyen üzemeltetési körülmények között (milyen energiafelhasználással, kapacitással stb.) tudja a nedves terméket az előírt nedvességtartalomra szárítani. A száradási folyamatot e szempontból vizsgáljuk FRANCSICS P. és PARTI M. nyomán [33].



23.18. ábra. Egyenáramú, folytonos üzemű szárító vázlata

E célból egy folyamatos üzemű, egyenáramú szárítóból a *23.18. ábra* alapján elemi magasságú (dA érintkező felületet tartalmazó) részt kivágunk s erre eleve konvekciós szárítást feltételezve, – nedvességmérlegeket és hőmérlegeket írunk fel. Ismeretes, hogy a hőáramsűrűség és a nedvesség tömegáram-sűrűsége (a száradási sebesség):

$$q_h = \alpha_{KV} (\vartheta - \vartheta_a) \text{ kJ/(m}^2\text{h)}, \quad (23.23)$$

$$g_n = \sigma (x_A - x) \text{ kg/(m}^2\text{h)}, \quad (23.24)$$

ahol q_h a hőáramsűrűség kJ/(m²h),
α_{KV} a konvekciós hőátadási tényező kJ/(m²hK),
g_n a tömegáram-sűrűség kg/(m²h),
σ a párolgási tényező kJ/(m²h),
x_A a nedves anyag felületével érintkező levegő nedvességtartalma, amelyet a szorpciós izoterma határoz meg kg/kg.

Nedvességmérleg a levegőre:

$$L\mathrm{d}x = g_n \mathrm{d}A = \mathrm{d}A \cdot \sigma (x_A - x) \text{ kg/h}, \quad (23.25)$$

ahol L a levegőáram kg/h
A a levegővel érintkező száradó anyag m².

Nedvességmérleg a száradó anyagra:

$$-m_{sz}\,\mathrm{d}W = g_n\,\mathrm{d}A = \sigma (x_A - x) dA \text{ kg/h}, \quad (23.26)$$

m_{sz} a száradó anyag tömegárama kg/h

W a száraz anyagra vonatkoztatott nedvességtartalom kg/kg.

Hőmérleg a levegőre:

$$L\mathrm{d}i = \left(g_n i_g - q_h\right)\mathrm{d}A - q_{hv} \text{ kJ/h}, \tag{23.27}$$

amikor

i az áramló levegő hőtartalma kJ/kg,

i_g a gőz hőtartalma kJ/kg,

q_{hv} a hőveszteség hőáramsűrűsége kJ/(m²h),

F a külső felület m².

Képletünk a levegő hőtartalmának összefüggését, valamint a levegőre vonatkoztatott nedvességmérleget figyelembe véve a következőképpen alakul:

$$Lc_{nl}\mathrm{d}\vartheta = -\left(q_h + g_n c_{pg}\right)\left(\vartheta - \vartheta_a\right) - q_{hv}\mathrm{d}F \text{ kJ/h}, \tag{23.28}$$

ahol c_{nl} a nedves levegő fajhője kJ/(kg/K),

c_{pg} a gőz fajhője állandó nyomáson kJ/(kgK)

A száradó anyagra vonatkoztatott hőmérleg a nedves anyag hőtartalma és fajhője, illetve a száradó anyagra vonatkozó nedvességmérleg alapján a következőképpen írható fel:

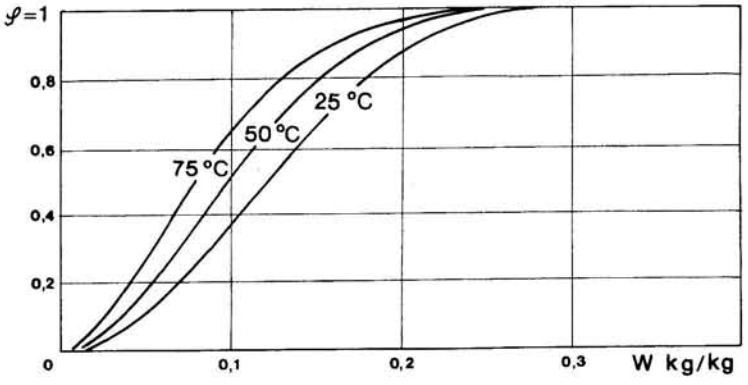
$$m_{sz}\, c_{na}\, \mathrm{d}\vartheta_a = \left(q_h - g_n r_{ta}\right)\mathrm{d}A \text{ kJ/h}, \tag{23.29}$$

m_{sz} a száradó anyag tömegárama kg/h,

c_{na} a nedves anyag fajhője kJ/(kgK).

A hőveszteséget a levegő hőmérlegében vettük figyelembe. Képleteink a száradási folyamatot jellemzik, és a levegő és a nedves anyag állapotjelzőinek változását adják meg a felület, illetve a tartózkodási idő függvényében.

A száraz anyagra vonatkoztatott nedvességmérleg összefüggéséből a szorpciós és a levegő állapotának ismeretében az anyag száradási görbéje határozható meg, amely a *W(A)*, illetve a W(*ϑ*) függvénykapcsolattal jellemezhető. A kukorica szorpciós izotermáit a *23.19. ábrán*, száradási görbéit a *23.20. ábrán* mutatjuk be, állandó levegőhőmérsékleten.



23.19. ábra. Kukorica szorpciós izotermái

A levegőre vonatkoztatott nedvességmérleg a levegő nedvességtartalmának változását adja meg. A száradó anyagra vonatkoztatott hőmérlegből, illetve a hőáram- és a nedvesség-tömegáram összefüggéseiből némi közelítéssel a következő állapítható meg: a nedves anyagot „kellően" kis hőmérséklettel meleg gázáramba helyezve a q_h hőáramsűrűség pozitív érték (tehát a nedves anyag felé irányul), de az x_A, valamint a g_n száradási sebesség kicsi, így a párologtatásra fordított $g_n r_{ta}$ hőáramsűrűség is kicsi. Ezért az

$$m_{sz}\, c_{na}\, \mathrm{d}\vartheta_a = (q_h - g_n\, r_{ta})\, \mathrm{d}A \qquad (23.30)$$

összefüggés jobb oldala pozitív mennyiség, így a párolgó nedves anyag hőmérséklete növekszik. Ezzel viszont csökken a hőáramsűrűség, s növekszik a párologtatásra fordított rész. Tehát a nedves anyag hőmérséklete növekszik, növekedési sebessége azonban csökken, zérushoz tart, az anyag hőmérséklete pedig egy jellegzetes határértékhez, az ún. nedves hőmérő hőmérsékletéhez (ϑ_n) tart. Értékét a levegő állapotjelzői, hőmérséklete és nedvességtartalma egyértelműen meghatározzák. (Vö.: pszichrométer.)

A folyamat akkor alakul a leírt módon, ha az anyag $\vartheta_0$kezdeti hőmérséklete kisebb a nedves hőmérő hőmérsékleténél. Ha azonban $\vartheta_0 > \vartheta_n$, az anyag hűlve közelíti a nedves hőmérő hőmérsékletét, míg $\vartheta_0 = \vartheta_n$ esetben hőmérséklete állandó. A száradó anyag hőmérséklete ϑ_n elérését követően, állandó marad – és állandó marad a párolgási sebesség is – mindaddig, amíg az anyag felszínével érintkező levegő x_A nedvességtartalma telítési értékű.

Ha x_A már kisebb, mint az anyag hőmérsékletéhez tartozó x_t telítési nedvességtartalom, az anyag hőmérséklete növekszik és közeledik a levegő hő-

mérsékletéhez. Ekkor áll elő az ún. csökkenő párolgási sebességű száradás. A szemes termények nagy része (sokszor teljes mennyisége) e szakaszban szárad. A levegőre felírt hőmérleg a nedves anyag hőmérlegével a következő lesz:

$$L\mathrm{d}i = g_n c_{pF} \vartheta \mathrm{d}A - m_{sz} c_{na} \mathrm{d}\vartheta_a - q_{hv} \mathrm{d}F \text{ kJ/h}. \qquad (23.31)$$

A konvekciós szárítás során a párolgás és az anyag melegedésének hőszükségletét, valamint a hőveszteséget a levegő fedezi. A nedves hőmérő hőmérsékletének elérése után és adiabatikus esetben (vagyis hőveszteség nélkül) az előbbi és a nedves levegőre vonatkoztatott nedvességmérleg segítségével az állapotváltozás egyenlete:

$$\frac{\mathrm{d}i}{\mathrm{d}x} c_{pF} \vartheta \text{ kJ/kg}$$

ami viszont a ködizoterma meredeksége.

A levegő ekkor tehát adiabatikusan telítődik, és az állapotváltozás vonalát a ködizotermáknak a gőzmezőbe való meghosszabítása adja meg. Ahol e vonal metszi a $\varphi = 1$ görbét, ott van az adiabatikus telítődési hőmérséklet. Levegő ~ vízgőz rendszerben a nedves hőmérő hőmérséklete és az adiabatikus telítődési hőmérséklet számértékre megegyezik (fizikai meghatározásuk eltér: a telítődő levegő hőmérséklete közelít az adiabatikus telítési hőmérséklethez, a párolgó nedves anyag hőmérséklete tart a nedves hőmérő hőmérsékletéhez).

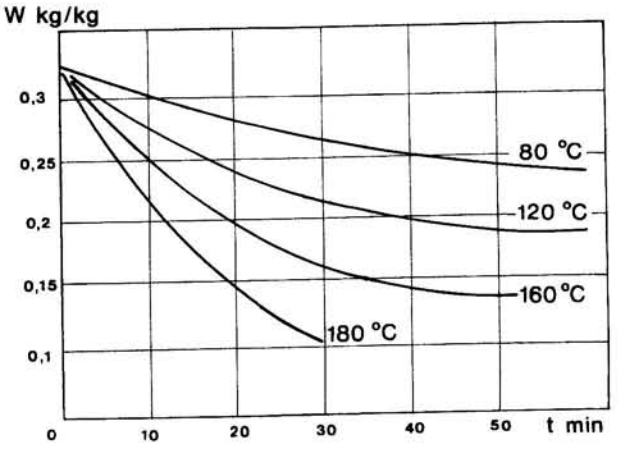
A levegőbe párolgó gőz $c_{pF} \vartheta$ kJ/kg folyadékhője a teljes hőtartalmához képest általában csekély. Alacsony hőmérsékletű szárításról lévén szó, csupán néhány százaléka az utóbbinak, ezért az adiabatikus telítődési vonal jó közelítéssel az állandó hőtartalomvonallal vehető azonosnak. A levegő hőtartalma tehát jó közelítéssel állandó.

Hő- és nedvességmérleg

A szárító sematikus vázlatát a be- és kilépő anyagáramokkal és állapotjelzőkkel a *23.21. ábra* szemlélteti, amelyben a hőközlő berendezést és a hővisszanyerést is feltüntettük. Nedvességmérleg a szárítóra [33]:

$$L\,(x_k - x_b) = L\Delta x = m_{sz}\,(W_b - W_k) = m_{sz}\,\Delta W \text{ kg/h} \qquad (23.32)$$

(Összefüggésünk dimenzióit már ismerjük. Csupán két indexre hívjuk fel a figyelmet: *b*-belépőt, *k*- kilépőt jelent).



23.20. ábra. A szemes kukorica száradási görbe

A szárítóba lépő levegő x_b nedvességtartalma a környezeti x_o nedvességtartalomtól és az előmelegítés módjától függ. Közvetlen gáz- vagy olajtüzelést, illetve nedves levegő visszakeverést alkalmazva $x_b > x_o$, egyébként $x_b = x_o$. Hőmérleg a szárítóra:

$$L\,(i_b - i_k) = m_{sz}\,(c_{nak}\vartheta_{ak} - c_{nab}\vartheta_{ab})\,Q_v \text{ kJ/h}, \tag{23.33}$$

illetve

$$L\,(i_b - i_k) = m_{sz}\,(c_{nak}\vartheta_{ak} - c_{nab}\vartheta_{a0}) + Q_{szvl} + Q_v \text{ kJ/h} \tag{23.34}$$

ahol L a szárítóba lépő levegőáram kg/h
i_b *és* i_k a be- és kilépő levegő hőtartalma kJ/kg,
m_{sz} a száradó anyag tömegárama kg/h,
c_{nak} a kilépő száradó anyag fajhője kJ/(kgK),
c_{nab} a belépő száradó anyag fajhője kJ/(kgK)
ϑ_{ak} a kilépő száradó anyag hőmérséklete °C,
ϑ_{ab} a belépő száradó anyag hőmérséklete °C,
Q_v a veszteségként jelentkező hőáram kJ/h,
Q_{szv} a szárítóból visszanyert hőáram kJ/h

Ha $Q_{szvl} = 0$, akkor $\vartheta_{ab} = \vartheta_{ao}$.

Az egész rendszerre vonatkozó hőmérleg:

$$Q_t = L\,(i_k - i_o) + m_{sz}\,(c_{nak}\,\vartheta_{ak} - c_{nab}\,\vartheta_{ao}) + Q_v - Q_{szv}\ \text{kJ/h} \qquad (23.35)$$

illetve:

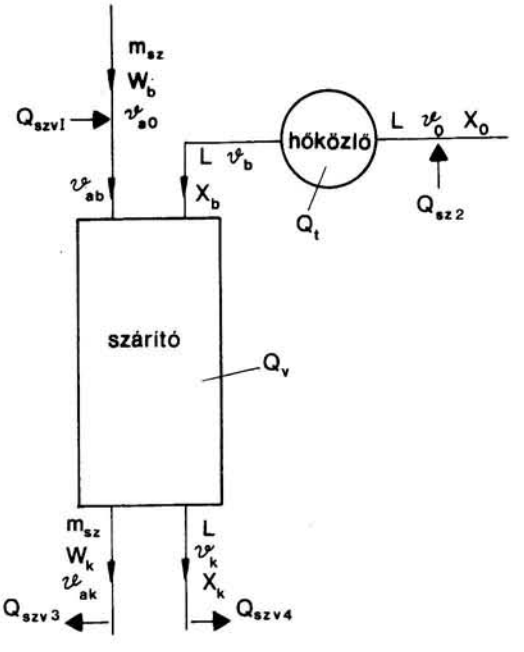
$$Q_t = L(i_k - i_o) - Q_{szv}2\ \text{kJ/h}, \qquad (23.36)$$

ahol

Q_t a $(\vartheta_b - \vartheta_0)$ hőmérsékletnövekedést megvalósító hőáram kJ/h

$$Q_{szv} = Q_{szv1} + Q_{szv2} + Q_{szv3} + Q_{szv4} \qquad (23.37)$$

a szárítóból (a szárítóközegből vagy a szárított anyagból) a *23.21. ábra* szerint visszanyert, s a környezeti állapotú levegőt vagy a hideg szemcsés anyag melegítésére hasznosított hőmennyiséget jelenti.



23.21. ábra. Egyenáramú szárító kapcsolása a hőmérleg felírásához

A szárítás hatékonysága

A szárítás hatékonyságának jellemzésére különböző mutatókat használhatunk, így a fajlagos hőfelhasználást (nedvességre, illetve a száraz termékre vonatkoztatva), a fajlagos levegőfogyasztást és a termikus, illetve a nedvességfelvételre vonatkozó hatásfokot [33, 81].

A szárítás fajlagos hőfelhasználása:

$$q = \frac{Q_r}{m_{sz}\Delta W} = \frac{i_b - i_o}{x_k - x_b} - \frac{Q_{sz2}}{L(x_k - x_b)} \text{ kJ/kg nedvesség,} \qquad (23.38)$$

ahol W a száraz anyagra vonatkoztatott nedvességtartalom kg nedvesség/kg szárazanyag

Értékét tehát a levegő előmelegítésének és telítődésének mértéke, valamint az esetleges hővisszanyerés határozza meg. Összefüggésünkből közvetlenül látható, hogy a hővisszanyerés csökkenti a fajlagos hőfelhasználást. Hővisszanyerés nélkül és a levegő adiabatikus telítődése esetén, (amikor a levegő által leadott hőmennyiség csak a párologtatásra fordítódik, valamint $i_b \cong i_k$):

$$q = \frac{i_b - i_o}{x_k - x_b} \cong \frac{i_k - i_o}{x_k - x_o} \text{ kJ/kg,} \qquad (23.39)$$

Hővisszanyerés nélkül – valós körülmények között – a leadott hőmennyiség 60...80%-a fordítódik párologtatásra, következésképpen a valós fajlagos hőfelhasználás a 3600...5700 kJ/kg tartományban van. A q_{min}-értéknél semmilyen körülmények között nem érhetünk el kisebb értéket (kivéve, ha a telített nedves levegőből nyerünk vissza hőt), hővisszanyeréssel ezt csak megközelíthetjük. A fajlagos levegőfelhasználás:

$$l = \frac{L}{m_{sz}(W_b - W_k} = \frac{1}{x_k - x_b} \text{ kg levegő/kg nedvesség,} \qquad (23.40)$$

amellyel a szárítás fajlagos hőfelhasználását meghatározó képletünk a következőképpen alakul:

$$q = l(i_v - i_o) - \frac{Q_{sz2}}{L(x_k - x_b)} \text{ kJ/kg nedvesség,} \qquad (23.41)$$

ahol l a fajlagos levegőfelhasználás kg levegő/kg nedvesség,
L a szárítóba lépő levegőáram kg/h,
m_{sz} a száradó anyag tömegárama kg/h,
W_b és W_k a száraz anyagra vonatkoztatott be- és kilépő nedvességtartalom kg nedvesség/kg száraz anyag,
x_k és x_b a ki- és belépő nedvességtartalom kg/kg,
i_b és i_o a belépő és környezeti hőtartalom kJ/kg,
Q_{szv} a szárítóból visszanyert hőáram kJ/h.

A szárítás – mint már hangsúlyoztuk – energiaigényes, s így költségigényes művelet. Alapvető célunk viszont a szárítás fajlagos költségeinek csökkentése, amelynek igen jelentős részét az energiára kell fordítanunk.
A szárítás fajlagos energiaköltsége:

$$\frac{K}{m_{sz}\Delta W} = k_1 q + k_2 \frac{l}{\rho\eta}\Delta p \text{ Ft/kg nedvesség,} \qquad (23.42)$$

ahol k_1 a termikus energia fajlagos költsége Ft/kJ
k_2 a villamos energia fajlagos költsége Ft/kWh
ρ a levegő sűrűsége kg/m^3
η a ventilátor hatásfoka,
Δp a nyomásesés.

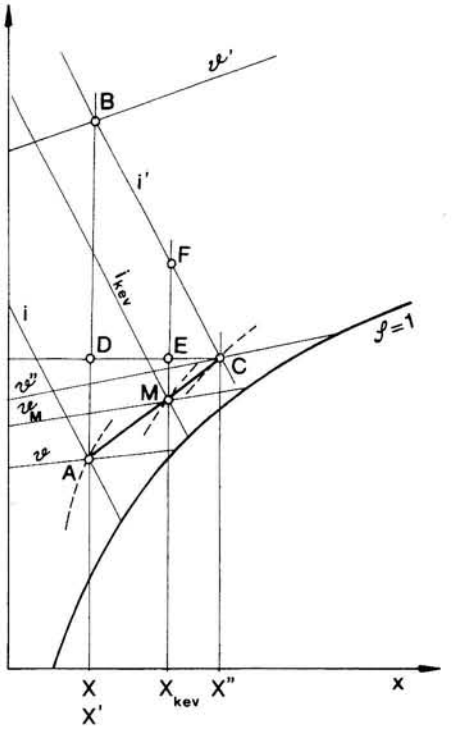
Képletünk szerint a szárítás energiaköltsége a fajlagos hő- és a fajlagos levegőfelhasználás csökkentésével mérsékelhető.

23.5. A szárítás változatai

Visszakeverés

Némely esetben előnyös, ha a szárítóberendezésből kilépő lehűlt, közel telítettségi állapotú „fáradt" levegő egy részét visszavezetjük és a friss telítetlen levegőhöz keverjük.

Ez a „bekeverés" lehetséges a már felmelegített friss levegőbe, vagy a még friss hideg levegőbe is. Ilyenkor természetesen a kevert levegőt kell felmelegíteni. Ezt a módszert akkor alkalmazzuk, amikor a szárítandó anyag lassú



23.22. ábra. Szárítólevegő visszakeverése

szárítást kíván (bőr, fa enyv, agyagárú). Ezeknél a víznek még ott sem szabad gyorsan párolognia, ahol a levegő a szárítóba beáramlik, azaz a friss levegőnek is „kellő" mennyiségű vízgőzt kell tartalmaznia.

Néha azért keverik a fáradt levegő egy részét a friss levegőhöz, hogy a külső környezeti levegő változásaitól függetlenül, mindig egyforma vízgőztartalmú levegővel induljon a szárítás.

Különféle hőmérsékletű és gőztartalmú levegőmennyiségek keveredése az *i~x* diagramon egyszerűen nyomon követhető, ill. elvégezhető szerkesztési feladat.

Ha az *i~x* diagramon kijelöljük az összekeverésre kerülő levegőrészek jellemző pontjait és ezeket egyenes vonallal összekötjük, akkor a keverék jellemző pontja *(M)* ezen az egyenesen fog feküdni. A pont helyzetét az egyenesen a keverési arány szabja meg *23.22. ábra.*

Ha a szárítóba érkező 1 kg teljesen száraz levegőhöz a szárítóba visszavezetett *n* kg fáradt levegőt adunk, akkor a keverék hőtartalma:

$$i_{kev} = \frac{i + ni''}{1+n},$$

a nedvességtartalom:

$$x_{kev} = \frac{x' + nx''}{1+n}$$

Utóbbi összefüggésből:

$$n = \frac{x_{kev} - x'}{x'' - x_{kev}}.$$

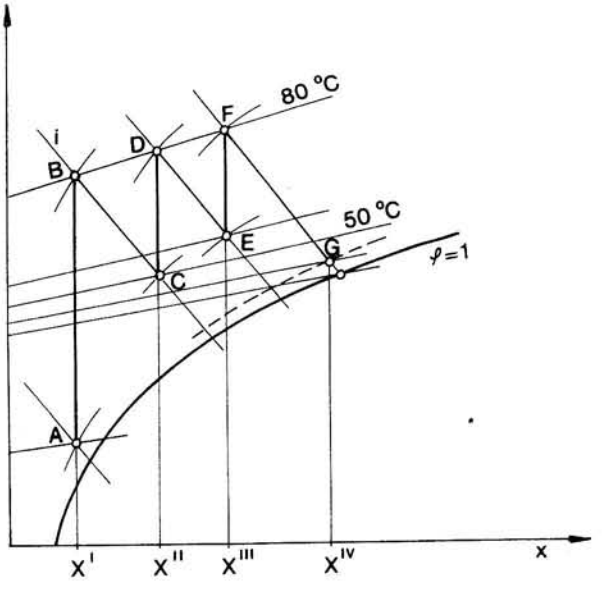
Nézzük meg a keverék állapotát jelző M pontot. Ennek helyzetét *(23.22. ábra)* a következő viszonyok szabják meg:

$$\frac{AM}{MC} = \frac{DE}{EC} = \frac{x_{kev} - x'}{x'' - x_{kev}} = n .$$

Többfokozatú melegítés

Hőérzékeny anyagoknál gyakori módszer a többfokozatú melegítés. A levegőt a szárítóberendezésekben igen gyakran gőzfűtésű hőkicserélők (bordáscsöves kaloriferek) segítségével melegíthetjük fel. Mivel a rendelkezésre álló fűtőgőz rendszerint nem nagy nyomású (fáradt gőz, megcsapolt gőz) és így nem túl nagy hőmérsékletű, célszerű a szárítóberendezésben a levegőt többszörösen újra melegíteni. Ez azt jelenti, hogy a szárítóberendezésben a már lehűlő levegőt egy-egy közbenső kaloriferrel újra felmelegítjük. Igy lehet az eredeti kaloriferen kívül még több különböző levegőmelegítőt alkalmazni. Ennek végső továbbfejlesztése (a fokozatok számának végső növelése) a teljes belső melegítésű szárító.

Ilyenkor nemcsak egy-egy keresztmetszeti szakaszban, hanem a szárító teljes hossza mentén fűtőtesteket helyezünk el. Minél több fokozatban mele-



23.23. ábra. Többfokozatú melegítés

gítjük a levegőt, annál nagyobb a szárítás időtartalma, a leghosszabb tehát belső melegítés esetén. A szárítás időtartamának növelésével a folyamatot igen kíméletessé tehetjük.

Olyan fűtőgőz áll rendelkezésünkre, amivel a levegőt legfeljebb 80°C hőmérsékletre tudjuk csak felmelegíteni. Oldjuk meg a szárítási feladatot két közbenső melegítéssel úgy, hogy a fáradt levegő a szárítóból 40°C hőmérsékleten távozzék.

Az egyszerűség kedvéért azt az elméleti esetet vizsgáljuk, amikor a levegő telített állapotban lép ki a szárítóból. A *23.23. ábrán* vázoltak szerint az i~x diagram segítségével oldjuk meg a kérdést. A feladatnak úi. végtelen sok lehetséges megoldása van.

A vázolt megoldás szerint az eredetileg 80°C felmelegített levegőt szárítás közben 50°C-ra hagyjuk csak lehűlni. Az első melegítés az *AB* függőleges mentén, a második melegítés *CD* vonal mentén, a harmadik pedig *EF* vonal mentén megy végbe. A szárítást *G* pontban fejezzük be.

24. Szárítóberendezések

24.1. Bevezetés

Szárítás alatt csak hőbehatással történő termikus műveletet értve a szárítás eljárásai és berendezései igen sok szempont szerint csoportosíthatók. Kézenfekvőnek tűnik az iparágak szerinti csoportosítás, de tankönyvünk szellemétől és tárgyalásmódjától ez idegen. Az anyagok hasonló tulajdonságai szerint is csoportosíthatunk (pl. beszélhetünk szilárd szemcsés anyagokról, magvakról, pasztaszerű anyagokról, iszapokról és iszaplepényekről, zagyokról és folyadékoktól). Egy harmadik csoportosítás a hasonló üzem- és működésmód. Mi ez utóbbit előnyben részesítjük, és ebből kiindulva a következő részosztályozási elveket vehetjük figyelembe:

üzemi nyomás,
üzemi hőmérséklet-tartomány,
a szárítandó anyag elhelyezkedése és mozgása a szárítóban,
az energiaközlés (energiaátalakulás) módja a szárítandó anyagban, vagyis a hőbehatás, ill. a hőkezelés, a kigőzölgő párák és az őket kísérő közeg (levegő, gáz, füstgáz, iners gáz) áramlása és eltávolítása,
előkészítő anyagkezelés,
a szárítást elősegítő mechanikai hatások és eszközök,
a fűtőközeg (direkt olaj vagy gáztüzelés, közvetett fűtés füstgázzal, vagy gőzzel vagy hőhordozó egyéb közeggel, villamos fűtés, melegvizes fűtés stb. [33, 49, 53, 54, 61, 96].

KERÉNYI J. 4 fő rendezési elv szerint csoportosít [56]:

1. A berendezés üzeme szerint:
   a) szakaszos,
   b) folytonos üzemű;
2. A szárítóban uralkodó nyomás szerint:
   a) atmoszferikus,
   b) vákuumszárítók;
3. A hőközlés módja szerint:
   a) hőáramlásos,
   b) hősugárzós,

c) hővezetéses,
d) dielektromos;

4. A szárítóközeg és az anyag egymáshoz viszonyított mozgása szerint:
   a) egyenáramú,
   b) ellenáramú,
   c) keresztáramú.

Valamennyi típusnál a szárítás mesterséges úton, többnyire szárítóközeg hozzávezetésével történik.

Nyilvánvaló, hogy a felsoroltak figyelembevételével egy-egy konkrét szárítóeljárás és -berendezés több csoportba is beilleszthető. Általában a legmeghatározóbb szempontnak a hőközlés és a nedvességfelvétel módját tartják, az egyéb szempontok szerinti csoportosítás is ehhez igazodik.

A vegyiparban a konvekciós szárítás a legelterjedtebb, akár a feldolgozott anyagmennyiségeket, akár az alkalmazott berendezések számát tekintjük. Jelentőségét még az is fokozza, hogy gyakran a többi szárítóeljárás mellett, mintegy járulékosan a konvekció is előfordul. Egyes, főleg szivattyúzható anyagok körében és a vákuumszárításnál gyakori a kontakt (vagyis falon keresztül történő) hőközlés. A hősugárzásos, valamint a dielektromos szárítás az előzőkhöz képest ritka.

Minden szárítókészülékben a környezet felé is távozik bizonyos hőmennyiség. A hőveszteség csökkenésére célszerű a szárítókészüléket hőszigetelő anyaggal burkolni. A szárítás műveleteit végrehajthatjuk szakaszosan és folytonosan. A szakaszos és folytonos üzemű szárítóberendezésekről, azok szerkezeti kialakításáról a későbbi leíró részben fogunk beszélni.
Egyelőre azt jegyezzük meg, hogy:

1. a szakaszos üzemű szárítókészüléket megtöltik a szárítandó anyaggal, meghatározott ideig szárítják, majd kiürítik a készüléket, kiszedik a száradt anyagot;
2. a folytonos üzemű szárítókészülékben folyamatosan vándorol végig az anyag és eközben szárad.

A szakaszos szárítóba rendszerint kézimunkával kell berakosgatni, elhelyezni a szárítandó anyagot és ugyancsak kézzel kell kiszedni. A folytonos szárító állandóan és önműködően táplálható és üríthető.

A szakaszos szárítóban az anyag száradása többnyire egyenlőtlen. Ahol a „friss" szárító levegő beáramlik, hamarabb és könnyebben megszárad az anyag, ugyanakkor a fáradt, elhasznált nedves levegő kiáramlásánál még mindig nem száradt meg kellőképpen.

Ezen szoktak néha úgy segíteni, hogy száradás közben átrakják, átlapátolják az anyagot. Ez pedig további kézi munkát jelent, újabb költséget emészt fel.

A jól szerkesztett és helyesen üzemeltetett folytonos szárító egyenletes, száraz terméket szolgáltat.

A szárítóberendezések fejlődése során sok esetben a szakaszos berendezésekből kiindulva alakultak ki a folyamatos üzeműek. A folytonos üzemmód alkalmazása igen sok esetben elengedhetetlen volt a termelés növeléséhez. Meg kell azonban jegyeznünk, hogy semmiképpen sem lehet egyenlőségjelet tenni a szakaszos üzemmód és a korszerűtlenség közé. Vannak ugyanis iparágak, melyekben a termelés kis volumene vagy egyéb szempontok miatt nincs lehetőség a folyamatos üzemmód bevezetésére.

A vegyiparban mind a szemcsés szilárd, mind pedig a folyékony vagy pasztaszerű anyagok szárítása előfordul, az előbbi azonban nagyobb gyakorisággal.

Mivel a nedvességnek szárítással történő eltávolítása költségesebb, mint más eljárással, általában a megelőző technológiai lépések során arra törekednek, hogy kisebb nedvességtartalmú, szemcsés szilárd anyagot vezessenek a szárítóba, folyékony vagy pasztaszerű anyag helyett.

A vegyipari szárítókban nagyobb mennyiségben távolítanak el vizet, mint oldószert. Az utóbbinak azonban igen nagy jelentősége van, mert a berendezések a tűz- és robbanásveszély, illetve az oldószerek egészségre ártalmas volta miatt veszélyes üzeműek és a feldolgozott anyagok nagy értékűek.

A szárítóeljárások legnagyobb része atmoszferikus nyomású. A költségesebb vákuumszárítókat ritkábban, általában a termék minőségének megóvása érdekében használják.

A szárítóberendezéseknél mindig figyelembe kell venni egy esetleges robbanás bekövetkezésének lehetőségét. A szárítandó anyag, a szárítóközeg, a szárítás körülményei és nem utolsósorban magának a szárítóberendezésnek a konstrukciós kialakítása, mind külön-külön és együttesen is hatással lehet egy esetleges robbanás kialakulására.

A veszély nemcsak oldószeres anyagoknál áll fenn (oldószergőzős levegő belobbanása, gyulladása, robbanása), hanem közönséges „víznedves" anyagoknál is a száradás előrehaladtával.

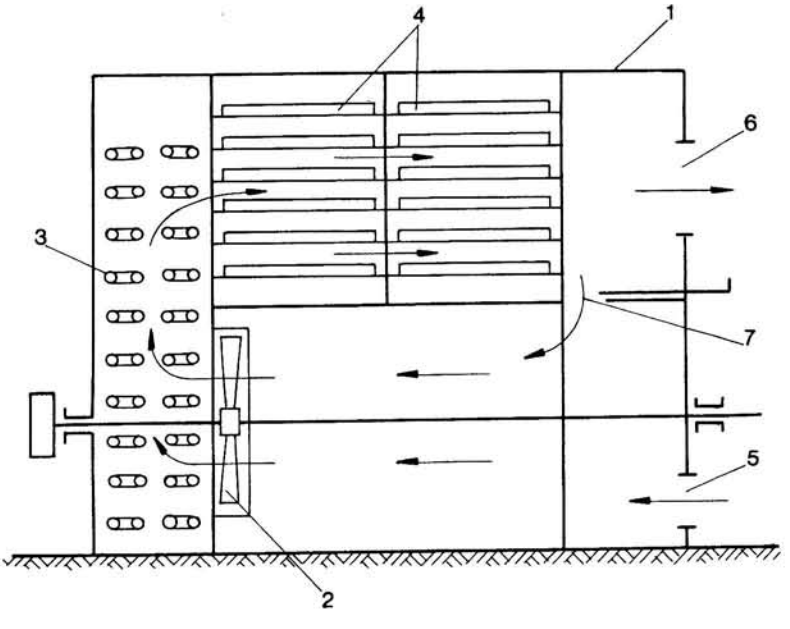
A por-levegő keverék ún. porrobbanásokhoz vezethet, (pl. cukorporrobbanás, keményítőpor-robbanás.) A robbanás feltétele a por, az oxigén és gyújtási energia jelenléte megfelelő mennyiségben, ill. intenzitásban. A por kémiai összetételén kívül igen fontos szerepe van a szemcsézettségnek és a nedvességtartalomnak. A statikus feltöltődés az egyik legveszélyesebb előidéző jelenség. A részleteket illetőleg a szakirodalomra utalunk [19].

A szigorú osztályozási elvek mellőzésével gyakorlati szempontokat követve egy-egy fontosabb szárítóberendezés-típust mutatunk be a teljesség igénye nélkül. Részletesebb ismertetés található *Imre L.: Szárítási kézikönyvében* [49]. Saját tárgyalási sorrendünk:

a) Atmoszferikus konvekciós szárítók,
b) Atmoszferikus kontakt szárítók,
c) Vákuumszárítók,
d) Szublimációs szárítók,
e) Egyéb szárítók.

24.2. Atmoszferikus konvekciós szárítók

Amikor kiteregetjük a kimosott ruhát száradni a szabad levegőre, akkor ez a legegyszerűbb szakaszos üzemű szárítás. Hasonlóképp egyszerű szakaszos üzemű atmoszferikus szárítás a gyümölcsök (pl. alma, szilva) aszalása, gomba szárítása. Farönköket is szabad levegőn szárítanak.

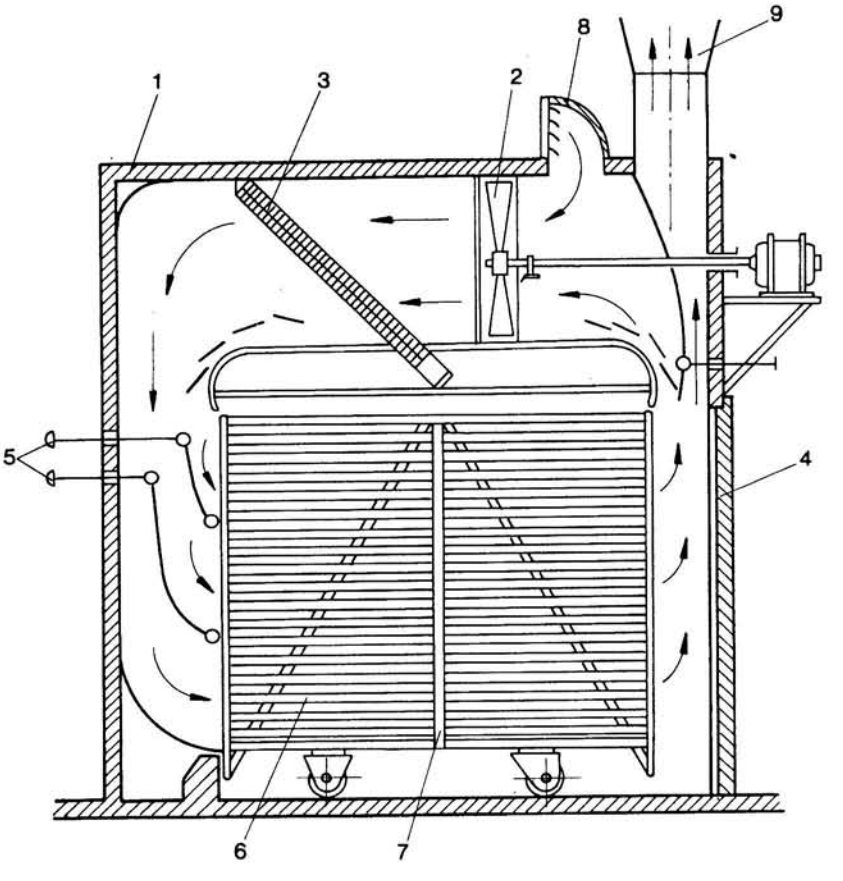


24.1. ábra. Szárítószekrény
1 – szekrény, 2 – ventilátor, 3 – léghevítő, 4 – tálcák, 5 – légbevezetés,
6 – fáradt levegő elvezetése, 7 – levegő vissza vezetése

Szárítószekrény és szárítókamra

Szakaszos üzemű, hőáramlásos rendszerű szárítóberendezések, egymástól csak méretben különböznek, a szekrény kisebb, a kamra nagyobb méretű *(24.1., 24.2. ábra)*.

A legegyszerűbb szárítóberendezés a szárítószekrény. Fából készített vagy szigetelőlemezzel borított fémvázas szekrény (1). A szárító levegő mozgatására ventilátor (2), felmelegítésére pedig léghevítők (3) vannak beépítve. A szárítandó nyersanyagot tálcákra (4) terítve fiókszerűen lehet behelyezni.



24.2. ábra. Szárítókamra
1 – kamra, 2 – ventilátor, 3 – léghevítő, 4 – ajtó, 5 – terelőlemezek, 6 – cserények, 7 – szállítókocsi, 8 – frisslevegőnyílás, 9 – kürtő

A friss levegőt a ventilátor bevezetőnyíláson (5) szívja be, majd a léghevítőkön keresztül a tálcák közé nyomja. Innen a levegő egy része a kivezetőnyíláson (6) keresztül a szabadba áramlik, egy része pedig a változtatható keresztmetszetű visszavezetőnyíláson (7) át, a beszívott friss levegővel keverve, újra a szárítótérbe kerül. A meleg levegő egy részének visszacirkuláltatásával a szárítószekrény hatásfoka emelkedik, jelentős fűtőenergia-megtakarítás jelentkezik *(24.1. ábra)*.

A szárítókamra vázlatát a *24.2. ábra* mutatja. A kamra (1) felső részében van beépítve a ventilátor (2) és a léghevítő (3). A homlokrészen eltolható ajtó (4), a levegő áramlásának terelésére pedig a rögzített és mozgatható terelőlemezek (5) vannak.

A szárításra kerülő anyagot (gyümölcs, zöldség stb.) a készüléken kívül a drótfonat vagy perforált lemez fenékrészű keretekbe (szerényekre) (6) kell egyenletes rétegben felteríteni, majd szállítókocsira (7) rakva a szekrénybe tolni.

A ventilátor a zsaluval szabályozható frisslevegőnyíláson (8) keresztül szívja be a levegőt, majd a léghevítőre átnyomja. A felmelegedett levegőt a terelőlemezek a kocsin levő cserények közé vezetik.

A megnövekedett nedvességtartalmú levegő egy része a kürtőn (9) keresztül a szabadba távozik, egy részét pedig a ventilátor, a beszívott frisslevegővel együtt, újra a léghevítőn keresztül a készülékbe nyomja. A beszívott, a távozó és visszacirkuláltatott levegőmennyiségek a terelőlapok állításával változtathatók.

A szekrényszárítóval szemben a legnagyobb előnye, hogy a tálcák kocsira rakva, egyszerű ajtónyitással a készülékbe helyezhetők.

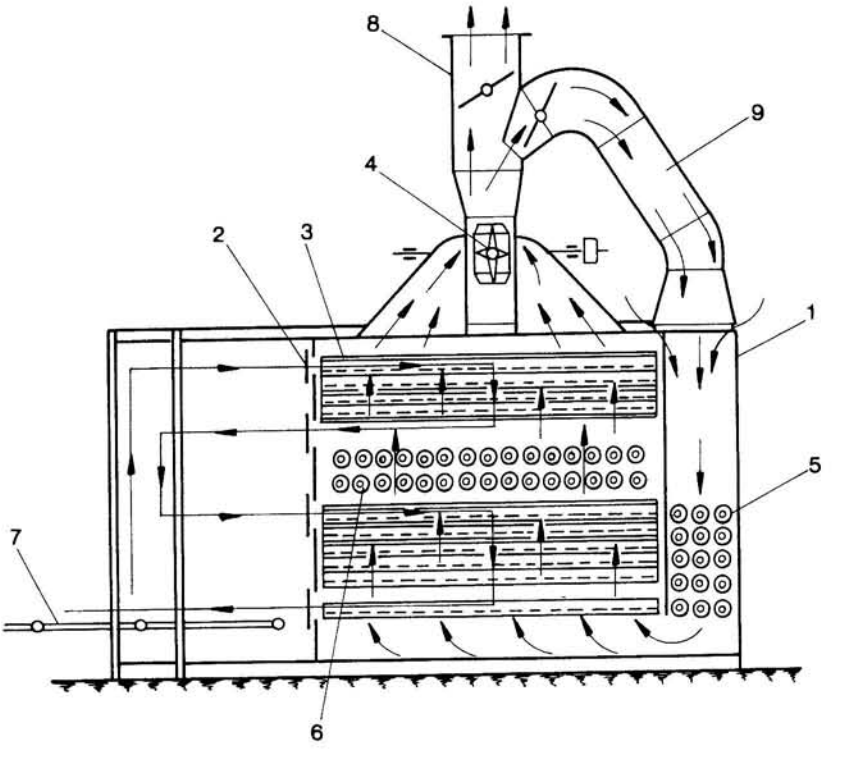
Favorit aknás szárító

A konzerviparban korábban az egyik leggyakrabban alkalmazott szárítóberendezés [56] *(24.3. ábra)*.

Szakaszos üzemű ellenáramú készülék, elsősorban zöldségfélék szárítására alkalmas.

Fémkeretszerkezetű ház (1), melyet szigetelőlapok borítanak. Homlokrészén négy keskeny ajtó (2) van, a cserények (3) beadására és kiszedésére. A készülék tetején van a szívóventilátor (4). A gép hátsó szekrényrészében (5) és a szárítótérben vannak a léghevítő fűtőtestek (6). A szárítótér a középrészbe szerelt fűtőtestekkel elő- és utószárítórészre van osztva. A készülék homlokrésze előtt felvonószerkezet van (7) a cserények felemelésére.

A szárítandó anyaggal rakott cserényt az emelőszerkezetre helyezve, a legfelső ajtóig emelve, a készülékbe kell tolni. Meghatározott idő után mechanikus szerkezet a cserényt egy osztással lejjebb engedi. A felső ajtón keresztül újabb cserényt lehet behelyezni. Az elő- és utószárító között levő fűtőtestek ki-



24.3. ábra. Favorit aknás szárító
1 – fémház, 2 – ajtó, 3 – cserények, 4 – szívóventilátor, 5 és 6 – fűtőregiszter, 7 – felvonószerkezet, 8 – kürtő, 9 – légvisszavezetés

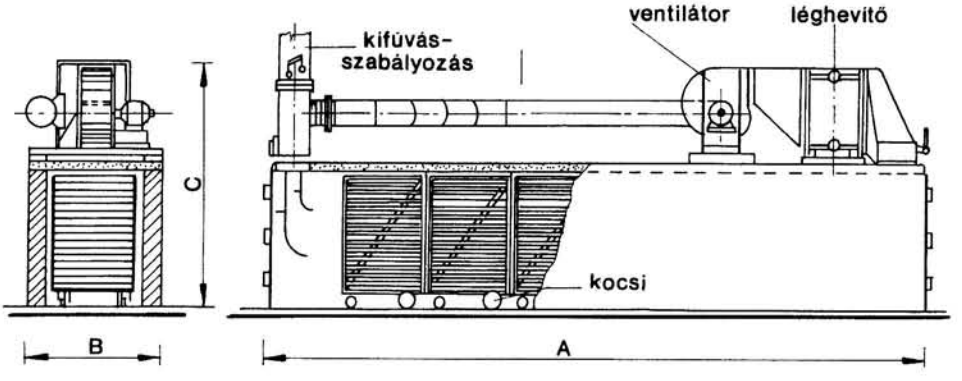
kerülésére az ott levő cserényt ki kell húzni, és a fűtőtestek alatt a készülékbe vissza kell tolni. A cserények lefelé haladásával szemben a fűtőtesteken felmelegedett levegőt a ventilátor felfelé szívja. Az áramló, meleg levegő a készülék alsó felében a már előszárított anyagrészek között halad át, az utószárítást elvégzi, majd a középső fűtőtesteken tovább melegedve a felső részben levő friss anyagot előszárítja. A párával telt levegő egy része a kürtőn (8) keresztül távozik, egy része pedig a visszakeringető vezetéken (9) át, a belépő friss levegővel együtt a készülékbe jut. Az utószárító legalsó szakaszába jutó cserényt a homlokajtón keresztül lehet a készülékből kihúzni.

A szárítóberendezéssel óránként 290...350 kg víz párologtatható el. Fajlagos gőzfogyasztása: 1,9...2,2 kg/kg víz.

Alagútszárító

Az alagútszárító (vagy szárító alagút) a folytonos üzemű atmoszferikus szárítók csoportjába tartozik.

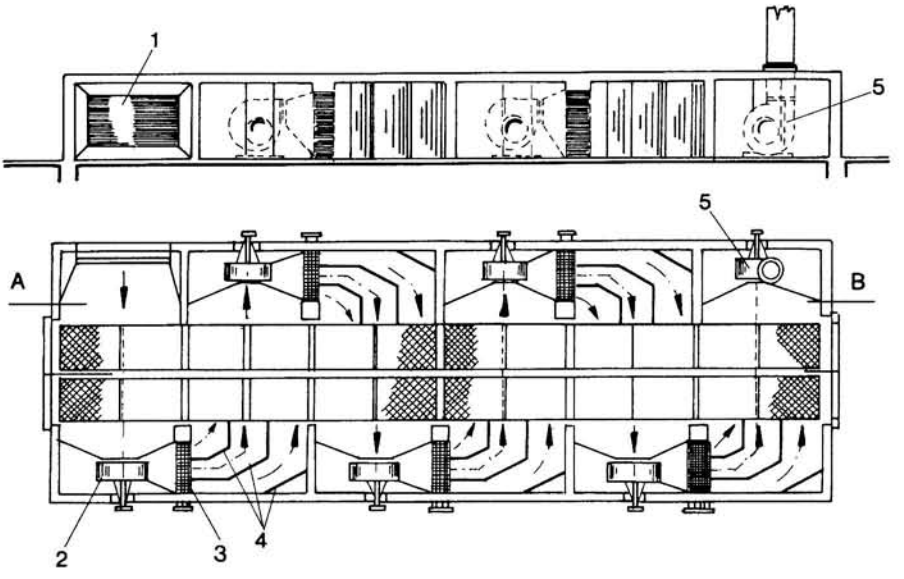
Az alagút hosszúkás, vízszintes kamra. Ebben haladnak végig az egymás után kapcsolt kocsik. A szárítandó anyagot polcos-tálcás kocsikra helyezik. Az egyszerű alagútszárítót a *24.4. ábra* tünteti fel.



24.4. ábra. Alagútszárító

Az ábrán vázolt megoldásnál a levegőmozgatást az alagút tetején elhelyezett ventilátor biztosítja. A ventilátor nyomócsonkja kibővítve a levegőfűtő regiszterbe torkollik. Innen lép be a meleg friss levegő az alagútba. Végighalad az alagút hossza mentén, körüláramolja a szárítandó anyagot. A fáradt levegő egy részét kivezetjük, másik részét visszavezetjük a friss levegőhöz.

Az ábrán vázolt kivitelnél a levegő és az anyagáram iránya párhuzamos és akár egyen-, akár ellenáramú lehet. A *24.5. ábra* olyan alagútszárítót mutat, amelybe többfokozatú levegőmelegítő rendszert építettünk és a levegő keresztáramú a száradó anyag mozgatási irányához képest. Az ábra felső részén az A-B hosszmetszeti szelvényt láthatjuk. A friss levegő az (1) nyíláson át a fűtőcsövek között lép be a szárítóalagútba, majd áthalad a kocsi polcai között, a (2) ventilátor szívó hatására. A ventilátor nyomócsonkjából kilépve a (3) fűtőcsövek között áramlik át és felmelegszik. A (4) terelőlemezek három részre választva vezetik rá a levegőt ismét a szárítandó anyagra. Így halad tovább a levegő az ábrába berajzolt nyilak iránya szerint. Az utolsó (5) ventilátor szállítja ki a fáradt nedves lehűlt levegőt a szárítóból.



24.5. ábra. Többfokozatú léghevítéses alagútszárító
1 – friss levegő, 2 – ventilátor, 3 – fűtőcsövek, 4 – terelőlemezek, 5 – kifúvó ventilátor

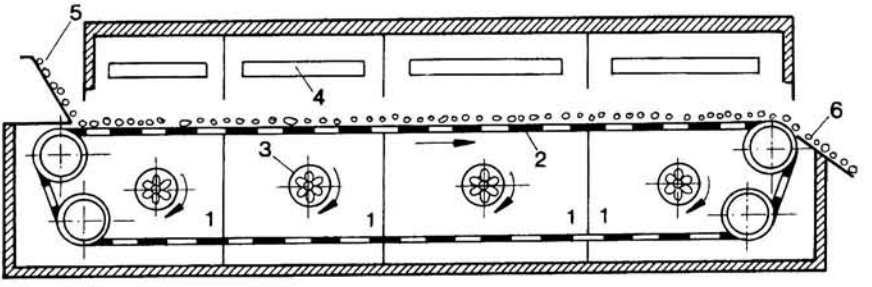
Szalagos szárító

Szemcsés és szálas anyagokat gyakran szárítanak szalagos szárítóberendezésekben, amelyek a folytonos atmoszferikus üzemű szárítók csoportjába tartoznak.

A szárító lehet egyetlen végtelenített szalag és állhat több egymás alatt elhelyezett végtelenített szalagból.

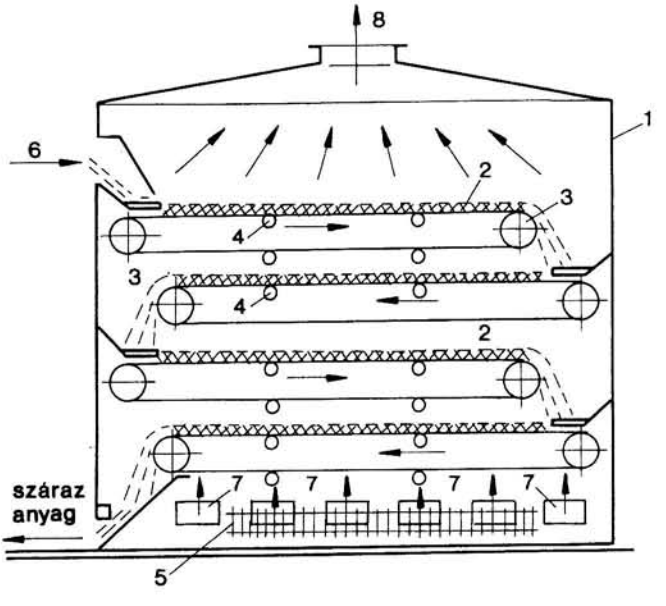
Az egyszalagos szárítót rendszerint csuklósan egymáshoz illesztett keretes tálcák képezik. A tálcákat többnyire perforált fémlemezből vagy drótszövetből készítik.

A kerámiaipari szalagszárítók egy- vagy többszalagos berendezések lehetnek. A *24.6. ábrán* látható ún. egyszalagos szárítóba az (5) feladónyíláson át adagolt anyag (2) végtelenített acélszövet szalagon halad előre. A szalag alatti tér egymástól elkülönített szakaszokra oszlik. Ezekben megfelelő teljesítményű (3) axiálventilátorok nyomják át a meleg levegőt az acélszöveten, ill. a rajta elhelyezett darabos anyagon. A nedves levegő a szalag felett levő burkolaton kialakított (4)levegőelszívó nyílásokon távozik. A szalagszárítók légvezetése ellenkező irányú is lehet [49].



24.6. ábra. Kerámiaipari egyszalagos szárító
1 – levegőkeringető kör, 2 – fémszövet szalag, 3 – axiálventilátor, 4 – elszívó nyílás, 5 – beömlő, ill. feladó nyílás, 6 – szárított anyag kibocsátása

A szalagos szárítók teljesítménye ugyanazon berendezés esetén nagymértékben függ a szárítandó anyag minőségétől, jellemző méretétől és nedvességtartalmától. Általában 1...4 szalagos berendezéseket készítenek, amelyeknek szárítófelülete 2...50 m^2 között változik. Hőenergiafelhasználásuk 4200...5050 kJ/kg elpárologtatott víz. A szalagszélesség a teljesítményigénytől függően 500...2600 mm.



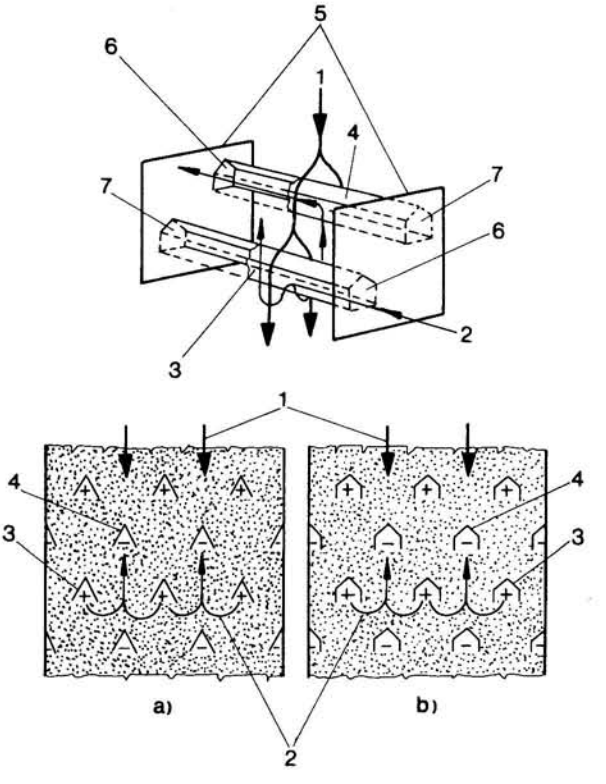
24.7. ábra. Többszalagos szárító
1 – kamra, 2 – végtelenített szalagok, 3 – hajtódobok, 4 – görgők, 5 – gőzkalorifer, 6 – adagolónyílás, 7 – levegő bevezetése, 8 – fáradt levegő és párák elvezetése

A többszalagos szárítók egy vázlatos hosszmetszeti képe a *24.7. ábrán* látható.

Az (1) kamrában egymás alatt (2) végtelenített szalagok helyezkednek el. Ezek meghatározott sebességgel viszik a rajtuk levő (felső szalagágon „utazó") szárítandó anyagot. A szalagokat (3) hajtódobok mozgatják, amelyeket a szárítókamrán kívülről (transzmisszióval, fogaskerék-sorozattal) hajtanak meg.

A szállítószalagokat (4) görgők támasztják alá. A kamra alján az (5) gőzkalorifert, tetején a (6) adagolónyílást láthatjuk a hosszmetszeti ábrán.

A levegőmozgás sebessége kb. 3 m/s, a szalagoké pedig kb. 0,3...0,5 m/s. A többszalagos szárítókban a legfelső szalagra etetett szárítandó anyag a szalag végéről az alatta célszerűen elhelyezkedő ellentett irányban haladó szalagra esik. Így a szárításra kerülő anyag útja szalagról szalagra váltakozó irányú.



24.8. ábra. Toronyszárító légvezeték elrendezése
a – háromszög keresztmetszetű, b – „háztető" keresztmetszetű, 1 – a termény „csúszási" útja, 2 – a szárítóközeg áramlása, 3 – bevezető légvezeték, 4 – elvezető légvezeték, 5 – a szárító oldalfalai, 6 – nyitott oldal, 7 – zárt oldal

Az alulról felfelé emelkedő levegő útirányát terelőlemezekkel is megszabják. A szalagos szárítók hátránya, hogy az alsó szalagág nem használható ki, üresen fut.

Gravitációs (csörgedező) toronyszárító

A szemestermények (kukorica, napraforgó) mezőgazdasági ipari szárításának célszerű berendezései a függőleges toronyszárítók. Ezekben a szárító, (ill. hűtő) levegő és a termény szemcséi közvetlenül érintkeznek. A szemcsehalmaz lassan csörgedezve csúszik le a toronyban. Legfőbb változata a sakktáblaszerűen elrendezett vízszintes légvezetékes torony.

A légvezetékek alul nyitott háromszög alakú lemezek, járatok. A légvezetékek beépítésének elvi vázlata a *24.8. ábrán* látható.

A toronyszárító egyik változatát *(MIAG-szárító)* a *24.9. ábra* mutatja. Ez ún. átlósáramú szárító [54].

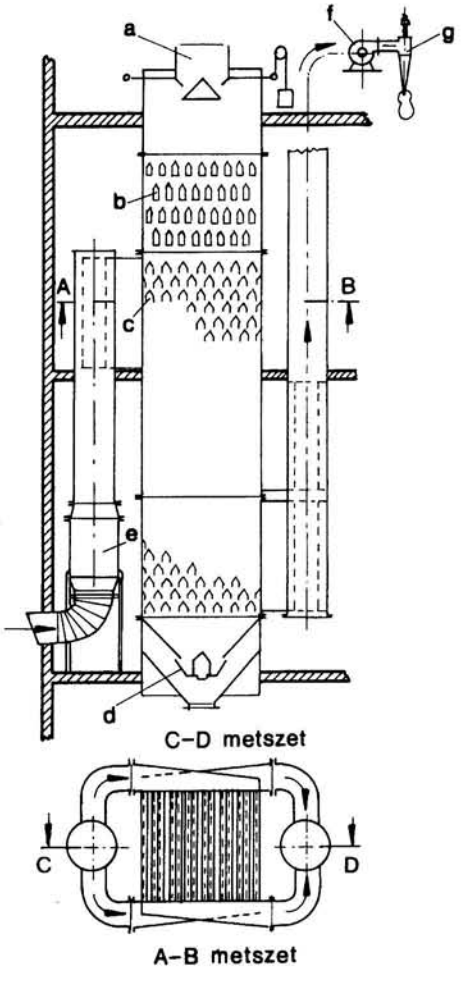
A torony felső részébe ennél a megoldásnál (b jelű) kontakt előmelegítő regisztert építettek. Ez különösen nagyobb kezdeti nedvességű terményeknél célszerű.

A többféle egyéb változat közül megemlítjük a bábolnai *B1-15* típusú terményszárítót, amely hazánkban rendkívül elterjedt típus. Részletes ismertetése az újabb javított változatokkal együtt FRANCSICS és PARTI könyvében található [33].

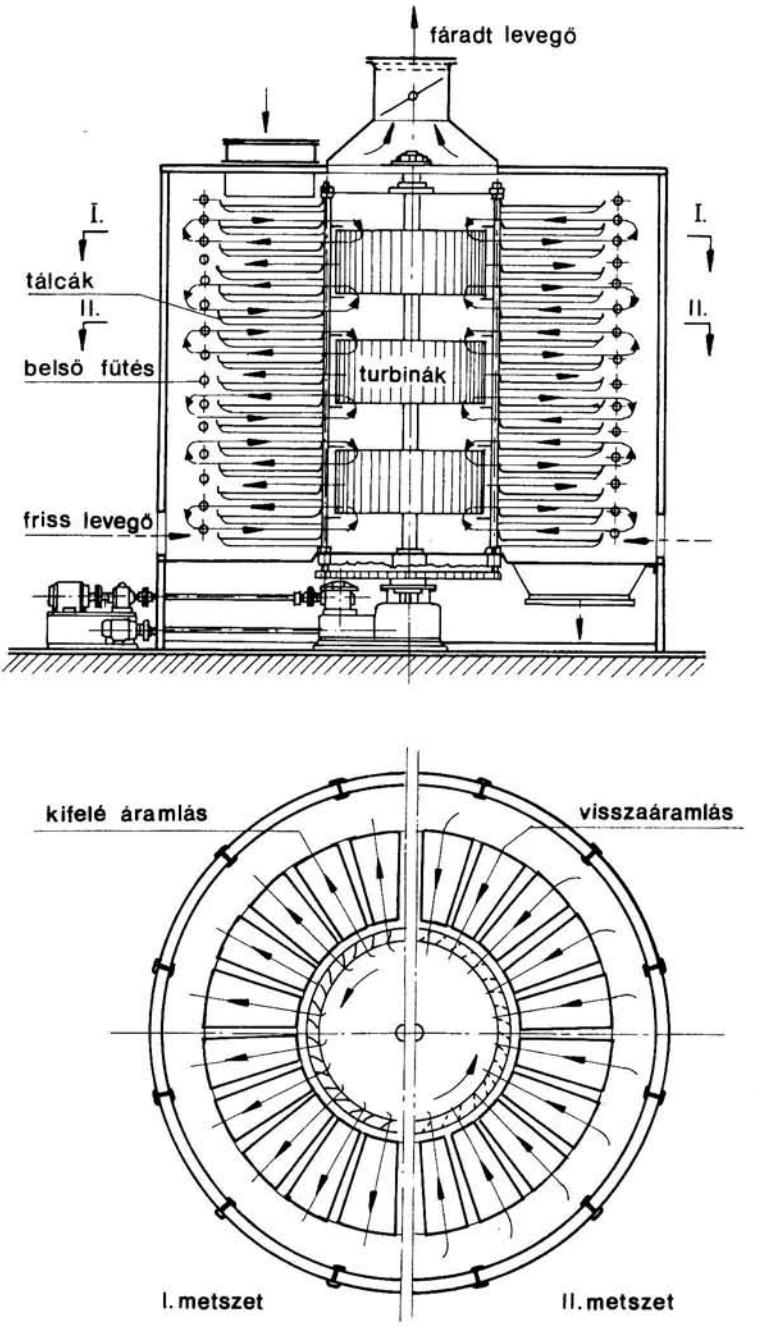
Forgótányéros vagy turbinaszárító

A forgótányéros vagy turbinaszárító gyűrűtálcás emeletes vagy másképp szegmenstányéros etázsos készülék, a folytonos üzemű konvekciós szárítók csoportjába tartozik.

Többféle kivitelben készül, ezek egyik változata központi részen elhelyezett függőleges tengelyű ventilátorcsoportos, amiért e változat a turbinaszárító vagy turbószárító nevet viseli. A turbinaszárító vázlata a *24.10. ábrán* látható.

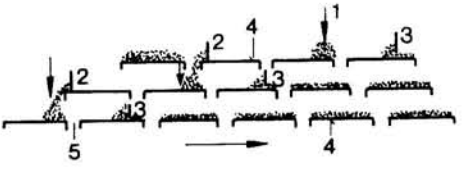


24.9. ábra. Átlós áramirányú MIAG-toronyszárító
a – terménybevezetés, b – előmelegítő regiszter, c – háztető alakú légvezeték, d – szárított termény kibocsátása, e – léghevítő, f – fáradt levegő ventilátora, g – porleválasztó



24.10. ábra. Forgótányéros (turbina-) szárító

Olyan nedves anyagok, amelyeket általában tálcákon szárítanak (porszerű és szemcsés anyagok, iszapok, pépek, kristályszemcsék) folytonosan szárithatók szegmenstányéros szárítóban. A szárító lényeges részei több emeletben az álló oszlopszerű házban elhelyezett vízszintes gyűrű alakú tálcák. Ezek szegmensszerűek. A tálcák el vannak látva nyílásokkal és ún. szintegyengető gereblyékkel, továbbá ún. lekotró lappal. Az anyagot a szárító tetején táplálják be, amelyet az egyengető szerkezet a legfelső tálcán egyenletes rétegvastagságban terít szét. A tálca lassú forgásakor a lekotró lap a szegmensek közti nyíláson át az anyagot az alsó tálcára söpri. Az anyag így tálcáról tálcára jut és szárad. A szárító levegőt a turbóventilátorok a tálcák fölött nyomják, ill. szívják át. A friss levegő alul lép be a berendezésbe és felül középen távozik a fáradt levegő. A szárító belső fűtőszerkezettel is rendelkezik.

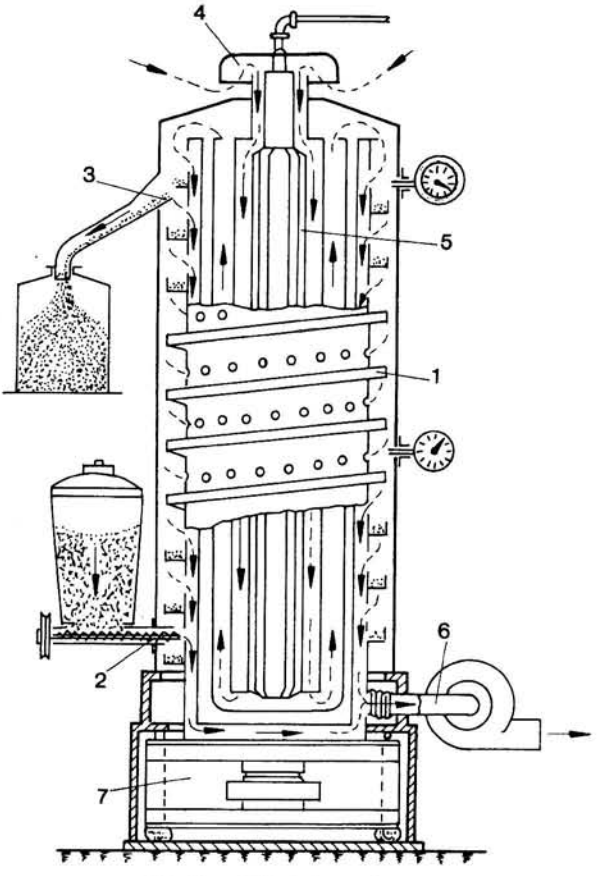


24.11. ábra. Forgótányéros szárító szegmensei 1 – a szárítandó anyag feladása, 2 – lekotró lemez, 3 – egyengető lemez, 4 – tányérszegmens, 5 – résnyílás

A gyűrűs-tálcás szárítónak egy másik változatában a levegő mozgatását a ház falához közeli (belső) vízszintes tengelyű szárnylapátos ventilátorok végzik. A *24.11. ábra* mutatja az egyengető és lekotró lap elhelyezését a szárítóban. A gyűrűs-tálcás szárítók néhány adata a következő: tálcaátmérő 2...9 m, emeletek száma 10...20, összes tálcafelület mintegy 20...1000 m^2. A tálca fordulatszáma 0,1....0,4 fordulat percenként. A légsebesség 1,5..4 m/s. A fajlagos vízelpárolgás 3,5...4 kg/(m^2h), ami esetleg 10 kg/(m^2h) -ig is felmehet. Átlagos fajlagos hőigény 5000 kJ/kg víz.

Vibrációs spirálszárító

A *24.12. ábrán* a vibrációs szárítóberendezések egy gyakran használt *Kováts-féle* típusa látható. A rendszerbe a (2) csigás adagolóval beadott nedves anyag az (1) spirálpályán felfelé halad, miközben a szárító levegővel érintkezik. A száraz anyag a felső spirálpályáról gyűjtőedénybe kerül. Az anyag és a levegő érintkezési módja hasonló az eddig ismertetett berendezésekéhez; a mozgó szilárd anyag rétege fölött halad el a szárító levegő. Ez a réteg azonban kevésbé összefüggő, és a mechanikus vibráltatásból adódóan a szemcsék egymáshoz képest is elmozdulnak, ami a szárítás szempontjából előnyös. Az anyag felfelé haladását a készülék gondosan kikísérletezett (megfelelő rezgésszámú és amplitúdójú) vibráltatásával érik el, ehhez mechanikus vagy elektromágneses vibrátort használnak. Megjegyezzük, hogy a készülékben a szemcsék haladó és egymáshoz viszonyított elmozdulása ellenére sem számottevő a porlódás.



24.12. ábra. Vibrációs spirálszárító
1 – spirálpálya, 2 – nedves anyag bevezetése, 3 – száraz anyag elvezetése, 4 – (hideg) levegő bevezetése, 5 – fűtőtest, 6 – légelszívás, 7 – elektromágneses vibráltató szerkezet

A szárító levegő a (4) nyíláson keresztül lép a készülék belsejében elhelyezett kaloriferbe, majd a körgyűrű alakú pályán az anyaggal ellenáramban haladva, a sugárirányú furatokon és a (6) ventilátoron keresztül távozik [64].

Dobszárító

A szemcsés anyagok szárítására gyakran használnak dobszárítókat. A dobszárítók hosszú forgóhengeres (forgódobos) készülékek, amelyeknek a belsejében szárítjuk az anyagot. A dobok folytonos üzemű atmoszferikus szárítóberendezések, és három fő csoportba oszthatók:

a) közvetlen, direkt szárítók, ahol a szárítandó anyag közvetlenül érintkezik a szárítóközeggel;
b) közvetett, indirekt szárítók, ahol a szárítandó anyag a szárító közeggel közvetlenül nem érintkezik, és a szükséges hőmennyiséget szilárd elválasztó falfelületen keresztül közöljük;
c) vegyes működésűek, azaz mindkét előbbi módszert alkalmazzuk a berendezés egy-egy szakaszán [54].

A dobszárítók igen sokféle alakban, változatban és többféle működési elvvel készülnek, lehetnek konvekciós, kontakt és vegyes működési elvű berendezések. Sok dobszárító közvetlen fűtésű, ami azt jelenti, hogy a füstgázok szárítanak. Ebben az esetben nagyobb hőmérsékleteken a konvekciós hőátadást a hősugárzás is támogatja. A dobban az anyag és a szárítóközeg (füstgáz, ill. levegő és füstgáz) haladhat egyenáramban vagy ellenáramban.

A darabos anyagnak a szárítódobban való jobb előrehaladását, ill. állandó mozgását ezek a különféle kiképzésű belső terelőbetét-idomok segítik elő. A szárítandó anyag áthaladási ideje a dob hajlásszögétől és fordulatszámától függ.
A szárítódob hosszának és átmérőjének viszonya a következő:

$$\frac{L}{D} = 3{,}5....7 .$$

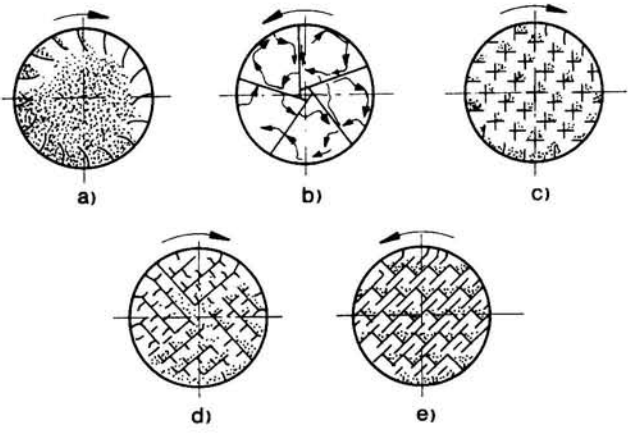
A dob fordulatszáma 1...8 fordulat percenként, hajlásszöge 0,5°-tól (vagyis csaknem vízszintes elrendezéstől) mintegy 6°-ig terjed.

A dob forgása és a csekély lejtés biztosítja, hogy az anyag az etetőnyílástól kiindulva lassan végighaladjon a dobon. A leggyakrabban használt típus a közvetlen, direkt füstgázos dobszárító. Bizonyos esetekben közvetlen működésű, de forrólevegős dobot használnak (pl. ammónium-szulfát szárítása).

Némely anyag (pl. fehér pigmens) kibírja ugyan a nagy hőmérsékletet, de közvetlenül nem érintkeztethető füstgázokkal, ezeknél közvetett (indirekt) fűtésű dobszárítót használnak.

A dobok belsejében az anyagszemcsék felemelésének és visszahullásának elősegítésére ún. betéteket alkalmaznak. A *24.13. ábra* néhány ilyen belső betétet tűntet fel. Az a- emelőléces (emelőlapátos) és a b - nagycellás (szimplex) betét főleg nagyobb darabos anyagoknál használható célszerűen.

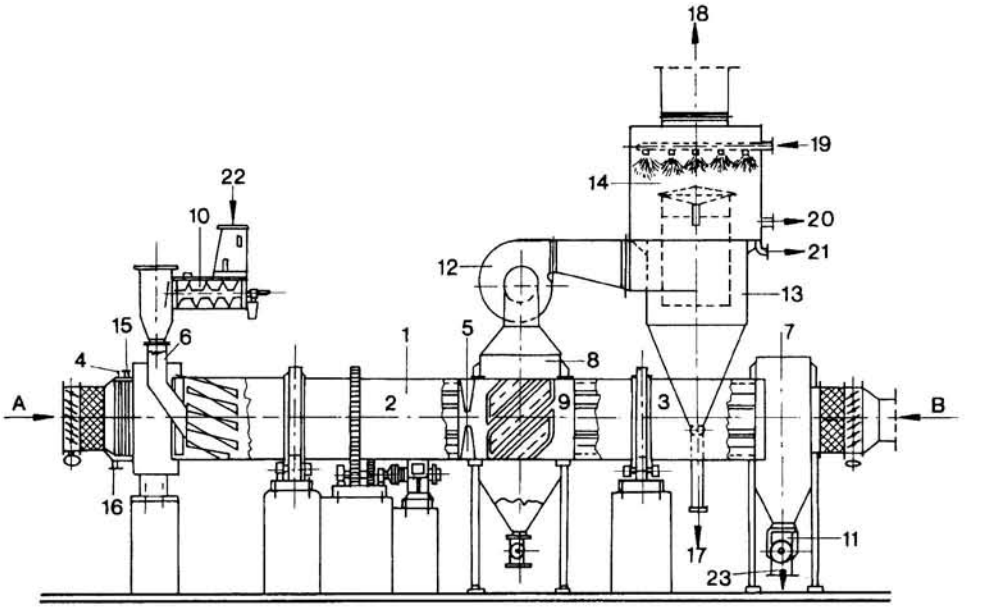
Finomszemcsés könnyű anyaghoz c- kereszt alakú betétek jók.
Az anyaghalmaz sok kisebb részhalmazra tagolódik a d-, ill. e- betétek révén. Ezek a dobkeresztmetszetet jóformán egymástól elzárt több részre osztják. A térkitöltési tényező (a dob keresztmetszetét kitöltő anyag viszonya a teljes dobkeresztmetszethez) ily módon is növelhető. Utóbbi betéteknél nehezebben tisztítható a dob belseje, ami tapadós anyagoknál hátrányos.



24.13. ábra. Dobszárító betétek
a – emelőlapátos, b – szimplex nagycellás, c – kereszt alakú,
d – „kvadrós", e – cellás

A kerámiaipari dobszárítókat elsősorban darabos, ömlesztett anyagok (darabos bányaagyag stb.) szárítására használják. A kerámiaipari dobszárítókat általában 0,8...3,2 m átmérővel és 8... 30 m hosszúságban gyártják. Ezek teljesítménye 0,14...8,5 t elpárologtatott víz óránként, amely 20%-ról 1% nedvességtartalomra való szárítás esetén 0,61...36,5 t/h anyagátbocsátó képességet jelent [49]. A *Buckau-Wolf* cég, ill. a *BMA* -cég forgódobos cukorszárítókat gyárt. A cukorszárítót a *24.14. ábra* mutatja be. A *A* jelű beszívott levegőt (4) jelű légmelegítő hevíti. A berendezés kombinált szárító és hűtő. A hűtő levegő *B* irányból kerül az (1) dobba. A (12) ventilátor a szárító levegőt a (2) szárítózónán át, a cukor haladási irányával egyenáramban, a hűtő levegőt pedig a (3) hűtőzónán keresztül ellenáramban szívja. A nedves cukrot (10) adagoló csiga a (6) nedvescukor feladókamra surrantóján át adja a dob (2) szárítózónájába. Az (1) dobba beépített táskarendszer a dob forgása következtében a cukrot az egyik táskából a másikba önti át. Eközben erőteljesen érintkezik a teljes dobkeresztmetszeten elosztott meleg levegővel és ezalatt szárad.

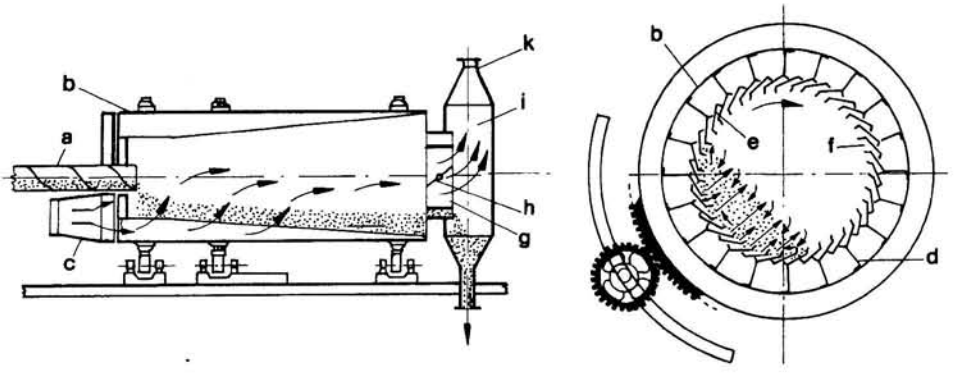
A szárítás közben a cukor a (9) cukorátvezető zóna (átmeneti rész) felé halad. Az (5) torlasztó szárnyakkal szabályozzák a száradási időt. Az átmeneti rész csavarszerű csatornáiban megy át a cukor a (3) hűtőzónába. Ezalatt a cukorból elpárolgó víz által nedvessé vált szárító levegőt a (12) ventilátor a dobköpeny (9) átvezető résein keresztül átszívja. A (3) hűtőzónában a cukor hasonlóképp halad táskáról táskára a dob vége felé. Ezalatt az ellenáramban áramló hűtőlevegő hűti a cukrot. Az elhasznált hűtő levegő a szárítólevegővel azonos úton távozik. Az elragadott cukorport (13) ciklonban leválasztják, a továbbszálló finom por nedves leválasztóba kerül. A száraz (hűtött) cukor a (7) házba jut ahonnan (11) kihordó csiga viszi el.



24.14. ábra. Cukorszárító és -hűtő dob
1 – dob, 2 – szárítózóna, 3 – hűtőzóna, 4 – levegőmelegítő, 5 – torlasztó szárnyak, 6 – nedves anyag feladása, 7 – szárított anyag kihordó háza, 8 – fáradt levegő elvezető háza, 9 – átmenet a két dobrész között, 10 – nedves anyag adagoló csigája, 11 – szárított anyag kihordó csigája, 12 – ventilátor, 13 – ciklon, 14 – nedves porleválasztó, 15 – gőz, 16 – kondenzvíz, 17 – por, 18 – fáradt levegő kéménye, 19 – vízpermet, 20 – túlfolyó, 21 – iszap, 22 – nedves anyag, 23 – szárított anyag

Roto–Louvre-szárító

A forgószárítók különleges fontos típusa a *Roto–Louvre*-szárító. A berendezés egyesíti az átáramlásos és a forgódobos szárítók jellegzetességeit. A szárító fő része egy lassan forgó kúpos dob. A csonkakúp kisebb átmérőjű az anyag beadagolásánál *(24.15. ábra)*. A dobpalást kiképzése olyan, hogy megfelelő forgásirány és fordulatszám esetén a levegő (füstgáz) áthatolhasson rajta, a szemcsés szilárd anyag azonban nem. A dob zsaluszerű betételemekkel van ellátva, ezek egyrészt hordozzák a száradó anyagot, másrészt tört alakzatú réseiken át lehetővé teszik a forró levegő be- és átáramlását. Az anyag a dob forgása révén lassan mozog és az anyagréteg által (egy keresztmetszetszelvényben) fedett zsaluk az összes zsaluk mintegy 30%-át képezik. Az anyagréteg állandó átgördülése kedvező hő- és anyagátadást biztosít. A dobtöltés



24.15. ábra. Roto–Louvre-szárító
a – beadagoló csiga, b – külső köpeny, c – levegőbevezetés, d – radiális bevezető lécek, e – tangenciális fedőlemezek, f – tangenciális légrések, g – kibocsátó nyílás, h – torlasztó, i – kidobóház, k – kürtő

13...15%-os [49]. A *Roto–Louvre*-szárítók olyan durvább szemcsés anyagok szárítására alkalmasak, amelyek kevés port tartalmaznak. Használják cukor, ammónium-szulfát, kohókoksz, öntödei homok szárítására. A berendezés átmérője 0,75...3,5 m, hossza 2,4...11 m. A nagyobb szárítók 5500 kg/h víz elpárologtatására képesek. A forgódobszárítókról áttekintést ad a *24.1. táblázat.*

24.1. táblázat

Forgódobos szárítók

Típus	Hőközlés	Vízelpárolgás kg/(m^{3}h)
Forgódobos direkt fűtésű	konvekciós	3...110
Forgódobos indirekt fűtésű	kontakt	15...200
Forgódobos gőzcsöves	kontakt	15...200
Forgódobos direkt/indirekt	kontakt	
	konvekciós	50...150
Roto–Louvre	konvekciós	5...240

Fluidizációs szárító

Az eddig ismertetett szárítók döntő többségében a szárítandó anyag nyugvó rétegű vagy a felfekvő szerkezeti felülettel együtt mozgó (vándorló) volt. Megismertük az anyag ismételt átadásával működő többszalagos, többtányéros szárítókat, valamint az anyag sodródó mozgatásával működő dobszárí-

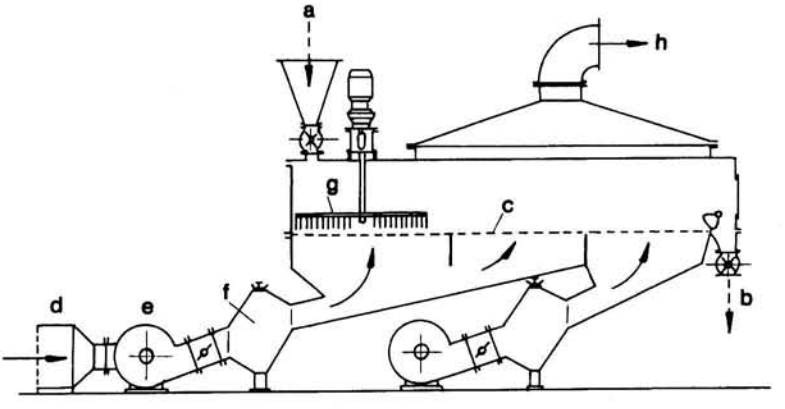
tókat. Nyilvánvaló, hogy az anyag száradás közbeni egyoldalú „árnyékoltságát" a felfekvési felületek változtatásával, az anyag időnkénti vagy állandó keverésével részlegesen meg lehet szüntetni. A nyugvó halmazú szárítókhoz képest e szárítók nagy részében az anyag „árnyékolt" felfekvési felületeinek nagysága lényegesen nem csökken, viszont ezen „árnyékolt" felületrészek változása folytán az anyag belső nedvességeloszlása a száradás alatt és a száradás végén egyenletesebbé válik.

Célszerű továbbá a szárítás időtartamát csökkenteni, ehhez az effektív száradási felületet növelni kell. Erre lehetőség nyílik szemcsés, laza szerkezetű anyagok esetén. A légsebesség fokozatos növelése a nyugvó halmazú anyagréteget fellazítja, fluidizálja, lebegteti, végül pedig pneumatikusan szállítja.

Az egyenletesebb szemcseeloszlású anyagok fluidizálhatók és lefolyóágyas (aerációs), fluidágyas vagy gejzíres szárítókban levegővel (füstgázzal) erőteljesen átöblítve gyorsabban és egyenletesebben száríthatók. A nehezebben fluidizálható anyagokat keverős, vibrált, örvénylökéses vagy mikrogejzíres fluidizációs szárítókban lehet szárítani.

Keverőműves fluidizációs szárító

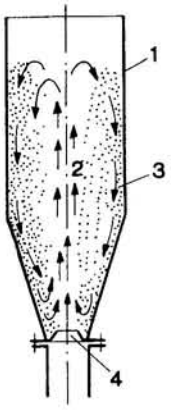
Sok anyag szemcseeloszlása, szárítás közbeni viselkedése megnehezíti az egyszerű fluidizáció alkalmazását. Ilyen eset pl. az anyag összecsomósodási, göbösödési hajlama. A fluidizációs szárítót valamilyen mechanikai segédberendezéssel kell ellátni, ill. egyéb megoldásokkal kell (szuperpoziciós elven) kombinálni. Egy lehetséges javító célzatú megoldás a fluidrétegbe benyúló pálcasoros, függőleges tengelyű külső meghajtású keverőmű beépítése. Bizo-



24.16. ábra. Többkamrás keverőműves fluidizációs szárító
a – anyag beadagolása, b – száraz anyag kibocsátása, c – fluidizációs perforált légelosztó lemez, d – légszűrő, e – fúvó, f – léghevítő, g – keverő, h – fáradt levegő

nyos szárítandó anyagok kezdeti nedvességtartalma oly rossz, hogy közönségesen nem, vagy alig fluidizálhatók. A *24.16. ábrán* vázolt keverőműves fluidizációs szárító ilyen esetekben segíthet a gondon. A keverés csak a beérkező anyagnál szükséges.

Gejzíres szárító



24.17. ábra. Gejzíres szárító 1 – ház, 2 – gejzíres gázcsatorna, 3 – külső héjgyűrű, 4 – fúvóka

A fluidizációs és pneumatikus szárítók között átmenetet képeznek a gejzíres-, ill. szökőkút szárítók. A gejzíres szárító elve 30 éve ismert (MATHUR és GISHLER szabadalma és cikkei révén).

Az elsődleges cél az egyenletes fluidizációs szemcsemozgáshoz már túl nagy szemcsék érintkezésbe hozása a rétegen átáramló levegővel. Egyik fő alkalmazási terület gabonamagvak szárítása. Az eljárással hazánkban különösen NÉMETH J. és PALLAINÉ foglalkoztak [49].

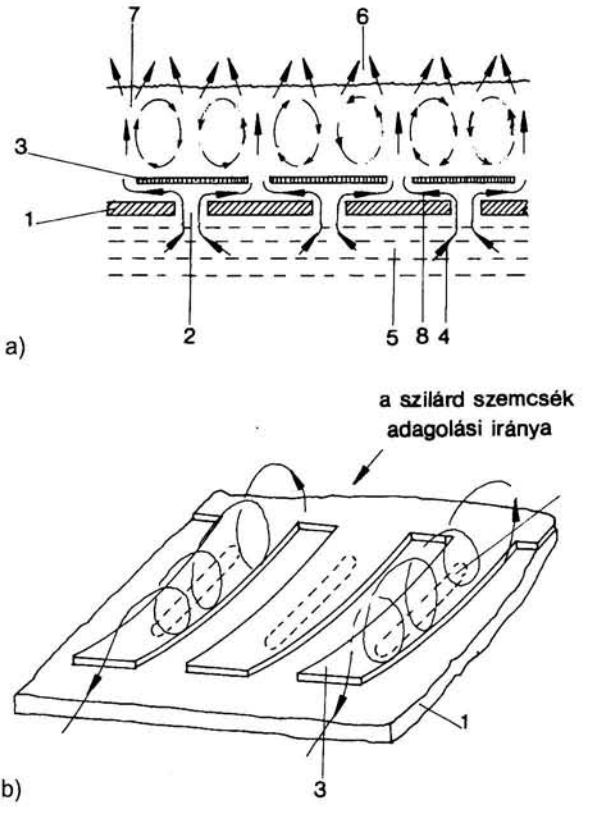
A fluidizációs és a gejzíres eljárás (spouted bed) alapvetően a levegő (gáz) betáplálásának módjában különbözik. Amíg a fluidizációnál gázelosztók alkalmazásával a teljes keresztmetszet mentén a lehető legegyenletesebb gázelosztásra törekszenek, addig a jellegzetes gejzíres gáz- és szemcseeloszlás a kúpos készülékalj szűkített (fúvóka) nyílásán bevezetett gázsugárral alakítható ki *(24.17. ábra)*. A legtöbb gejzírkészülék alul kúpos, felül hengeres.

A gejzírréteget a hengeres rész vízszintes keresztmetszete mentén két különböző áramlási forma egyidejű kialakulása jellemzi: a függőleges középvonalban és környékén pneumatikus szemcseszállítás felfelé (ez az ún. gejzíres gázcsatorna), valamint a szemcsék tömörebb, csúszórétegű lefelé mozgása az ún. külső héjgyűrűben.

Így a szemcsék „körforgalmat" bonyolítanak le. A gázcsatornában felfelé áramló szemcsék egy bizonyos magasságot elérve visszakanyarodnak és a héjgyűrűben lefelé áramlanak. Folytonos üzemeltetés esetén az állandó belső szemcsecirkulációhoz hozzájárul a frissen beadagolt szemcsék árama.

Mikrogejzíres-fluidizációs szárító

A mikrogejzíres fluidizációs szárító magyar találmány [109]. A berendezés alapelvét *24.18. ábra* mutatja. A szárító és egyúttal fluidizáló levegő az (1) lemez (2) nyílásain átjutva, az (1) lemezre ráfekvő (3) vékony rugalmas nyelveket felemeli és rezgésbe hozza.



24.18. ábra. Mikrogejzíres fluidizációs szárító
a – elvi vázlat, b – működési alapelv,
1 – alaplemez, 2 – nyílás, 3 – rugalmas nyelv, 4 – fluidizáló gáz (levegő), 5 – alsó járat, 6 – felső járat, 7 – szemcsés anyag, 8 – kis rés a nyelv alatt

Az (1) lemez egyúttal mint válaszfal két részre osztja a berendezést. Az alsó oldalon helyezkedik el a (4) fluidizáló közeg (levegő, gáz) (5) jelű járata, míg felül levő (6) jelű járat a (7) jelű szemcsés vagy porszerű szilárd anyag fluidizálását szolgálja.

A nyelvek egyik végükön az (1) lemezhez rögzítettek (befogottak), nyugalmi helyzetben teljesen fedik a (2) nyílásokat. Levegő (gáz) bevezetésének hatására a nyelvek megemelkednek és a levegő alattuk vízszintes síkban áramlik ki az így előálló változó keresztmetszetű, de lényegében kis (8 jelű) réseken át. A megemelkedő nyelv visszarugózik, a (8) jelű rés csökken; ezt a résen nagy sebességgel átáramló gáz visszaszívó hatása is segíti *(Bernoulli-szívás)*. A nyelvek rezgését ily módon csak a beáramló gáz hozza létre. Amikor a gáz a

résen kilép — vízszintes irányban — rögtön szembetalálkozik a szomszéd résen kilépő gázsugárral. E két ellentett értelmű gázsugár erős helyi turbulenciával (nyíróhatással) egyesülve felfelé tör és mozgásba hozza a szilárd szemcséket, fellazítva a szemcsehalmazt. A nyelvek közötti feltörekvő gázáram mikrogejzír gyanánt fogható fel.

A szemcsehalmazban (a rajzon nyilakkal jelölt) egymással szembeforgó cirkulációs áramok keletkeznek, és ezekben a szemcsecsoportok lüktetve sodródnak felfelé, majd a (3) jelű nyelvek középvonala fölött mintegy visszakanyarodva lefelé haladnak.

A *24.18. ábra* az imént vázolt jelenségeket axonometrikusan is szemlélteti. A szemcsecsoportok nem maradnak egyetlen függőleges fősíkban, hanem akár csekély mértékű szilárd anyag beadagolás hatására, lüktetéssel továbbhömpölyögnek. A halmaz „sodródó-pezsgő" gázszemcse keveréket alkot.

A cirkulációs áramlások jobb és bal csavarpályája egymás mellett helyezkedik el és összefonódik. A berendezésben tehát lüktetve előresodródó csavarvonalpályák jelentkeznek, amelyek mentén a szemcsecsoportok (szaggatott rezgéssel) előrehaladnak.

A nyelvek is felváltva, szaggatottan működnek. A csavarpályákon a nyelv zárásának pillanatában a lüktetés elernyed, az előrehaladás lelassul, a csavarvonal elmosódik, szétterül, de a gázáram és a szemcsék keveredése, továbbá a szemcsék újracsoportosulása erőteljessé válik.

A nyelvsorok alatt levegőbevezető egyedi csatornák képezhetők ki, minden csatornában külön pillangószeleppel.

Külön említést érdemel, hogy szándékos vagy véletlen leállás (levegőkimaradás) esetén sem hullik por az alsó járatba. Az elv szakaszos és folytonos berendezésben egyaránt alkalmazható. A fluidizáló és szárító levegő áramlástani és technológiai egyeztetése a legtöbb egyéb típusú berendezésben nehézséget okoz. Itt ennél a berendezésnél ez nem jelent problémát. A nyelvek alatti részben nagy sebességgel áramló gáz (levegő) lehetővé teszi a rendkívül gazdaságos üzemeltetést, amit két táblázatban is bemutatunk.

24.2. táblázat

Szárítandó anyagok jellemzői
(fluidizációs szárítók összehasonlításánál)

Anyag	Átlagos szemcseméret mm	Halmazsűrűség kg/dm^3	Kezdeti nedvesség (víz+oldószer) %
K-aszparaginát szemcsés, darabos	0,68	0,71	27
Mg-aszparaginát szemcsés, darabos	1,06	0,81	8
Fenil-butazon kristályos	0,65	0,34	31

A *24.2. táblázat* azon háromféle anyag jellemzőit tartalmazza, amelyeket mint kísérleti anyagot, az összehasonlított három fluidizációs szárító típusban használtunk. A *24.3. táblázat* a szárító jellemző adatait közli egy egyszerű (I) fluidizációs szárítóban, kevertágyas (II) fluidizációs szárítóban és a (III) mikrogejzíres fluidizációs szárítóban.

24.3. táblázat

Fluidizációs szárítók összehasonlítása

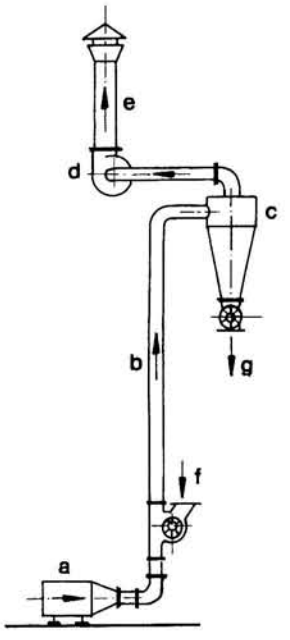
Anyag	Szárító-berendezés-típus*	Átlagos üzemi levegősebesség m/s	Gőzfogyasztás mint hőhasznosítási jellemző kg gőz/kg elpárolgó folyadék	Levegőfelhasználás m^3 levegő/ m^3 elpárolgó folyadék
K-aszparaginát	I.	0,42	28,0	580
	II.	0,40	9,0	110
	III.	0,12	1,12	38
Mg-aszparaginát	I.	0,48	16,0	640
	II.	0,41	10,0	190
	III.	0,13	1,15	50
Fenil-butazon	I.	0,22	6,2	300
	II	0,21	5,0	120
	III.	0,08	1,1	55

* Megjegyzés: I. – egyszerű fluidizációs szárító
II. – keverőműves fluidizációs szárító
III. – mikrogejzíres fluidizációs szárító

Pneumatikus szárító

Ha a szárítandó anyag szemcsenagysága és szemcseeloszlása ezt lehetővé teszi, a pneumatikus szállítással egybekötött szárítás sok esetben előnyös. Ezt a szárítási módot „áramlásos" vagy pneumatikus szárításnak nevezik. A szárító közeg meleg levegő vagy meleg gáz [49].

A szerkezet fő részei: (a) léghevítő, (b) a szárítócső, (c) a ciklon, (d) a szívó- (nyomó) ventilátor, (e) a kémény, (f) a szárítandó anyag beadagolása, (*g*) a száraz anyag kivezetése a ciklon alján *(24.19. ábra)*.



24.19. ábra. Pneumatikus szárító
a – léghevítő, b – szárítócső, c – ciklon, d – ventilátor, e – kémény, f – szárítandó nedves anyag, g – szárított anyag kivezetése

A finom szemcséjű kerámiai nyersanyagok (pl. kvarchomok, agyagpor) szárítására elterjedten alkalmaznak lebegtető szárítókat. Ezek közös jellemzője, hogy szárítás közben az apró szemcséjű anyag a levegőben lebegve, többnyire változó irányú mozgásban van. Ezáltal a szárítóközeggel való érintkezése teljes felületén tökéletes, s a szárítás hatásfoka igen jó. A lebegtető szárítókat gyakran őrlő-, és aprítóberendezéssel egészítik ki, bár az anyagot mozgató hajító-, röpítőszerkezetek is végeznek bizonyos fokú aprítást.

Porlasztószárító

A porlasztószárítók nagyobb kamrák, amelyekbe a szárítani kívánt oldatot, folyadékot, zagyot, iszapot, pépet stb. valamilyen szerkezettel befúvatjuk, eközben az finom szemcsékké aprózódik („atomizálódik") és a kamrába vezetett szárítóközeg hatására ezek a folyadékszemcsék nedvességüket elvesztik, belőlük a nedvesség kipárolog. A porlasztószerkezettel itt részletesebben nem foglalkozunk. Utalunk tankönyvünk 9.3. fejezetére, valamint a szakirodalomra. A porlasztással hazánkban főleg VÖRÖS I. professzor, NÉMETH J. és TURBA J. foglalkozott [19, 49].

Újabban oldatok, zagyok, pépek szárításánál különösen hőre érzékeny anyagok esetében előtérbe kerültek a porlasztószárítók. A porlasztószárítókat előszeretettel alkalmazzák tej, paradicsom, tojás, zsiralkoholszulfonátok és egyéb mosószerek szárításánál, a finomkerámiai iparban és számos más területen.

A porlasztószárítás lényege az, hogy a szárítandó anyag valamilyen zagyszerű vagy pépes oldatát cseppekre oszlatva forró levegőáram hatásának tesszük ki. A száradás olyannyira gyors, hogy a szárítandó anyag aránylag nagy hőmérsékletű levegővel érintkezve nem károsodik, nem melegszik túl. A szárított anyagot por alakjában kapjuk, tehát esetleges további aprításra nincs szükség.

A porlasztásos szárítás intenzitása igen nagy mértékben függ a keletkezett folyadékcseppek méreteitől (elsősorban felületétől) vagyis a szétoszlatás, a diszperzitás fokától. A folyadékot lehetőleg finom cseppek halmazára kell szétporlasztani.

Bizonyos esetekben azonban a túlzottan apró cseppekre bontás káros (pl. akkor, ha ezáltal a megszárított por térfogattömege nagyon kicsi lesz).
A folyadékcseppek szétoszlatására, a porlasztásra három módszer használatos:

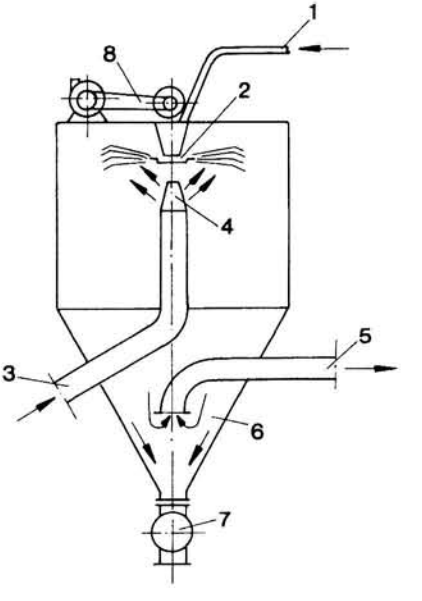
a) centrifugális-mechanikus módszer;
b) hidraulikus-mechanikus módszer;
c) pneumatikus módszer.

A centrifugálási módszernél gyorsan forgó tárcsát („szórócentrifugát"), a hidraulikusnál nagynyomású szivattyút és porlasztófúvókát, a pneumatikusnál pedig sűrített levegős porlasztófúvókát alkalmaznak porlasztásra.

A kerámiai iszapok, ill. szuszpenziók víztelenítésére is igen hatásos módszer a porlasztószárítás.

A nyersanyagiszap vagy szuszpenzió szétporlasztására számos megoldást dolgoztak ki. Ezek közül ki kell emelni a két legfontosabbat: a tányéros vagy tárcsás és a fúvókás porlasztóberendezéseket.

A tányéros iszapporlasztó szárítóberendezést a *24.20. ábrán* láthatjuk. A kerámiai iszapot (1) vezetéken keresztül juttatják el a berendezés felső részében elhelyezett (2) porlasztótányérra, amelyet a (8) hajtómű a kívánt sebességű forgásban tart (6000...20000 ford/min). A nagy sebességgel forgó tányér az iszapot cseppekké porlasztja s ezek a (3) alulról befúvott és a (4) elosztófejen beömlő forró gázokkal érintkezésbe kerülnek. A levegőáram a cseppeket a szárító fala irányába továbbítja, intenzív szárítást eredményezve. A száraz nyersanyagszemcsék a berendezés felső, hengeres részéből az alsó (6) tölcsérszerű részbe hullanak. A szárított port az alsó kúpos részből cellás kerekes (7) zsilippel távolítják el. A gázokat a szárítás végén a berendezés alsó harmadából a csővezetéken keresztül szívják le.



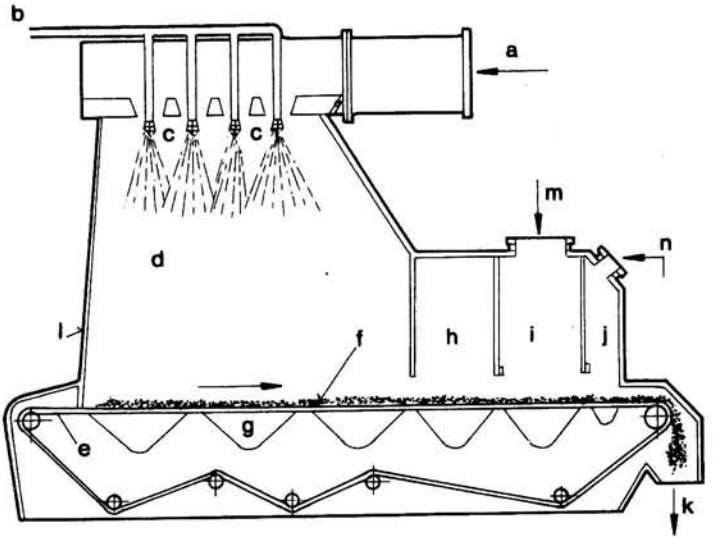
24.20. ábra. Tányéros porlasztószárító
1 – iszapbevezető cső, 2 – porlasztótányér, 3 – szárítóközeg bevezető csőve, 4 – elosztófej, 5 – fáradt levegő és párák, 6 – anyagfelfogó kúp, 7 – cellás adagoló, 8 – forgó porlasztó hajtóműve

Filtermat-szárító

A porlasztószárítók csoportjában különleges helyet foglal el a Filtermat-szárító.

A *24.21. ábra* mutatja a Filtermat-szárítót hosszmetszetben. A szárító lényegében két szárítózónából és egy hűtőzónából áll. Mindhárom rész kompakt módon egybe van építve. A berendezés tetején függőlegesen belógó többsoros nagynyomású fúvókasorozat porlasztja be az I. szárítókamrába a nyersanyagot. Minden egyes fúvóka körül külön gyűrűscsonkon érkezik a meleg szárítólevegő (150...180 °C). A gyűrűscsonkokon kívüli felső tér finom huzalszövetszitával fedett, amelyen keresztül csökkentett sebességgel levegőt fújnak át. Ez a légvezetés a porlasztózónán kívüli térben viszonylag nyugodt áramlást biztosít, ennek révén a ház belső falán a lerakódás elkerülhető.

A berendezés alsó részén végtelenített szalag mozog, olyan huzalszitaszövetből, amely a félig szárított anyagot megtartani képes és egyúttal a szalag résein keresztül a fáradt levegő átszívható. A szalag felső ága alatti légelvezető



24.21. ábra. Filtermat-szárító
a – nyersanyag betáplálása, b – meleg prímer levegő, c – porlasztófúvóka sorozat, d – I. szárítókamra, e – mozgószalag, f – szalagon szállított anyagréteg, g – szalagréseken átszívott levegő elvezetése, h – agglomeráló és instantizáló kamrarész, i – II. szárítókamra, j – hűtőzóna, k – száraz anyag kiadagolása, l – zárt ház, m – meleg szekunder levegő, n – száraz hideg levegő

csatornák porleválasztó ciklonokba viszik a fáradt levegőt. A szalagon összegyűjtött anyag mintegy 15...25% víztartalmú.

Az I. szárítókamrát elhagyó levegő relatív páratartalma viszonylag nagy, és hőmérséklete viszonylag alacsony (60...80°C). Ez a tény a szárító gazdaságosságát nagymértékben növeli.

A primer szárítólevegő által elvitt por az összes pormennyiségnek mintegy 2%-a. E viszonylag kis pormennyiség egyáltalán nem jelent ciklonozási nehézséget.

Az I. szárítózónát elhagyó porréteg víztartalma 5...15%. A következő részkamra – az anyag tulajdonságaitól függően – agglomerizáló, instantizáló, ill. nyugtató zóna.

A II. szárítózónában a por a kívánt végső víztartalomra szárítható. E kisebb térfogatú zónába másodlagos meleg levegőt (75°...100°C) fúvatnak felülről. A szárított végtermék itt már nem finom por, hanem kívánt méretű agglomerátum. Célszerű a berendezést kisebb hűtőzónával kiegészíteni, ahol felülről száraz hideg levegőt fúvatnak az anyagon és a szalagon át.

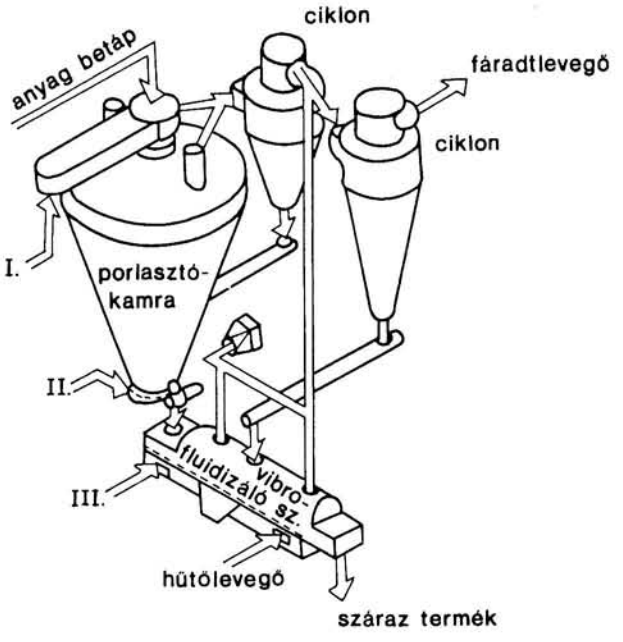
A Filtermat-szárítót az USA-ban először tejipari (tejpor) célokra használták, gazdasági és higiéniai szempontból jó eredménnyel. A berendezés sikeresen egyesíti a porlasztószárítást az átszívásos légátáramlásos szárítóval. A berendezéseket 230...2730 kg/h vízelpárolgásra 7-féle méretben gyártják (DEC Damrow Company). Napjainkban több mint 100-féle anyag szárítására használják (kakaópor, aszpirin, ciklamátok, gyümölcskoncentrátumok, melasz, dextróz, laktóz, zselatin stb.).

A legkisebb és legnagyobb berendezés méretei: 5x6x610 m, ill. 23x14x16 (hossz x szélesség x magasság).

Porlasztó és fluidizációs összetett szárító

A dán Niro-cég MSD (Multi-Stage Dryer) nevű szárítója összetett szárító, amelyben a fluidizációt porlasztással kombinálták. A fúvókás folyadékporlasztó a kúpos kamra tetején helyezkedik el, ide csatlakozik az első (primer) meleglevegő-bevezetés. A kúp aljába szervesen beépített kisebb (nem vibrált) fluidizáló fenék elosztólapja alá vezetik a második (szekunder) meleg levegőt. Az itt levő forgórekeszes átadagolón át jut a „fél"-száraz termék a vibrációs fluidizációs szárítóba, ahol annak első rekeszébe harmadik (tercier) meleg levegőt, a második részébe hűtőlevegőt vezetnek be. A tejporgyártásnál a levegőhőmérsékletek pl.: I. = 280 °C, II. = 140°C, és III. = 100°C.

A rendszerhez két ciklon is tartozik. Az első ciklon aljából forgórekeszes átadagolón a porlasztószárító kamrájába vezetik a port vissza, míg a második



24.22. ábra. Porlasztó- és fluidizációs összetett szárító
I – meleg levegő a porlasztószárító toronyhoz, II – meleg levegő a torony aljába épített fluidizálóhoz, III – levegő vibrációs fluidizáló szárítóhoz

ciklonból a vibrofluid szárítóba. A rendszer vázlata a *24.22.* axonometrikus *ábra*. A cég az új összetett szárítót kávé, maltodextrin, bébiételek, tej, peszticidek, szulfitszennylúg stb. szárítására ajánlja.

24.3. Atmoszferikus kontakt szárítók

A kontakt szárítás során a szárítandó anyag a nedvesség elpárologtatásához szükséges hőt a vele érintkező fűtött felülettől kapja. Az anyag egyik felületén felvett hő vezetéssel terjed az anyagon keresztül a párolgó felület felé, amely levegővel vagy más, párafelvételre és a párák elszállítására alkalmas közeggel érintkezik. Ha a hőközlést kizárólagosan kontakt módon végzik, tiszta kontakt szárításról beszélünk. Ez az eset a gyakorlatban ritkán fordul elő, mert a párolgó felület hőmérséklete általában eltér a környező közegétől és így konvekcióval is létrejöhet hőtranszport.

A kontakt szárítók általában fűtőlapos szárítók, ahol a melegközlés rendszerint sík vagy hengeres fűtött falon át történik. A fűtött fal: zárt köpenytér egyik fala, esetleg mindkét fala gőz, melegvíz, füstgáz, hőhordozó közeg stb. fűtéssel. A szárítandó anyag közvetlenül érintkezik a fűtőlappal. Szemcsés anyagot viszonylag vékony rétegben vízszintes síklapon, pasztaszerű (iszaplepény, szűrőlepény) anyagokat lassan forgó hengeres szárító külső felületén, nedves bőröket – felragasztva – függőleges síklapon szárítanak.

Hengeres szárító

A hengeres szárítók pépes vagy folyékony anyagok szárítására alkalmas berendezések. A szárítandó anyagot vékony rétegben, fűtött fémfelületre viszszük fel, majd a száradás után kaparószerkezettel eltávolítjuk.

Folyamatos üzemű, hővezetéses szárítók a hengeres szárítók [54]. A szárítandó anyagot nagy átmérőjű, vízszintes tengelyű, üreges henger palástfelületére visszük fel vékony rétegben. A henger belülről fűthető, így a külső palástfelületén levő anyag lassú forgatás közben rászárad.

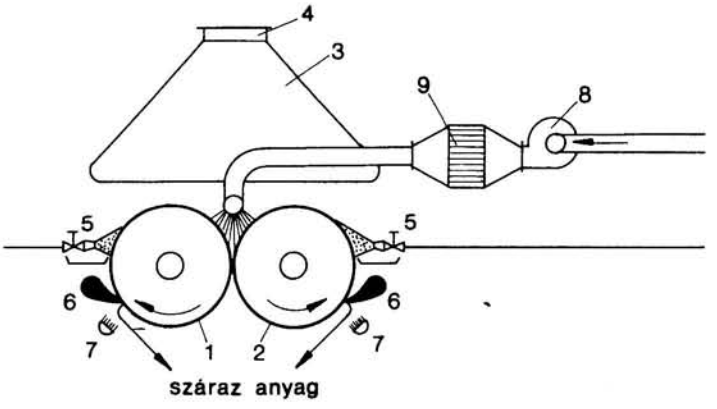
A hengeres szárítók egy- és kéthengeres kivitelben készülnek. A szárítandó anyagot vagy a henger fölött elhelyezett tartályból való adagolással, elosztóhengerrel, vagy a henger alatti edényből, felhordó hengerekkel visszük fel.

Felsőadagolású, kéthengeres szárítónál a rétegvastagságot a szembeforgó hengerek közötti távolság határozza meg. Ez a távolság az egyik henger elmozdításával változtatható. A forgó hengerek belső terébe a fűtőközeg (gőz, víz vagy olaj) bevezetése a henger tengelyében levő furaton keresztül történik.

A száradt anyagnak a palástfelületről való eltávolítása (lekaparása) igen fontos, mert a felületen maradó réteg a hőátadást nagymértékben rontja, és a következő fordulat alatt a felületre ráég. A könnyebb eltávolíthatóság miatt a henger palástja krómozott és tükörfényesre polírozott felület, a kaparókés pedig ellensúllyal, rugóval vagy csavarorsóval szorítható a palástfelülethez.

A hengerfelületről lekapart, kiszárított anyagot általában szállítócsiga távolítja el, a szárításkor felszabaduló párát pedig ventilátor szívja el a készülék fölött.

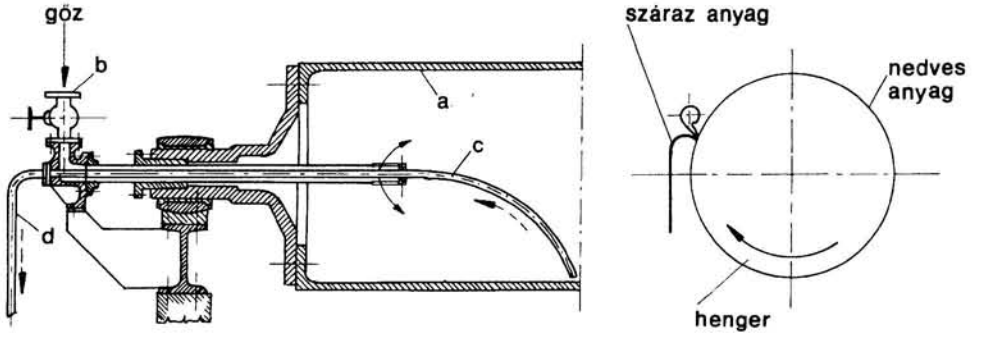
A szárítandó anyag állagától (hígan folyós, sűrűn folyós, pép, iszaplepény, paszta) függően a hengeres szárító etetése és a megszáradt anyag eltávolítása más-más. Építenek egyhengeres és kéthengeres szárítókat. Mindegyiknél célszerű a párákat elszívó ernyő és kürtő használata. A *24.23. ábra* kéthengeres szárító vázlata.



24.23. ábra. Kéthengeres szárító
1 és 2 – fűtött szárítóhengerek, 3 – fáradtlevegő és párák elszívó ernyője, 4 – kürtő, 5 – anyagporlasztó, 6 – leszedő késszerkezet, 7 – légzuhany (ráfúvás), 8 – légfúvó, 9 – léghevítő

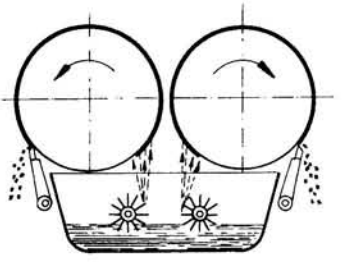
Az (1) és (2) hengerek fölött (3) elszívó ernyő és (4) kürtő gondoskodik a párák elszívásáról. A hígan folyós szárítandó anyagot(5) porlasztók permetezik rá a hengerekre és a szárított anyagot (6) késes szedik le a hengerekről. A leszedés helyén (7) légzuhanyfúvást is szoktak alkalmazni.

Adott esetben célszerű lehet a gőzzel fűtött kontakt szárítóhengerek szárítóteljesítményét felül középen ráfúvott meleg levegővel (mintegy konvekcióval is) növelni. Ez a vázolt *Escher–Wyss-szárítónál* pl.: 50 m^3/perc és léghevítés után 100 °C. Egy adott anyag szárításánál (tejsavó) pl. a forró levegő hozzáfúvása a szárazanyagra vonatkozó teljesítményt 9,7-ről 14,5-re növelte [kg/(m^2h) egységben], a vízelpárolgást pedig 23-ról 26-ra [ugyancsak kg/(m^2h) egységben].



24.24. ábra. Szárítóhenger gőzfűtési és kondenzelvételi megoldása
a – henger, b – gőz, c – szifoncső, d – kondenzvíz

A *24.24. ábra* egyszerű vázlat, ahol a szárítóhenger belsejének gőzfűtését és a kondenzelvezető cső elhelyezését szemléltetjük. A *24.25. ábra* olyan kéthengeres szárítót mutat, amely jó tapadóképességű, viszonylag sűrűn folyós anyagokat egyenletesen lehet felvinni a hengerekre, a megfelelő fordulatszámú szórókefékkel. A szórókefék az alsó folyadéktartályból szórják a folyadékot a hengerekre.



24.25. ábra. Szóróetetős kéthengeres szárító

Az egy- és kéthengeres kontakt szárítók egyéb etetési és elszedési módjait a *24.26. ábra* mutatja.

A hengeres szárítók néhány jellemző adata:

hengerátmérő:	0,6...1,5 m,
hengerszélesség:	0,8...3,6 m,
fordulatszám:	2...10 percenként (H.FRITZE szerint 6...18 fordulat/perc is lehet).
fajlagos vízelpárolgás:	15...35 kg/(m^{2}h) (nagyobb fűtőgőznyomásnál ennél több),
szárítási időtartam:	4...30 s,
a rétegvastagság:	0,1...1 mm.

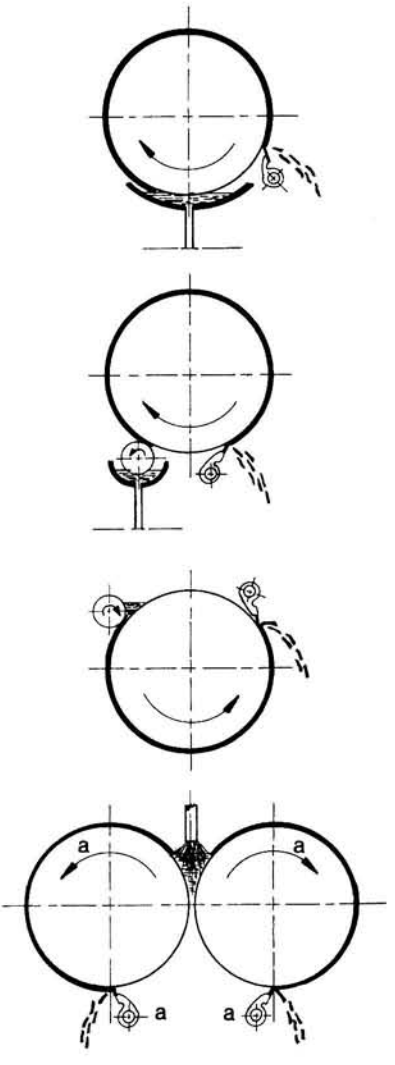
Drall-csöves szárító

A szárító álló elrendezésű, cső alakú. Kívülről duplikatúra (fütőköpeny) segítségével fűthető *(24.27. ábra)*.

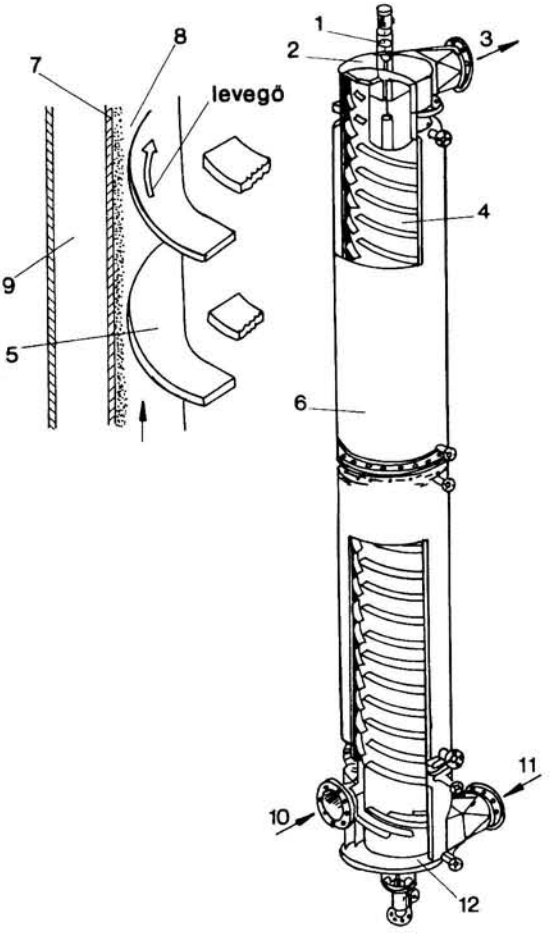
A drall-csöves (perdítő) szárító a pneumatikus rendszerű és a kontakt szárítás kombinációja. Nedves finomszemcsés, pépesporos anyagok szárítására alkalmas, ha azok pneumatikusan szállíthatók.

A szárítás és a szállítás gyűrű alakú hengeres térben megy végbe. A belső henger (kiszorítótest) palástján rövid csigavonalas terelőlemezek gondoskodnak a levegőáramlás tereléséről, és elősegítik a szárítandó anyag felfelé irányuló spirális mozgását is.

A belső henger percenkénti fordulatszáma: 1...10. A szárító működésére jellemző, hogy pl. karboxi-cellulóz szárítására alkalmazott mintegy 30 m magas berendezés az 50-60% nedvességtartalmú belépő anyagot 5-10% végnedvességig szárítja.



24.26. ábra. Szárítóhenger etetése
1 – teknős, 2 – alsó felkenőhengeres, 3 – felső nyomóhengeres,
4 – ikerhengeres középréses megoldás



24.27. ábra. Drall-csöves szárító
1 – hajtómotor és hajtómű, 2 – fejrész, 3 – a száraz termék kivezető csonkja, 4 – kiszorító henger, 5 – légterelő lemez, 6 – külső köpeny, 7 – anyagfilm gyűrűs csatorna, 8 – gyűrűs légcsatorna, 9 – fűtőköpeny, 10 – nedves anyag, 11 – szállítólevegő, 12 – lábrész (zsomp)

24.4. Vákuumszárítók

Az atmoszferikus nyomásnál kisebb nyomáson működő szárítóberendezéseket két nagy csoportba sorolhatjuk. Az egyik működési tartománya az atmoszferikus nyomástól (1013 hPa) a víz hármasponti nyomásáig (6,11 hPa) terjed, a másiké ez alatti. Tekintve, hogy vegyipari vonatkozásban ez a 6,11 hPa, illetve ennél kisebb abszolút nyomás már nagyvákuumot jelent és e tartományban a nedvesség olyan jég formájában van jelen a száradó anyagban, amely a környező igen kis abszolút nyomású térbe szublimál. Ez utóbbi tartományban működő berendezéseket szublimációs szárítóknak nevezzük és külön alfejezetben tárgyaljuk.

Vákuumban célszerű szárítani oldószernedves anyagokat (iners gázöblítéssel) az oldószer visszanyerését lehetővé tevő zárt körrel. Vákuumban olyan anyagokat is szárítunk, amelyek a közönséges atmoszferikus szárítást valamilyen ok miatt nem bírnák ki, értékes hatóanyagaik bomlást, károsodást szenvednének (gyógyszerek, vitaminok, értékes gyümölcsök stb.).

A vákuumszárításnál különös gonddal kell a szárítandó anyagból a távozó nedvességet a „környezetbe" átvinni. Ez alatt a párolgás és a páraeltávolítás körülményeit és rendszerének megoldását értjük. A páraeltávolítás elsőrendű célja, hogy az anyag felületének környezetében a gőz parciális nyomásának megnövekedését megakadályozzuk. A páraeltávolítás a konvekciós atmoszferikus (és annál nagyobb nyomású) szárítókban nem jelent problémát, ezt ugyanis maga az energiahordozó szárítóközeg végzi (a párák a fáradt levegővel együtt távoznak).

Vákuumban a szárítás hőmérséklete kisebb, az előpárologtatás sebessége nagyobb, mint atmoszferikus szárításnál.

A vákuumszárítók lehetnek szakaszos és folytonos üzeműek.

A szakaszos üzemű vákuumszárítókban táskás rendszerű fűtőelemek vannak. A szárítandó anyagot vagy közvetlenül a fűtőtáskák felületére, vagy külön behelyezhető fémtálcákra kenik fel. A szárítás alatt a készülék légmentesen zárt, a szárítás befejeztével, a légritkítást megszüntetve, a tálcákat kiszedik.

A folyamatos vákuumszárítók többségükben hengeres rendszerűek, ezek tulajdonképpen légritkított térben működő hengerszárítók.

A szárított anyag eltávolítása szakaszosan vagy folyamatosan történhet, a szárításkor keletkező párát a vákuumszivattyú szívja fel.

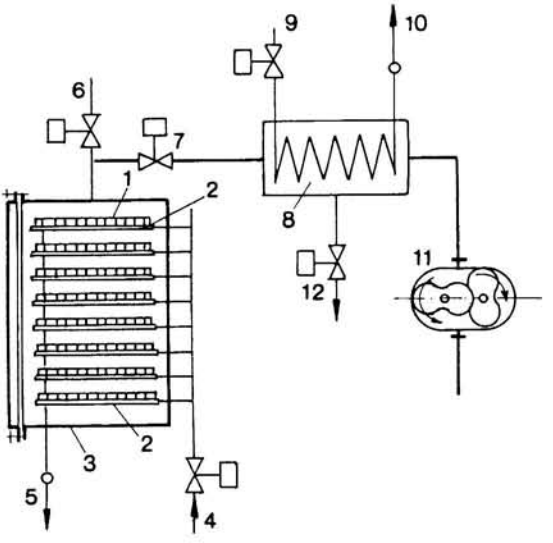
A szárított anyag szakaszos eltávolítása pl. megoldható úgy, hogy a vákuumtérben két gyűjtőkamra van, s a bennük levő tartálykocsik váltakozva tölthetők. Míg az egyik töltődik, a másik zárószerkezettel a légritkított tértől elzárható és eltávolítható. A folyamatos anyageltávolítást a kondenzátor-vákuumszivattyú rendszer végzi. (Szublimációs szárításnál ez a jégkondenzátor-vákuumszivattyú rendszer feladata).

Vákuum-szárítószekrény

A *24.28. ábra* kontakt tálcás (szekrényes) vákuum-szárítóberendezés felépítési elvét mutatja [96].
Vákuum-szárítószekrényt használnak, ha

- nagy értékű terméket kis hőmérsékleten kell kíméletesen szárítani,
- az anyag formájánál és állagánál fogva nem tűri a mozgatást,
- könnyen gyulladó anyagot biztonságosan kell szárítani,
- higroszkópos anyagot kell vízteleníteni,
- a termék kis mennyiségű, szakaszos eljárással előállított gyártmány,
- a termékek gyakran változóak (pl. gyógyszeripar).

A szekrényes szárító összfütőfelülete 3...80 m², a fütőlapok egymás közti távolsága kb. 100 mm. A fütőközeg vízgőz, melegvíz, hőhordozó olaj lehet.



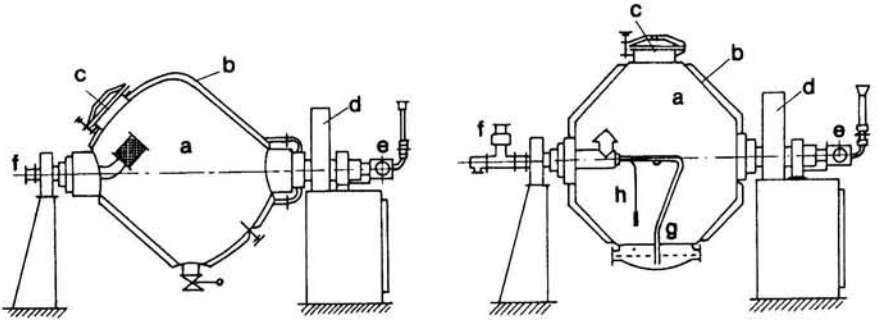
24.28. ábra. Kontakt tálcás vákuum-szárítószekrény
1 – száradó anyag, 2 – fűtött tálcák (lapok), 3 – szekrényház, 4 – fűtőközeg (fűtőgőz) bevezetése, 5 – fáradt fűtőközeg kilépése (kondenzvíz), 6 – légköri csatlakozó, 7 – elszívó vezeték, 8 – kondenzátor, 9 – hűtőközeg belépése, 10 – hűtőközeg kilépése, 11 – vákuumszivattyú, 12 – csapadék

Forgótartályos szárító (himbáló szárító)

A vákuumszárítók egyik csoportja zárt hengeres edény vagy zárt kettőskúpos edény. A forgatás hengeres edénynél a testátló körül, kettőskúposnál a két kúp találkozási középtengelye körül történik *(24.29. ábra)*.

A hengeres testátló körül forgatott edény jellegzetes himbáló vagy támolygó mozgást végez, ezért himbáló szárítónak is nevezik. Himbáló szárítókat 0,15...36 m^3 űrtartalommal gyárt a *BSH-cég*.

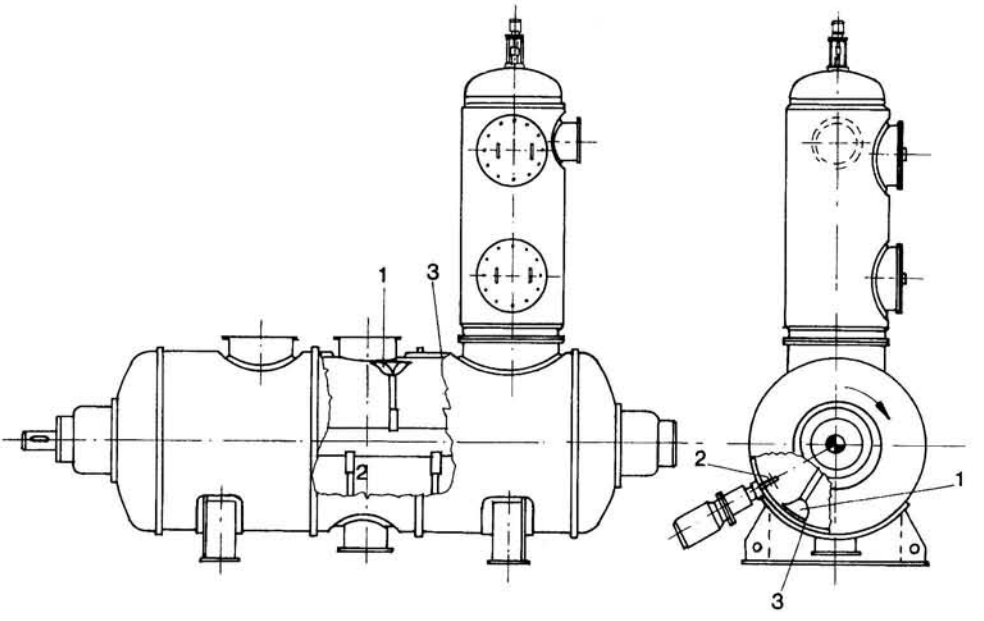
Olyan csörgedeztethető, ömlesztett szemcsés anyagok szárítására célszerű alkalmazni, amelyeknél minden sarzs jól, gyorsan és maradéktalanul üríthető. A hengerek két vége edényfenékkel záródik. A tartály duplikatúra fűtésű. A nedves anyagból távozó párákat a tartályból való elszívás előtt szűrőgyertyán vezetjük keresztül. Rendszerint felszerelnek egy benyúló hőmérséklet-érzékelőt is.



24.29. ábra. Forgótartályos vákuumszárító
a – tartály, b – fűtőköpeny, c – betöltőnyílás, d – meghajtás, e – fűtőközeg bevezetése, f – párák kivezetése, g – szifoncső, h – hőfokérzékelő

Keverő-kaparólapátos vákuumszárító

A Lödige-cég Druvatherm fekvő elrendezésű keverő-kaparólapátos kontakt vákuumszárítóját a *24.30. ábrán* mutatjuk be. A cég által ajánlott nyomástartomány 27...200 hPa abszolút nyomás. Fűtésről külső fűtőköpeny gondoskodik, fűtési hőmérséklet a terméktől, ill. nedvességtartalmától függően 50 °C...300 °C között mozog. A szárítás szakaszos, a lapátok fordulatszáma szabályozható. A keverőlapátok vége ekeszerű kiképzésű, hogy kaparni tudja a pasztaszerű szárítandó anyagot. Mivel a paszták és szuszpenziók egy bizonyos nedvességvesztés után göbösödésre, darabosodásra hajlamosak, a fekvőhenge-

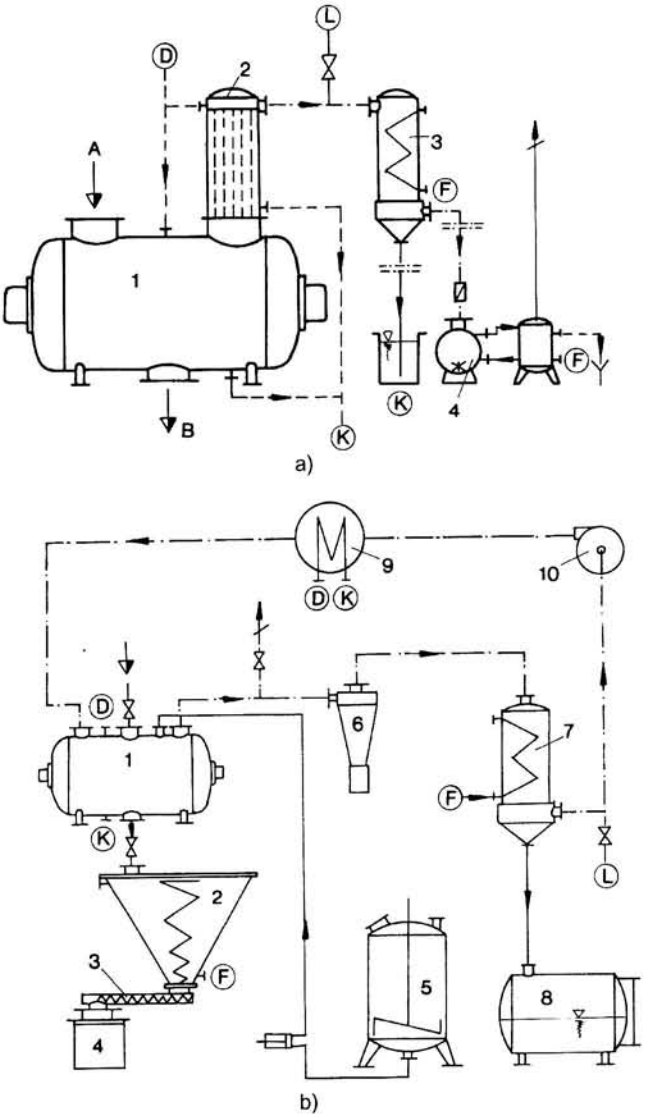


24.30. ábra. Druvatherm-féle keverő-kaparólapátos szárító
1 – keverő-kaparólapát, 2 – többkéses késfej, 3 – fűtőköpeny

res dobba külső meghajtású többkéses késfejeket is beépítettek a göbök szétverésére. A késfej beépítése a szárítási időt lerövidíti és a kellően porszerű termék szolgáltatásához is hozzájárul. A szárító mintegy 20...30 kg/(m^2h) víz elpárologtatására képes. A *24.31. ábra* a Druvatherm-féle vákuumszárító kapcsolási vázlata.

A nedves anyag beadagolása után a beadagoló csonkot tolózárral lezárják. Egyidejűleg forgókarok az anyagot egyenletesen szétoszlatják a dobban. A berendezést evakuálják. A száradó anyagból távozó párákat a dómszerűen kiképzett porszűrőn vezetik keresztül. A párák a kondenzátorban lecsapódnak. A szárítás menetét a termék hőmérsékletének mérésével vezérlik. Ha a szárítás befejeződött, és ha szükséges, a fűtőköpenybe hűtőközeget lehet bevezetni a végtermék hűtése céljából. Az ürítőnyílás a dob alján helyezkedik el, a kaparókarok révén 1...6 perc alatt a dob teljesen kiüríthető.

A *24.31.b ábra* olyan anyagok szárítóberendezésének kapcsolását mutatja be, amelyek oldószernedvességet tartalmaznak. A szárítón átáramló öblítőgáz gyúlékony oldószerek esetén iners gáz, ebbe az öblítőgázba párolog be az oldószernedvesség, ez a gáz viszi el a párákat a kondenzátorba, ahol lecsapódnak. Az elvitt finom port ciklonban lehet megfogni. Az öblítőgázt a szárítóba való bevezetés előtt hőcserélőben a szárítási hőmérsékletre hevítjük. A szárítás ideje alatt a gázkör zárt. Az ábrán pont-vonal jelzi az öblítőgázkört.



24.31. ábra. Druvatherm-féle vákuumszárító kapcsolási vázlata
a – egyszerű kivitel 1 – szárító, 2 – szűrő, 3 – kondenzátor, 4 – vákuumszivattyú, A – anyagbeadagoló csonk, B – száraz anyag kiadagoló csonk, D – fűtőgőz, F – víz, K – kondenzátum, L – levegőcsatlakozás, b – oldószeres anyaghoz alkalmas kivitel 1 – átöblítéses szárító, 2 – hűtőbunker, 3 – kivezető csigás szállító, 4 – száraz anyag befogadó tartály, 5 – keverős tartály, 6 – ciklon, 7 – párakondenzátor, 8 – oldószertartály, 9 – öblítőgáz-hevítő, 10 – fúvó, D – fűtőgőz, F – víz, K – kondenzátum, L – levegőcsatlakozás

Állótányéros szárító

A tányéros szárító szemcsés szilárd anyagok szárítására, ill. szublimációjára használható berendezés. Mint szárító elsősorban kontakt berendezés és akár vákuumban, akár atmoszferikus nyomáson üzemeltethető (a célnak megfelelő kivitelben). Érdekesség, hogy meghatározott öblítőgáz-mennyiséggel akár konvekciós szárító is lehet. A berendezést vákuumtömör házba helyezve 15 Pa abszolút nyomáson is üzemeltethető.

Az oldószernedves szilárd szemcsés anyagoknál is használható a berendezés. A fix tányérokon elhelyezkedő szemcsés anyagot kaparólapátok terelik, ill. ejtik egyik tányérról a másikra. Minden tányér külön fűthető és hőmérséklete külön is beállítható. A tányérok váltakozva kisebb, ill. nagyobb átmérőjűek.

A *24.32. ábrán* vázolt tányéros szárítóban a nedves száradó anyag útját – 1...5 – nyílszalag mutatja (elvében!). A belépő anyag (1) és a száraz anyag (5) jelű. A legfelső (2) tányérról lassan körbeforgó (3) kaparólapátok terelik a szilárd anyagot a tányér (4) pereméig, ahol ez az alatta lévő tányérra esik. A *24.32.b ábra* egy kaparólapát-elem vázlata. A nedvesség kipárolgásából származó párákat vagy elszívják vagy az áramló öblítőgázzal (levegő, ill. iners gáz) viszik el.

A tányérokat gőzzel vagy meleg vízzel, ill. egyéb hőközlő folyadékkal fűtik.

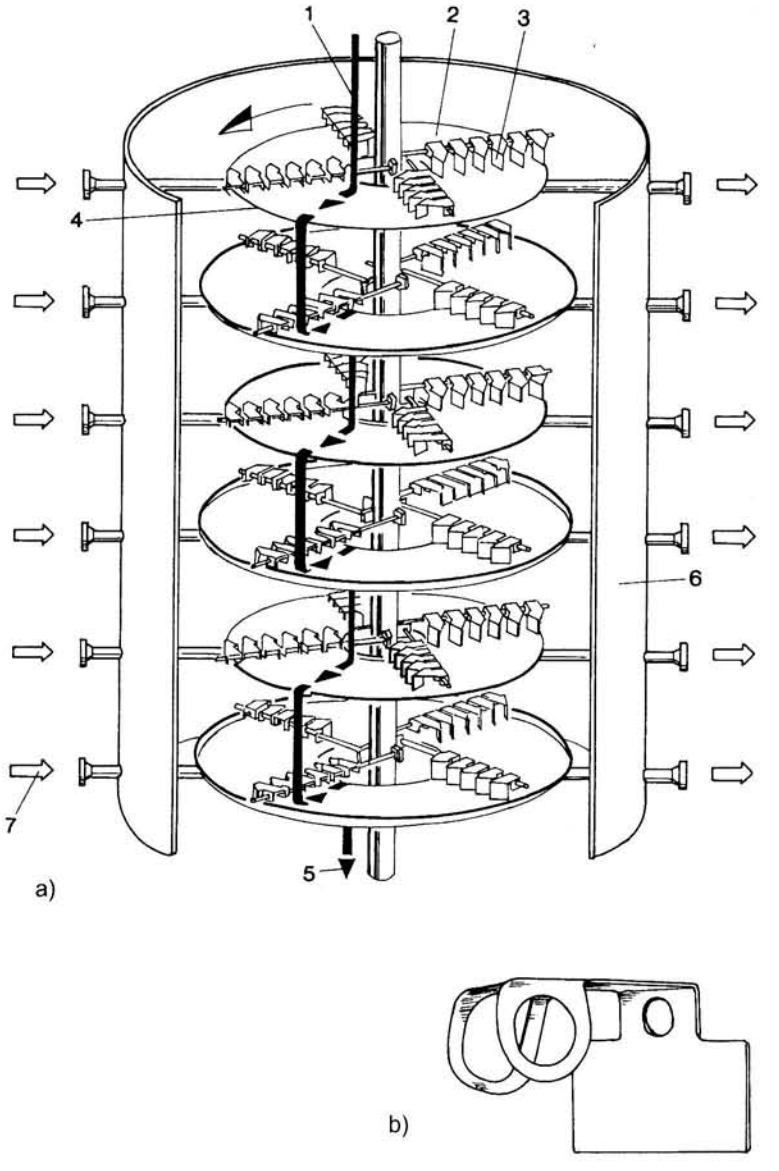
Ha az öblítőgázokat előmelegítik, úgy a berendezés egyaránt tekinthető kontakt és konvektív szárítónak.

A tányérátmérő 2,0...5,0 m, a tányérok száma 10...40 db. A keverőtengely percenként 0,5...3 fordulatot tesz meg. Az anyag a tányéron kb. 10...20 mm vastagságban helyezkedik el. A légsebesség 2 m/s, a hőmérséklet 400 °C-ig is felmehet. A fajlagos vízelpárolgás 4...15 kg/(m^{2}h). Kontakt szárítónál 1 kg víz elpárologtatása 3000...3800 kJ hőt igényel, míg konvekciós szárítónál ez 4400...5000 kJ. Tányéros szárító ajánlható különböző műanyagok pl. polietilén, valamint cellulózszármazékok, növényvédő szerek, fumársav, glukomát, stb. szárítására. A tányéros szárító zártházas kivitele oldószertartalmú anyagok szárítására is alkalmas.

Hengeres vákuumszárító

A hengeres vákuumszárítók a már tárgyalt atmoszferikus hengeres szárítókhoz hasonló felépítésűek.

Itt is alkalmaznak egy-, ill. kéthengeres szárítókat légmentes zárású házban. A hasonlóság fennáll ugyan, de egyes szerkezeti részletek különleges hozzáértést igényelnek. Ilyenek: a késes vagy egyéb leszedő szerkezet, a csapágyazás, a meghajtás. Mindezeket a vákuumüzem fenntartása mellett kell beállítani, ill. szabályozni tudni.

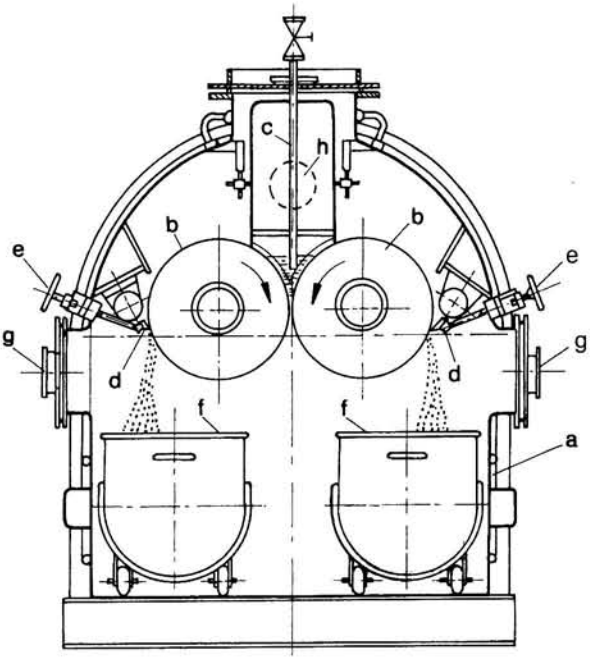


24.32. ábra. Állótányéros szárító (fűtött tányéros)
1 – nedves anyag, 2 – szárítótányér, 3 – kaparószerkezet, 4 – külső tányérszegély, 5 – száraz anyag, 6 – ház, 7 – fűtőközeg (fűtőgőz)
a – szerkezet, b – lapátelem

A páragőzöknek a házon belüli lecsapódását is meg kell akadályozni, ezért célszerű a házat kívül gőzfűtőköpennyel vagy gőzfűtőkígyóval ellátni. A könnyen folyó anyagok (kolloid oldatok, tej, vér stb.) mintegy 15 % szárazanyagtartalomig pl. egyhengeres vákuumszárítóban jól szárithatók. A szárítóhengert járathatjuk a folyadékteknővel közvetlenül érintkeztetve (bemerülős kivitel) vagy felkenőhengerrel vagy szóróhengerrel.

Sűrűn folyós anyagok (lágy paszták, pépek) szárítására célszerűen kéthengeres vákuumszárítót alkalmaznak. A *24.33. ábra* ilyen berendezést mutat.

Pasztaszivattyúval lehet a két henger fölötti rés fölé etetni a nedves anyagot. Sűrűbb paszták egyenletes terítésére elosztóhengereket, azaz nyomóhengereket használnak. A rés a két henger között 0,6...1 mm, (kivételesen 2 mm vagy nagyobb is lehet). A hengerfelület 2...20 m^2 közötti. A *24.33. ábrán* a száraz anyag alul bejáratható tartálykocsikba hullik.



24.33. ábra. Kéthengeres vákuumszárító alsó tartálykocsikkal
a – légzáró ház, b – hengerek, c – pépadagolás, d – leszedő késes szerkezet, e – szivattyúk f – tartálykocsik, g – kezelőnyílások nézőüveggel, h – páraelszívás

24.5. Szublimációs szárítók

Egyes nedves anyagok szárításának célja a tartósítás, vagyis pl. a romlás megakadályozása (zöldségeknél, gyümülcsöknél). Ugyanilyen tartósítási mód lehet a fagyasztás is. E két műveletet bizonyos esetekben célszerű kombinálni.

Az egyik kombináció a szárítva fagyasztás. A másik a fagyasztva szárítás (más elnevezéssel liofilezés), ill. szublimációs szárítás [61].

Szárítva fagyasztás

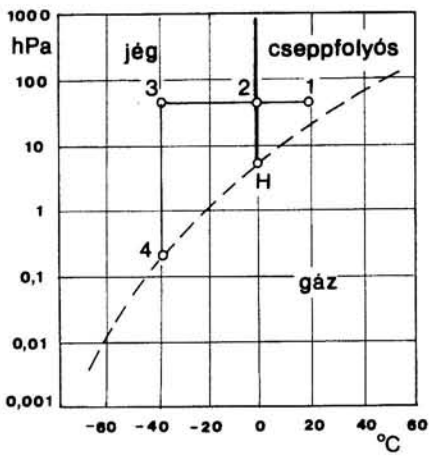
Az élelmiszerek gyorsfagyasztásának hátránya, hogy erősen energiaigényes (a szállítás, tárolás is mélyhűtést igényel). Azt is érdemes figyelembe venni, hogy kiindulási anyag súlya és a gyorsfagyasztott árué megegyezik.

A meleglevegős szárítás költsége sokkal kisebb, mint a gyorsfagyasztásé. A szárított termék súlya is kisebb, pl. a kiinduló anyag súlyának 10...20 %-a. Hátránya viszont, hogy a szárított élelmiszer korántsem olyan jó minőségű mint a gyorsfagyasztott. A szárítás folyamán nemcsak az élelmiszerekben levő szabad vizet, hanem a kötött víz egy részét is el kell távolítani. (A szárítás folyamán pl. a C-vitamin-tartalom erősen csökken).

Célszerű tehát a szárítást fagyasztással kombinálni. Ezt az eljárást gyümölcsökre és zöldségekre dolgozták ki. A gyümölcsökből, ill. zöldségekből szárítással csak a szabad víz egy részét távolítják el, pl. úgy, hogy víztartalmuk kb. felére csökkenjen. A kötött víz teljes mértékben megmarad, a szárítmány vízfelvevő képessége is majdnem teljes, és a szárítást e határig vezetve az élelmiszerek értékes anyagai is közel változatlanok maradnak. E „félig" szárított élelmiszer azonban normális hőmérsékleten nem tárolható, ezért megfagyasztják és fagyasztott állapotban raktározzák. A víztartalom tetemes részének előzetes eltávolítása révén a fagyasztás energiaigénye is csökken.

Fagyasztva szárítás

A fagyasztva szárítás, ill. szublimációs szárítás a termék nedvességtartalmának kombinált eltávolítása. Először a kiindulási anyagot fagyasztani kell, majd a fagyasztott áruból a jég állapotban levő nedvességet szublimálni. A liofilezés elnevezés a késztermék azon tulajdonságára utal, hogy könnyen felveszi a vizet. A fagyasztva szárítást először ALTMAN lipcsei anatómus alkalmazta 1890-ben. 1906-ban a francia Akadémián D'ARSONVAL és BORDAS bemutatják liofilező készüléküket. A II. világháború alatt nagy mennyiségű liofilezett vér-



24.34. ábra. Szublimációs szárítás alapelve a víz fázisdiagramjában
1 – cseppfolyós víz, 2 – fagyáspont, 3 – víz-jég, 4 – szublimációs pont, H – hármaspont

plazmát állítottak elő. Hazánkban SZAKMÁRY alkalmazta először (Phylaxia) szérumok, vakcinák gyártásánál.

Kávé, gyümölcsök, húskészítmények, gyógyszerextraktumok, szinezékek stb. gyártásánál ma már folytonos ipari berendezések is használatosak. Ha a cseppfolyós mezőből kiindulva (pl. akár csökkentett nyomáson, akár atmoszferikus vagy nagyobb nyomáson) a fagyásgörbét átlépjük hűtés révén, úgy a nedvesség jéggé fagy. Vagyis átlépünk a szilárd (kristályos) mezőbe a fázisdiagramon. A nyomást csökkentve, pl. 0,2 hPa értékre a hőmérséklet – 36,6°C lesz és itt a jég vízgőzzé szublimál (elértük a szublimációs görbét). E folyamatokat a *24.34. ábrán* az (1-2-3), illetve (3-4) vonalak ábrázolják. A víz (2) pontban megfagy, a jég (4) pontban szublimál. A hármaspont kereken: 6,1 hPa és 0 °C.

A liofilező eljárások ipari megvalósításának mind apparitív, mind üzemtani szempontból számos nehézsége van, ezek között talán a legfontosabb a szublimációs hő közlése. A szublimációs hő kereken 2840 kJ/kg.

A fagyasztva szárítás kezdő lépése a fagyasztás. A fagyasztóberendezést, ill. a fagyasztás módszerét elsősorban a kiinduló termék alakja, mérete és állaga dönti el, vagyis pl. az, hogy szemcsés, darabos, ill. folyós vagy pasztaszerű-e.

Többféle fagyasztási módszer, ill. berendezés között választhatunk (a kiinduló anyaghoz igazodva), így pl.

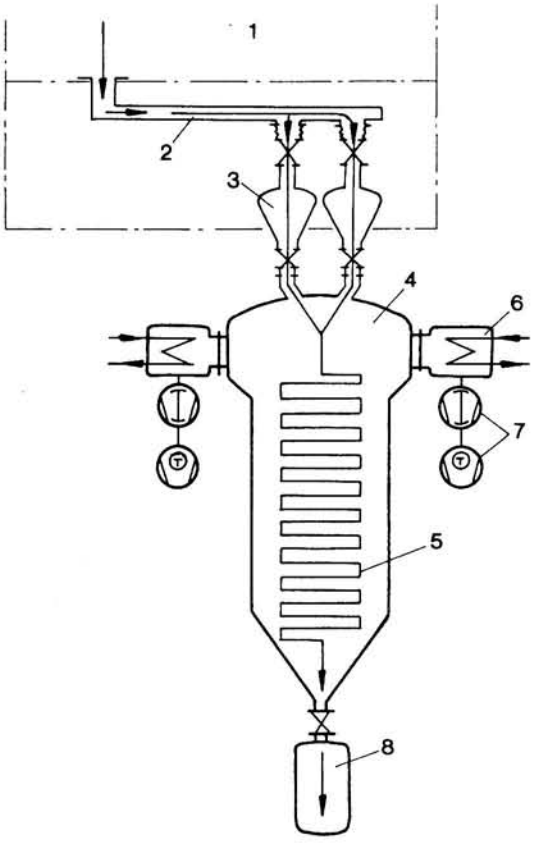
a) fluidizációs, azaz örvényágyas fagyasztó (hideg levegővel),
b) fagyasztóhenger (a szárítóhengerhez hasonló, de ez belülről hűtősólével vagy hűtőközeggel hűt),
c) fagyasztószalag (hűtősólével),
d) fagyasztótálca (hideg levegővel).

A fagyasztás a szublimátortól elkülönített készülékben (kamrában) játszódik le.

Függőleges vibrációs szublimáló szárító

A *24.35. ábrán* függőleges (álló elrendezésű) vibrációs szublimáló Leybold–Heraeus-szárító elvi vázlata látható. A vibrációs szállítószerkezetet itt csak jelöljük, de részleteiben nem rajzoltuk be.

A szerkezet granulátumok, jól ömleszthető szilárd finomszemcsés anyagok szublimálásra alkalmas. A szublimáció kedvező fajlagos értékű: 5 kg/(m^{2}h). Az anyag közvetlenül érintkezésbe kerül a fűtőfelülettel, amely egyúttal vibrá-



24.35. ábra. Szublimációs vibrációs kaszkádszárító
1 – fagyasztókamra, 2 – anyagátvezetés, 3 – hűtött zsilipkamrák, 4 – szublimációs szárítótartály, 5 – vibrációs kaszkád, 6 – jégkondenzátor (lefagyasztó lecsapató), 7 – vákuum-szivattyú telep, 8 – zsilipelt fogadótartály a szárazanyaghoz

ciós szállító is. A mikrodobások az anyagot folyamatosan továbbítják. A tartózkodási időt a rezgési amplitúdó változtatásával lehet szabályozni.

A fűtőgőzt több különálló körben vezetjük a készülékbe, így a kívánt hőmérsékletprofil „beáll".

Az (1) fagyasztótérből átvezetett fagyott árú felváltva (3) jelű hűtött zsilipelő kamrák egyikébe kerül, majd innen a (4) szublimálókészülékbe. Ebben van a vibrációs kaszkád.

A szemcsenagyság 0,5...2 mm, (kezdő 40% szilárdanyag tartalommal) átlagosan 6..9 perc alatt szárad (szublimál).

Közismert, hogy a hideg véghőmérsékleten és ennek megfelelő igen kis abszolút nyomásnál a szublimáló vízgőz rendkívül nagy fajtérfogatú. Például 1 g H_2O, ha a tenzió 1 Pa, kb. 100 000 liter térfogatú. (Pontosabban -60,57 °C szublimációs hőmérsékleten, azaz 1 Pa vízgőztenziónál a fajtérfogat: 98 110 m^3/kg).

Ennek elszivattyúzása (a szokásos vákuumszivattyúkkal) csak nagyon kisméretű berendezéseknél lehet gazdaságos. A jégkondenzátor beiktatása elengedhetetlen. A kondenzátorfelületnek oly hőmérsékletűnek kell lennie, amely alacsonyabb, mint a gőztenziónak megfelelő jéghőmérséklet.

A szublimáló és a jégkondenzátor megfelelő abszolút nyomásáról (a kellő vákuumról), ill. a levegő és egyéb iners gázok elszívásáról vákuumszivattyú (telep), pl. kétfokozatú vákuumszivattyú-kombináció gondoskodik. A szublimáló szárítás -40...-60 °C-on komoly hűtőenergia-fagyasztó. A szükséges hűtőteljesítményt dugattyús, turbó- vagy csavarkompresszoros hűtőgép szolgáltatja.

Újabban egyre jobban előtérbe kerül az abszorpciós hűtőgép is. Az ammónia~víz közegpárral működő abszorpciós hűtőberendezés előnye többek között az, hogy csak az oldat- (ill. hűtőközeg-) szivattyút kell meghajtani, mozgó, forgó, tehát kopó alkatrész nincs más, szabályozhatósága 100 és 10% hűtőteljesítmény között úgyszólván veszteségmentes, a szabadban felállítható.

Természetesen a szublimáló szárítás költségesebb mint a közönséges szárítás vagy mint a gyorsfagyasztás. Ha a gyorsfagyasztás utáni hűtveszállítási és hűtvetárolási energiaköltségeket nem számítjuk, a gyorsfogyasztás energiaigényénél kb. 10-szer nagyobb a szublimációs szárításé.

Ugyanez a közönséges szárítással összehasonlítva kb. két és félszeres GÄNGER és ALMÁSI régebbi számításai (1966) szerint. Ezek az adatok jóval kedvezőbbek, ha a mai nagyteljesítményű ipari szublimációs szárítókat tanulmányozzuk.

Mind a fajlagos beruházási, mind a fajlagos végtermékköltség erősen csökken, ha az évi termékmennyiség (tehát a berendezés kapacitása) nő.

24.6. Egyéb szárítók

Az egyéb szárítási eljárásokat, illetve szárítóberendezéseket csak megemlítjük. Ide soroljuk az infravörös (sötét és világos sugárzó) szárítókat, valamint a dielektromos (mikrohullámú és kondenzátorteres) szárítókat.

Egyebekben a szakirodalomra utalunk [49, 53, 54, 61].

25. Membránszétválasztó műveletek. (Permeáció)

E fejezetben azokat a membránműveleteket foglaltuk össze, amelyek közös jellemzője, hogy valamely hajtóerő eredményeként szelektív transzport megy végbe egy membránon keresztül.

A művelet lényegét jelentő membrán (latin eredetű szó, jelentése hártya, héj), olyan válaszfal, amely szelektív áteresztőképességénél fogva az anyagok szétválasztását többnyire kémiai átalakulás nélkül teszi lehetővé. Az Európai Membrántudományi és Technológiai Társaság (ESMST) terminológiája szerint: a membrán közbenső fázisként szolgál két fázis elválasztásakor, és/vagy aktív vagy passzív válaszfalként résztvevője a vele érintkezésben lévő fázisok közötti anyagátvitelnek. A membránoknak azt a tulajdonságát, hogy a különböző anyagokat különböző mértékben engedik át, *permszelektivitásnak* nevezzük. A permszelektív kifejezés magában foglalja a membránszeparáció szempontjából fontos legjellemzőbb tulajdonságokat a *permeabilitást* (az áteresztőképességet) és a *szelektivitást.*

A membránszeparációs műveletek általános elve a következő [36, 73, 77, 91, 98]: A szétválasztandó elegyet a membrán egyik, ún. betáplálási oldalára vezetjük és kémiai potenciálkülönbséget hozunk létre a membránon keresztül. A kémiai potenciálkülönbség, mint hajtóerő hatására az elegy komponensei keresztülhaladnak a membránon és annak átellenes ún. permeátumoldalára kerülnek. Ha az elegy komponenseinek permeabilitása az adott membránra különböző, a permeátum összetétele eltérő a betáplálási összetételtől. Az általános hajtóerő a komponensek kémiai potenciálkülönbsége a membránon keresztül, de attól függően, hogy melyik változó játssza a meghatározó szerepet a kémiai potenciálkülönbség létrehozásában, beszélhetünk nyomás-, koncentráció-, elektrokémiai potenciál- és hőmérséklet-különbség által létrehozott membránszeparációs műveletről.

A legfontosabb membránszeparációs műveleteket és jelentősebb alkalmazásaikat a *25.1. táblázatban* foglaltuk össze [36, 63, 73, 77, 91, 98].

25.1. táblázat

A legfontosabb membránszeparációs műveletek

Művelet	Membrántípus	Hajtóerő	Mechanizmus	Alkalmazási terület
Mikroszűrés [MF]	Szimmetrikus mikropórusos, 0,1...10μm	Hidrosztatikus nyomás-különbség, 10...500kPa	Szűrési mechanizmus	Steril szűrés
Ultraszűrés [UF]	Aszimmetrikus mikropórusos, 5...500nm	Hidrosztatikus nyomás-különbség, 0,1...1MPa	Szűrési mechanizmus	Makromolekulák elválasztása oldatban
Nanoszűrés [NF]	Aszimmetrikus bőr típusú, 1...10nm	Hidrosztatikus nyomás-különbség, 0,6...4MPa	Szűrési mechanizmus	Sűrítés, betöményítés
Fordított ozmózis [RO]	Aszimmetrikus bőr típusú	Hidrosztatikus nyomás-különbség, 2...10MPa	Oldódás és diffúzió	Sók, mikrorészecskék elválasztása oldatban
Dialízis	Szimmetrikus mikropórusos, 0,01...1μm	Koncentráció-gradiens	Diffúzió konvekciómentes közegben	Sók és kisméretű molekulák elválasztása makromolekuláktól
Elektrodialízis	Kation- és anioncserélő membrán	Elektromos potenciál-gradiens	Töltéssel rendelkező részecskék (ionok) vándorlása	Ionos oldatok sómentesítése
Gázpermeáció [GP]	Aszimmetrikus homogén polimer membrán	Hidrosztatikus nyomás- és koncentrációgradiens	Oldódás és diffúzió	Gázelegyek elválasztása
Pervaporáció [PV]	Aszimmetrikus homogén polimer membrán	Gőznyomás-gradiens (nyomás és hőmérséklet)	Oldódás és diffúzió	Azeotróp elegyek elválasztása
Membrándesztilláció	Szimmetrikus hidrofób pórusos membrán	Gőznyomás-gradiens	Gőznyomás-különbség	Vizes oldatok sómentesítése
Folyadékmembránokon alapuló eljárások	Folyadékmembrán	Koncentráció-gradiens	Oldódás és diffúzió a folyadékfilmben	Fémionok szelektív eltávolítása, gázszeparáció

A membránszeparációs műveletek során a hagyományos szűrési (dead-end) eljárással ellentétben a betáplált fluidumot (folyadékot vagy gázt) a membránfelülettel párhuzamosan áramoltatják, miközben az elegy komponenseinek egy része a hajtóerő hatására keresztülhalad a membránon és a perme-

átumoldalon távozik (cross flow). A membrán által visszatartott komponensek a betáplálási oldalt elhagyó anyagáramban (retentát) feldúsulnak.

Az első membránszeparációs műveletet NOLLET ABBÉ, francia szerzetes végezte el 1748-ban, aki megfigyelte, hogy ha a sertés húgyhólyagjában tárolt bort vízbe helyezik, akkor a borba víz kerül. A diffúzió jelenségének első kutatói is természetes membránokat (tehenek pericardiumát, halak úszóhólyagját, békák bőrét, hagyma hártyáját) használták a dialízis és az ozmózis tanulmányozásához.

A mesterséges membrán sikeres előállításához SCHOENBEIN adta meg a kezdő lépést 1846-ban, amikor is „véletlenül" sikerült nitrocellulózt szintetizálnia és ebből készítette el FICK (1855-ben) az első mesterséges membránt. Nitrocellulóz volt tehát az első mesterséges membránok alapanyaga, s ez az anyag jelentőségét szinte napjainkig megtartotta, hiszen a közelmúltig cellulóznitrátból, illetve más, szubsztituált cellulózszármazékokból készült membránok kerültek legnagyobb mennyiségben a kereskedelmi forgalomba.

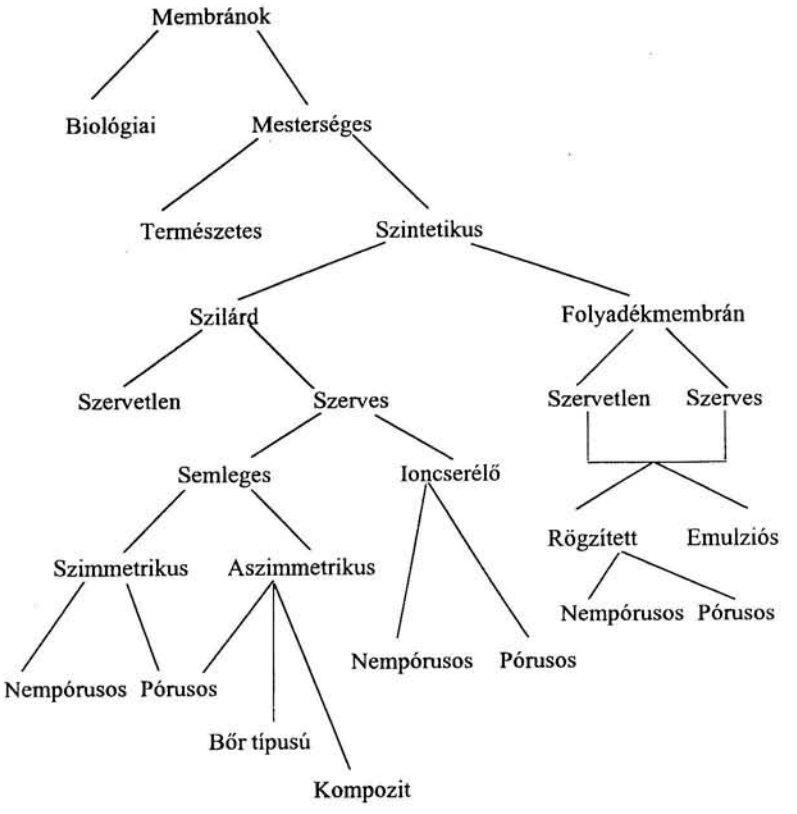
A kereskedelmi gyártás alapjait megteremtő szabadalmi bejelentés 1918-ban, a magyar származású kémiai Nobel-díjas, ZSIGMONDY RICHÁRD nevéhez fűződik. A membránok, a membrántechnika fejlődésének felgyorsulása a II. világháborút követő hidegháborús időszakban történt, a bakteriológiai fegyverek kifejlesztésével párhuzamosan.

25.1. Membránok jellemzése

A biológiai és mesterségesen előállított membránok csoportosítása sokféleképpen, sok szempont szerint történhet. A *25.1. ábra* a membránok egyik lehetséges csoportosítását mutatja be.

Az első mesterséges alapanyagok, melyeket a membránszeparációs műveletekhez sikeresen felhasználtak – amint azt már említettük – a cellulóz észterei voltak. Jóllehet ezek a membránok viszonylag szűk pH (3...7) és hőmérsékleti (maximum 35...40°C) intervallumban használhatók, valamint mikrobiális és enzimatikus reakcióknak is alapul szolgálhattak, mégis széles körben elterjedtek, mert az adott feladathoz szükséges pórusmérettel tudták előállítani azokat. A későbbiekben azonban hátrányos tulajdonságaik miatt kiszorultak a piacról a sokkal előnyösebb hőmérséklet- és pH-tűrő, poliszulfon alapanyagból készített membránok megjelenésével.

Az első, kereskedelmi forgalomban megjelent membránok szimmetrikus (izotróp) pórusos membránok voltak, melyeknél a pórusnyílások a membrán mindkét oldalán azonos méretűek. Később megjelentek az aszimmetrikus



25.1. ábra. Membránok csoportosítása

(anizotróp) membránok, pórusnyílásuk átmérője a permeátumoldal felé növekszik. Ez a szerkezeti felépítés csökkenti a pórus eltömődésének veszélyét, és a pórus ellenállásának csökkenése révén növeli a membrán áteresztőképességét.

A legújabb technológiai fejlesztések eredményeként néhány speciális UF- membránnál, az RO- és PV- membránoknál pedig általánosan jellemző a membránok réteges felépítése. A bőr típusú vagy ún. Loeb-Sourirajan típusú membránok nagyon vékony (0,1...0,2 μm) szelektív polimer réteget tartalmaznak, az azonos polimerből, vele egyidejűleg kialakított erősen pórusos, 100...200 μm vastagságú réteg felületén. Az erősen porózus réteg nem befolyásolja a membrán elválasztóképességét, csupán támaszul szolgál. A támaszréteg alkalmazásával a szelektív réteg vékonyabb lehet, és ennek következtében a bőr típusú membránok lényegesen nagyobb áteresztőképességgel rendelkeznek, mint az azonos szelektivitású szimmetrikus szerkezetű membránok.

A kompozitmembránok is aszimmetrikus szerkezetűek. A kompozitmembránok szelektív és támasztórétege általában különböző anyagból és nem egyidejűleg készül, ellentétben a bőr típusú membránokkal, melyeknél a szelektív és a támasztóréteg azonos anyagból áll és az előállítás során egyidejűleg alakul ki. A kompozitmembránok nagy előnye a bőr típusú membránokkal szemben az, hogy a támaszréteg és a szelektív réteg anyaga, vastagsága és szerkezete az előállítás során külön-külön szabályozható, ezáltal a membrán teljesítménye jobban optimalizálható.

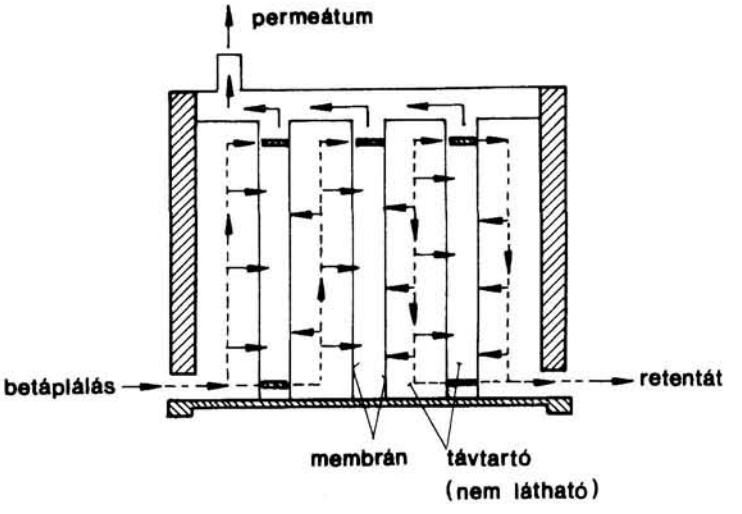
A szervetlen alapanyagú hordozó anyagok felületén kialakított aktív réteggel (ezüst, acél, üveg, cirkónium-oxid) rendelkező kompozitmembránok kifejlesztésével tovább szélesedett a membránszeparációs eljárások felhasználási területe, hiszen mind mechanikai szilárdságukat, mind sav-, lúg- és hőmérséklet-állóságukat tekintve rendkívül sok feltételnek tesznek eleget.

A teljesség kedvéért meg kell említenünk a folyadékmembránokat is. A folyadékmembránok működési elve többféle csoportjuk ellenére azonos, a transzportálódó anyagnak a két különböző folyadékfázisra jellemző, eltérő diffúziós és megoszlási hányadosán alapul. Ismerünk duzzasztott-, hordozós és felületi folyadékmembránokat.

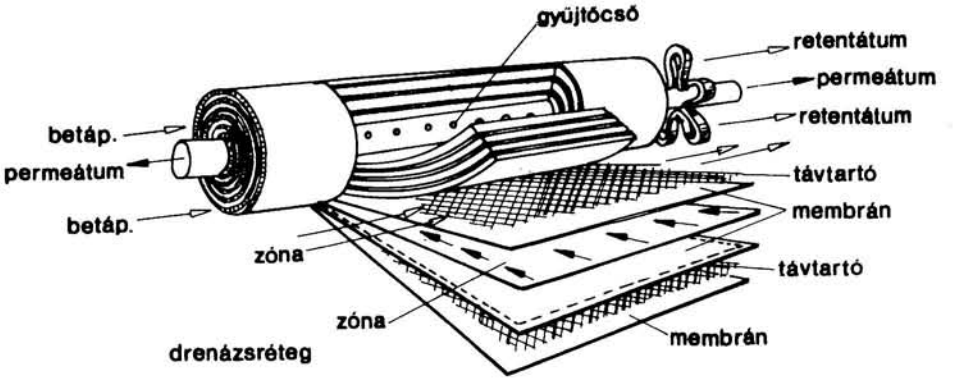
A membránok előállítási módja éppen olyan változatos, mint az alapanyagaik. A membránok készülhetnek öntéssel olvadékukból vagy oldatukból, extrudálással, sajtolással, kilúgozással, termikus kicsapással, lézersugárral vagy elemi részecskékkel történő bombázással.

25.2. A membránmodulok

Lapmembránok (plate and frame): A méretre és formára szabott membránlapokat porózus lapok és távtartók választják el egymástól *(25.2. ábra).* Ezek különleges bordázata és kiképzése teszi lehetővé az optimális áramlási viszonyok kialakítását. A lapmembránok előnye, hogy a keretes szűrőpréshez hasonlóan könnyen változtatható a felület, könnyen szétszedhető, tisztítható. A membránműveletek költségének jelentős része a 2-3 évenként cserélendő membránmodul költsége. Lapmembrán esetén ez a költség kisebb mint a többi modulnál, hiszen csak a membránt kell cserélni, az új membrán a modulszerkezetben a régi helyére kerül. Ugyanakkor a lapmembránmodulok hátránya, hogy a modulok közül itt a legkisebb az egységnyi térfogatba beépíthető felület. Ez a konstrukció mind a keresztáramú (cross-flow), mind a hagyományos (dead-end) szűréshez alkalmas.



25.2. ábra. Lapmembrán



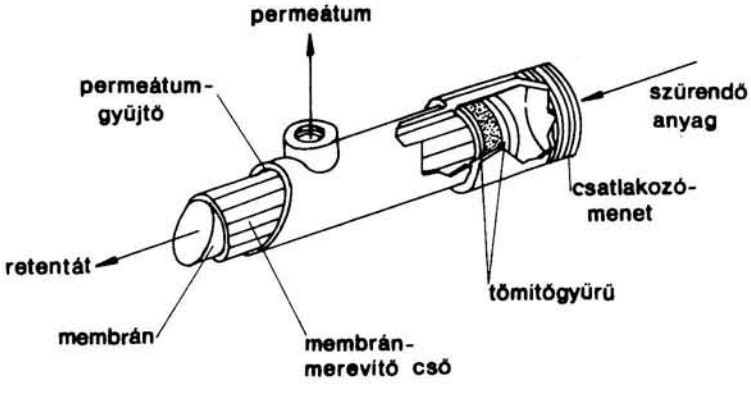
25.3. ábra. Spiráltekercsmodul

Spiráltekercsmodul: a lapmembránnak, a nagyobb fajlagos szűrőfelület elérése érdekében továbbfejlesztett változata *(25.3. ábra).* A permeátumelvezető gyűjtőcső furatsorához két síkmembránból és folyadékelvezető rétegből kialakított „táska" csatlakozik. A síkmembránok széle össze van ragasztva, így a táska belsejébe csak a membránon keresztül juthat folyadék, amit a „drenázsréteg" a gyűjtőcsövön elhelyezett furatokhoz vezet. A táska külső felületéhez távtartót (spacer) helyezve, a „táskát" szorosan feltekerik a csőre és rögzítik. Az így kialakított spiráltekercset hengeres házba helyezik. A palásttérbe vezetik a szűrendő anyagot, ahol az a távtartók által biztosított rés-

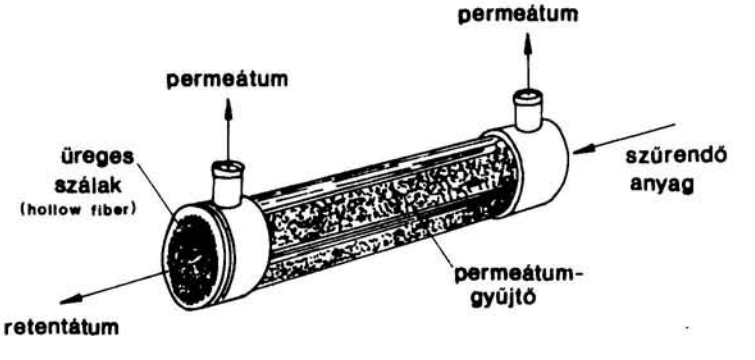
ben áramlik hosszanti irányban. A nyomáskülönbség hatására a távtartó zónájából a folyadék egy része a membránon keresztül a „táska" belsejébe jut (permeátum), ahol spirális pályán halad a központi gyűjtőcső irányába, majd a permeátum elvezetésére szolgáló csövön át távozik. Mivel a konstrukció relatíve nagy keresztáramú áramlási sebesség kialakulását teszi lehetővé, ezért a membránok eltömődési hajlama közepes.

Csőmembrán- (tubular)modulokban a membránokat 12...20 mm átmérőjű hordozócsövekben helyezik el *(25.4. ábra).* A csőmembránmodulok nagy előnye, hogy közel turbulens áramlás hozható létre, így nagy szárazanyagtartalmú és viszkózus folyadékok szűrésére is alkalmasak, könnyen tisztíthatók. Hátrányuk viszont a kisebb fajlagos szűrőfelület, a nagy helyigény.

Üreges szál (hollow fiber) vagy kapillármodulok: a csőmembránoktól alapvetően a membráncsövek átmérőjében különböznek. Itt az átmérő 0,8...1,5 mm-ig változhat. A szálmembránok falvastagsága 120...180 μm közötti érték



25.4. ábra. Csőmembránmodul



25.5. ábra. Kapillármodul

és kb. 250...1000 db alkot egy-egy modult *(25.5. ábra)*. Ez az elrendezés biztosítja a legnagyobb fajlagos felületet.

A cső- és üreges szál modulok nem tartalmaznak tartó vagy hordozó réteget, hanem a speciálisan kialakított csőfal struktúrája adja a szükséges mechanikai stabilitást.

25.3. Membránszeparáció a vegyiparban

A vegyipari elterjedtséget és alkalmazhatóságot figyelembe véve könyvünkben a membránszűrési vagyis a mikro-, az ultra-, a nanoszűrést és a fordított ozmózist, valamint a pervaporációt és a gázpermeációt tárgyaljuk bővebben.

Membránszűrés

Az egyes membránszűrési típusokat az általuk leválasztott részecskék, ill. az alkalmazott nyomás alapján osztályozhatjuk.

Az elválasztási tartományok átfedik egymást. Ez arra enged következtetni, hogy nem egyszerű mechanikus szitahatás érvényesül, hanem más mechanizmusok is érvényesítik hatásukat e folyamatban. Ezen más mechanizmusok feltételezése annál is inkább reális, hiszen a 10^{-4} μm már a molekulák méret-tartományát jelenti. (V.ö.: *Függelék F. 2. táblázat*)

A *mikroszűrést* (MF) egyértelműen a klasszikus szűrési műveletekhez kell sorolnunk, hiszen ez olyan áramlástani művelet, amelynél a szétválasztás határértékét a pórusméret szabja meg, hajtóerőként pedig a nyomáskülönbség a dominánsan meghatározó tényező.

Az *ultraszűrés* (UF) és a *nanoszűrés* (NF) olyan anyagátadási művelet, amelyet az alkalmazott nyomás mellett jelentősen befolyásolhatnak az anyagátadás sebességét meghatározó paraméterek (l. az anyagátadásról szóló 16. fejezetet). A művelet végrehajtásának körülményei határozzák meg, hogy melyik hatás érvényesül elsősorban.

A *fordított ozmózis* (RO) (hiperszűrés, reverz ozmózis) tisztán anyagátadási folyamatnak tekinthető, melyben a diffúzió, a kémiai potenciálkülönbség, az elektrosztatikus kölcsönhatások játsszák a meghatározó szerepet.

A membránszűrésre alkalmas membránok elválasztóképességét a betáplált elegy egy adott komponensére az R visszatartási tényező jellemzi (membran rejection coefficient):

$$R = 1 - \frac{c_2}{c_1}, \tag{25.1}$$

ahol c_1 koncentráció a membrán betáplálási oldalán

c_2 koncentráció a membrán permeátoldalán

Ultraszűrés esetén a membránok pórusméretének jellemzésére a *vágási értéket* (cut off) alkalmazzák. A vágási érték olyan globuláris fehérje *móltömegérték*, amelyet a membrán az anyagtranszport során 90%-ban visszatart (R = 0,90). Nagy vágási értékek helyett elterjedten alkalmazzák a pórusméret μm-rel történő megadását is.

a) Mikroszűrés

Klasszikus szűrési művelet, a szitahatás érvényesül, mechanikus leválasztás történik. A membrán pórusmérete a meghatározó szeparációs faktor.

Abban az esetben alkalmaznak *dead-end* mikroszűrést, ha a szilárdanyag-tartalom kicsi és a képződő „*lepény*" ellenállása még elfogadható áramlási sebességet (termelékenységet) tesz lehetővé (pl. baktériumok szűrése). Ellenkező esetben a keresztáramú szűrést (cross-flow) kell alkalmazni.

A membránon átáramlott anyag átlagos sebességét ($\bar{v}$), melyet a szakirodalom többsége J-vel jelöl és áteresztő képességnek nevez, egy egyszerű *kapilláris áramlási modell* segítségével írhatjuk le, amely modell a kapillárisokon keresztül történő lamináris áramlás Hagen–Poiseuille-egyenlettel leírható összefüggésén alapul.

$$J = \frac{1}{A}\frac{\mathrm{d}V}{\mathrm{d}t} = \frac{\Delta p}{\eta(R_M + \alpha c V / A)}, \tag{25.2}$$

ahol V szűrletmennyiség, m^3

t idő, s

Δp nyomás, Pa

A szűrőfelület, m^2

R_M közegellenállás

α fajlagos lepényellenállás

c szuszpenzió koncentrációja

A (25.2) összefüggés megfelel a Szűrés c. fejezetben tárgyalt (5.8) Carman-féle szűrőegyenletnek. Ezt a modellt a porózus membránok többségénél használhatjuk kielégítő megközelítéssel, különösen azoknál az eseteknél, ahol a szűrő vagy a szitahatás az alapvetően meghatározó szétválasztási elv.

Turbulens tartománynál azonban pontosabb ha az alábbi összefüggésekkel számolunk:

$$J = \frac{1}{A}\frac{\mathrm{d}V}{\mathrm{d}t} = \frac{\Delta p}{\eta(R_M + a(V/A)^b)} \tag{25.3}$$

$$J = \frac{1}{A}\frac{\mathrm{d}V}{\mathrm{d}t} = \frac{\Delta p}{\eta\left[R_M + \exp\left(V/A\right)\right]}, \tag{25.4}$$

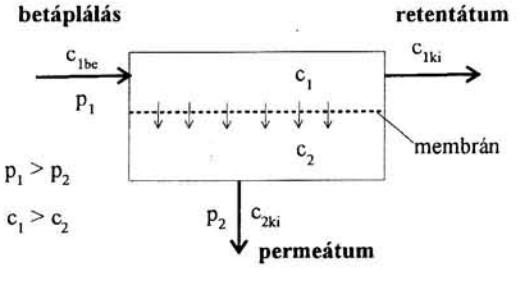
ahol a eltömődési koefficiens
b eltömődési hatványkitevő.

b) Ultraszűrés és nanoszűrés

A keresztáramú (cross-flow) membránszűrés általános modellje a *25.6. ábrán* látható. A hajtóerő a membrán két oldala közötti nyomás különbsége. A membrán az oldószerre nézve átjárható, az oldott anyag molekuláinak csak elenyésző része juthat át. Így $c_2 < c_1$, vagyis a permeátum koncentrációja lényegesen kisebb a betáplált oldat koncentrációjánál. A membrán egy pontján az áteresztőképesség J, amelynek szokásos mértékegysége $dm^3/(m^2\ nap)$ az alábbi összefüggéssel adható meg:

$$J = K_M\left[\left(p_1 - p_2\right) - \left(\pi_1 - \pi_2\right)\right], \tag{25.5}$$

ahol K_M a membrán permeabilitása
p_1 betáplálásoldali nyomás



25.6. ábra. A keresztáramú (cross-flow) membránszűrés általános modellje

p_2 permeátumoldali nyomás

π_1 az oldat ozmózisnyomása a betáplálás oldalán (koncentráció: c_1)

π_2 a permeátum ozmózisnyomása (koncentráció: c_2)

Ha a modulban a membrán mindkét oldalán tökéletes keveredést tételezünk fel, valamint eltekintünk az áramlási nyomásveszteségtől, akkor a fenti összefüggéssel számítható a teljes membránfelületre vonatkozó átlagos áteresztőképesség.

Most vizsgáljuk meg azt az esetet, amikor az oldott anyag 1000 D vagy még nagyobb molekulatömeggel rendelkező, töltés nélküli molekula. Ebben az esetben, mivel a nagy molekulatömegű anyagok moláris koncentrációja kicsi, a számottevő moláris koncentrációjú kis molekulatömegű komponensekre nézve pedig a membrán szabadon átjárható, a membrán két oldalán mért ozmotikus nyomáskülönbség elhanyagolhatóan kicsi az alkalmazott nyomás értékéhez képest:

$$J = K_M(p_1 - p_2). \tag{25.6}$$

Ez az összefüggés régóta ismert a kutatók előtt, ám ha az oldott anyag koncentrációját növeljük, a (25.6) összefüggéssel ellentétben azt tapasztaljuk, hogy a nyomás növelésével legfeljebb csak az igen kis nyomáskülönbség-értékeknél nő lineárisan az átbocsátott anyag mennyisége, majd a növekedés mértéke csökken, sőt bizonyos anyagok (pl. proteinek) szűrésénél az áteresztett térfogatáram függetlenné válik a nyomáskülönbségtől. A térfogatáram értéke minden esetben kisebb lesz, mint az azonos nyomáskülönbséggel áramoltatott tiszta oldószernél mért érték.

A fentiekből két megállapítást tehetünk:

UF esetében az oldatok térfogatáram-értéke minden esetben kisebb, mint a tiszta oldószerekkel mért értékek, és a szűrendő anyagtól függően az áteresztett térfogatáram független lehet az alkalmazott nyomáskülönbségtől, ezért más mechanizmusok hatását is fel kell tételeznünk.

G. TANNY mérései alapján kimondhatjuk, hogy minden keresztáramú szűrési folyamatnál, amelynél kolloidok vagy makromolekulák szerepelnek egy ún. második membrán (dinamikus membrán) képződik az elsődleges membrán felszínén. Ezek a képződő membránok három csoportra oszthatók:

1. típus

A membrán felé haladó térfogatáram magával ragadja a makromolekulákat (Jc_1). Ezek egy része átjuthat a membránon (Jc_2) *(25.7.a ábra)*. Jelentse J_c azt a

komponensáramot, ami a membrán felé halad, de nem jut át a membránon. A korábbi jelöléseket alkalmazva:

$$J_c = J(c_1 - c_2). \tag{25.7}$$

Az oldószer membránon keresztül történő átáramlása miatt a falnál megnő az oldat koncentrációja (c_{1w}) és folyamatosan növekszik mindaddig, amíg el nem éri a gélképződési (gélkialakulási) koncentráció szintjét (c_{1g}). Az oldat belsejében mérhető koncentráció értéke: c_{1b}. Az a *koncentrációkülönbség*, mely a membrán felülete és az oldat belseje között ily módon kialakul, *egy ellentétes irányú diffúziónak lesz a hajtóereje*. Természetesen stacionárius állapotban a két áramlás kiegyenlíti egymást:

$$J_c + D\frac{dc_1}{dx} = 0. \tag{25.8}$$

A fenti differenciálegyenlet általános megoldása a J áteresztő képességre:

$$J = \frac{D}{\sigma}\ln\frac{c_{1w} - c_2}{c_{1b} - c_2}. \tag{25.9}$$

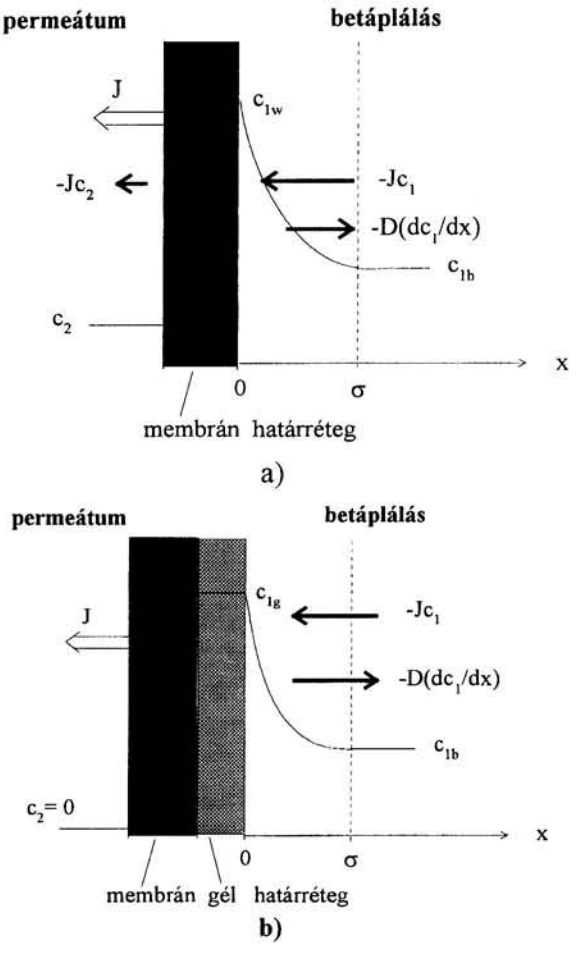
σ azt a távolságot jelöli (határréteg-vastagság), amely után a membránnál mért koncentrációérték eléri az oldatra jellemző c_{1b} koncentrációt *(25.7. ábra)*. Az itt leírt jelenséget *koncentrációpolarizációnak* nevezik.

Olyan membránt feltételezve, ahol rendkívül éles az elválasztás, azaz a permeátumban mérhető c_2 koncentráció zérusnak tekinthető, a (25.9) összefüggés egyszerűsödik:

$$J = \frac{D}{\sigma}\ln\frac{c_{1w}}{c_{1b}}. \tag{25.10}$$

Turbulens áramlásnál σ-t definiálhatjuk, mint az anyagátadási határréteg vastagságát és D/σ értéke az anyagátadási (komponensátadási) koefficiens: β.

$$J = \beta \cdot \ln\frac{c_{1w}}{c_{1b}}. \tag{25.11}$$



25.7. ábra. Koncentrációpolarizáció: a) nincs gélképződés; b) gélképződés

Az UF műveletére alkalmazva az egyenletet, olyan speciális esettel állunk szemben, ahol a műveletre jellemző áteresztő képesség (J) és anyagátadási tényező (β) értékek egy viszonylag nagy értékű koncentrációhányadost eredményeznek. Megfelelően nagy térfogatáram és kis anyagátadási tényező értéknél a membrán felületénél kialakult koncentrációérték eléri azt a határértéket (c_{1g}), ahol az oldott anyag kiülepedik a membránon és gélszerkezetet hoz létre *(25.7.b ábra).*

Ilyen körülmények között $c_{1w} = c_{1g}$, a térfogatáramtól független állandó érték. Mivel állandósult viszonyok esetén c_{1g} és az áramlási viszonyok állandók, így az anyagátadási koefficiens is állandó, vagyis a térfogatáram állandó, az alkalmazott nyomásértékektől független érték.

Tekintettel arra, hogy a gél képződésére jellemző határkoncentráció a makromolekulára jellemző (konstans) érték, adott koncentrációjú oldat szűrése esetén a J áteresztő képesség értékét az anyagátadási koefficiens (β) fogja meghatározni. Ebből következik, hogy az oldat tulajdonságai és az áramlási viszonyok nagy jelentőséggel rendelkeznek az ultraszűrés műveleténél.

Ismert ugyanis az anyagátadási koefficiens és az előbb említett paraméterek összefüggése. Például turbulens áramlás esetén érvényes a (16.45) összefüggés:

$$\mathbf{Sh} = \frac{\beta \cdot d}{D} = \text{const} \cdot \mathbf{Sc}^a \mathbf{Re}^b , \qquad (25.12)$$

ahol d az áramlás jellemző mérete,
Sc Schmidt-szám pedig a kinematikai viszkozitás és a diffúziós együttható hányadosa.

Ezzel magyarázható tehát az oldatok ultraszűrési műveleténél a magas térfogatáram-értékeknél tapasztalható nyomástól független állandó térfogatáram-érték, valamint az áramlási viszonyok befolyásoló szerepe.

2. típus

A 2. típusú dinamikus membrán kialakulása elsősorban olyan esetekben fordul elő, amikor kolloidális szuszpenziókat szűrünk olyan membránon keresztül, amelynél a pórusméret esetleg egy nagyságrenddel is nagyobb a leválasztandó anyagok méreténél. Még nincs tisztázva, hogy a kolloidot alkotó anyagok hogyan halmozódnak fel a pórusok fölött a nagy méretbeli különbség ellenére, de tény, hogy a pórusok fölött egy kolloidréteg képződik. Ez olyan sűrű lehet, amely már befolyásolhatja az oldott molekulák membránon keresztül történő áthaladását, vagyis visszatartja azokat.

Ezen szűrőréteg kialakulását bizonyítja az a tény is, hogy ilyen esetekben a szűrés műveletét leíró matematikai összefüggés is változik az időben, mígnem elérjük az iszaplepény szűrésnél megismert klasszikus szűrőegyenletet (5.8):

$$\frac{dV}{dt} = \frac{\Delta pA}{\eta\left[R_M + \alpha c\left(V/A\right)\right]}. \qquad (25.13)$$

3. típus

Ez a típus akkor alakul ki, amikor közel esik egymáshoz a membrán pórusmérete és valamelyik leválasztandó komponens mérete. Amennyiben a molekula elég flexibilis, behatolhat a pórus belsejébe, ám ott valamilyen interakciós hatás eredményeként megakad, nem áramlik keresztül. Ahogy növekszik az elfoglalt pórusok száma, úgy változik a permeátum térfogatáram-értéke.

Keresztáramú szűrés esetében ritkán találkozunk a 3. típusú dinamikus réteg képződésével.

c) Fordított ozmózis

A fordított ozmózisnál (hiperszűrésnél) az alkalmazott membrán olyan szelektív hártyaként működik, amely csak a vizet engedi áthaladni, az ionokat visszatartja. A RO-nál (az UF- és MF-vel szemben) a méret, az adszorpciós, oldékonysági és diffúziós tulajdonságok egyaránt szerepet játszanak a szétválasztásban.

A fordított ozmózis (RO) és bizonyos nanoszűrési (NF) műveletek leírására két modellt is találhatunk a szakirodalomban.

Az első, az ún. *oldódásos-diffúziós modell (solution-diffusion model)*, amely szerint az oldószer és az oldott anyag oldódik a membránban, majd az oldott komponensek átdiffundálnak a membránon. Az anyagtranszport hajtóereje a kémiai potenciál különbsége, ami a membrán két oldalán lévő nyomás és koncentráció (aktivitás) különbsége miatt lép fel. Az áteresztett térfogatáram modellnek megfelelő számítási összefüggés megegyezik az ultraszűrésnél megismert (25.5) összefüggéssel, az RO-nál azonban a membrán K_M permeabilitása lényegesen kisebb, mint ultraszűrésnél. Mivel mind az oldhatóság, mind a különböző molekulák diffúziós állandója eltérő különböző közegekre vonatkoztatva, így ez a modell jól magyarázza az RO- és NF- membránoknak az oldat különböző komponenseire vonatkozó szelektivitását.

A második modell a SOURIRAJAN által felállított *kedvezményes oldódásos kapilláráramlási modell (sorption-capillary flow model)*, amely a membrántranszport lejátszódásánál két mechanizmust feltételez. Feltételezi, hogy a pórusos membránok olyan kémiai tulajdonsággal rendelkeznek, hogy vagy előnyben részesítik a víz szorpcióját, vagy az oldott anyag taszítását. Egy preferált multimolekuláris határréteg alakul ki a membrán – oldat érintkezésénél. A határréteget alkotó víz, nyomás hatására átáramlik a membránok kapillárisain.

A maximális elválasztás és permeabilitás biztosításához a membránnál, az oldattal érintkező felületén lévő film infinitezimális vékony rétegében, a kialakult vízréteg vastagságának kétszeresével jellemezhető kritikus pórusméretet kell fenntartani. A film – oldat érintkezési ponttól távolabb, a membrán belsejében kapilláris áramlás jelentkezik. A kapcsolódó pórusok átmérője itt már nagyobb, így a permeátum áramlási ellenállása kisebb. Ezen mechanizmusból levonható legfontosabb következtetés, hogy a műveletet a felületi folyamat szabályozza, vagyis a fordított ozmózis meghatározó paramétere a kémiai kölcsönhatás a felület és az oldat között.

A membránszűrés előnyei:

- jó minőségű a végtermék;
- a membránszeparáció kitűnően eltávolítja az olyan kolloidokat és részecskéket, amelyek potenciális zavarosító tényezők;
- nincs hőbomlás, hőkárosodás, a folyamat a termék számára a legkedvezőbb hőmérsékleten mehet végbe;
- energiamegtakarítás, hiszen a termikus elválasztási műveletekkel (bepárlás, desztilláció) szemben a membránszűrés energiaigénye lényegesen kisebb, mivel a fázisátmenethez (elgőzölögtetéshez) szükséges energia többszöröse az áramoltatáshoz szükséges energiának.
- nincs, vagy csak csökkentett mennyiségben van adalékanyagra szükség;
- gyors üzemmód, kicsiny tárolási kapacitást igényel.

A membránszűrés itt tárgyalt valamennyi műveleténél a membránfelület szennyeződése (fouling) következtében üzemeltetés során állandóan csökken az áteresztőképesség. Ezért meghatározott időközönként a szűrési műveletet tisztítási (mosási) ciklusnak kell követnie, amikor megfelelő kezeléssel (víz, tisztítószer, híg HNO_3, 1%-os NaOCl-oldat, stb.) az ellenállásnövekedést okozó lerakódásokat eltávolítjuk. A membránmodul élettartama nagy mértékben függ az alkalmazott tisztítási technológiától. Helyesen kidolgozott és alkalmazott tisztítási eljárás esetén a jelenlegi modulok élettartama általában 2...3 év.

Pervaporáció

A pervaporáció és a gőzpermeáció membránműveletek folyékony elegyek, víztartalmú szerves oldószerelegyek, jellemzően azeotropos elegyek szétválasztására szolgálnak. Az alkalmazott membrán nem pórusos szerkezetű hidrofil vagy organofil karakterű polimer. A folyamat hajtóereje a transzportált komponens parciális nyomásának különbsége.

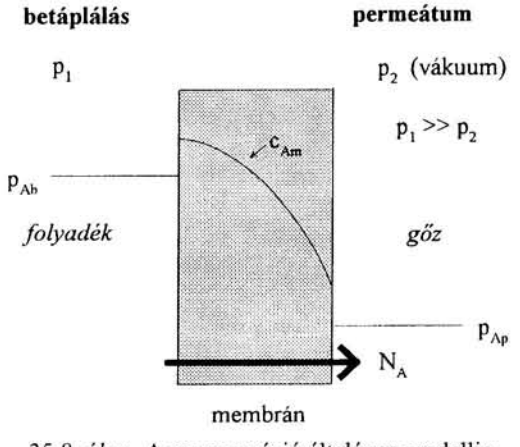
A pervaporáció és a gőzpermeáció ellentétben a többi itt tárgyalt művelettel nem állandó hőmérsékleten zajlik, mivel a permeátum hőmérséklete kisebb a betáplálásénál. A permeátum elpárologtatásához szükséges hőenergiát a modul előtt kell közölni a folyadékárammal, így a modulban nyerhető permeátum/betáp arányt (a betáplálási hőmérséklet értékét) a membrán hőállósága határozza meg. Általában egy modulban a betáplált áram 10%-át szokták permeátumként előállítani. Nagyobb permeátum/betáp arányt több hőcserélő és modul sorba kapcsolásával kapunk.

Az ipari méretekben is alkalmazható pervaporációs membránok és berendezések a közelmúlt fejlesztésének eredményei. Rendkívül jó üzemi eredmények mutatkoznak a pervaporációs technika alkalmazása mellett az etanol víztelenítésénél, pl. 5%-os víztartalmú etanolból 0,5%-os víztartalmú állítható elő.

A pervaporáció mechanizmusa

A pervaporáció esetében a membrán a folyadékeleggyel, gőzpermeációnál az elegy gőzével érintkezik, a betáplált elegy komponensei adszorbeálódnak a membrán felületén. A membrán szelektivitásának megfelelően a hidrofil vagy organofil komponens átdiffundál a membrán anyagán és a folyadék-gőzhalmazállapot változás is a membrán belsejében játszódik le. A membrán permeátumoldalán deszorpcióval gőzként távozik a transzportálódott komponens. A membránelválasztási folyamat ebben az esetben egy *szorpciós-diffúziós* modellel közelíthető meg.

A membrántranszport hajtóerejét, vagyis a komponens parciális nyomáskülönbségét a membrán két oldala között úgy biztosíthatjuk, hogy a membrán permeátumoldalán a komponens parciális nyomását vákuum létrehozásával (vagy inert gáz bevezetéssel) csökkentjük.



25.8. ábra. A pervaporáció általános modellje

A pervaporáció általános modelljét a *25.8. ábrán* mutatjuk be. A betáplált folyadékelegy „A" komponensére nézve a membrán szelektív, azaz a komponens transzportjának sebessége többszöröse a többi komponensének. Beoldódva a membránba, a komponens diffúzióval jut át a membrán másik oldalára. A membránban a diffúziós állandó értéke nagymértékben függ a komponens koncentrá-

ciójától, ami a transzport irányában erőteljesen változik. Az ábrán bemutatott koncentrációprofil akkor jön létre, ha a komponens membránbeli koncentrációjának növekedésével diffúziós állandója is növekszik. A permeátumoldalon a vákuumban történő elgőzölögtetés következtében a membránban kicsi a komponens koncentrációja, így a diffúziós állandó értéke is kicsi, ennek következtében pedig a koncentrációgradiens értéke nagy. A permeátumoldali p_{Ap} parciális nyomás lényegesen kisebb ugyan a p_{Ab} betáplálásoldali értéknél, azonban a permeátumoldalon alkalmazott vákuum következtében a komponens móltörtje a permeátumban 1-hez közeli érték is lehet.

Pervaporációs eljárás előnyei:

- energiatakarékos művelet, kb. ötszörös energiamegtakarítást jelent a hagyományos azeotrop desztillációval szemben;
- környezetbarát művelet, nem igényli idegen szerves vegyület, mint segédanyag alkalmazását.

Gázpermeáció

Gázok membrános szétválasztása, a gázpermeáció, pórusos és nem pórusos membránok alkalmazásával egyaránt lehetséges, de az elválasztás mechanizmusa a két esetben eltérő.

Pórusos (többnyire szervetlen alapú) membránok esetében a gázelegy összetevői a membrán két oldalán létrehozott nyomáskülönbség, mint hajtóerő hatására a membrán vékony pórusain keresztül átdiffundálnak. Ha a pórus mérete kisebb, mint a közepes szabad úthossz a gázfázisban, a diffúziós állandó egyenesen arányos a pórus méretével, az abszolút hőmérséklet négyzetgyökével és fordítottan arányos a molekulatömeg négyzetgyökével (Knudsen-diffúzió). Az elválasztás alapja tehát a gázelegy komponenseinek méretkülönbsége.

Nempórusos polimerfilm (pl.: szilikon-polikarbonát, cellulóz-acetát) membránok esetén a gázkomponensek oldódnak a membránban, majd a membrán falán átdiffundálnak (oldódásos-diffúziós mechanizmus). A hajtóerő a parciális nyomáskülönbség. A membrán szelektivitása a gáz oldékonyságának és diffúzó-képességének függvénye. A tapasztalat szerint a jó szelektivitású membránok áteresztőképessége csekély, a szelektivitás és az áteresztőképesség között fordított arányosság áll fenn. Az alkalmazott betáplálásoldali nyomás igen nagy, meghaladhatja a 100 bar értéket is. Membránként többrétegű membránokat alkalmaznak. Az aktív rétegnek a kisebb ellenállás érdekében minél vékonyabbnak kell lennie, a nagy nyomáskülönbségnek ellenálló mechanikai szilárdságot pedig a porózus támasztóréteg biztosítja.

A gázpermeációnak napjainkban nagy jelentősége van a petrolkémiai iparban, valamint az ammónia-, metanol- és más szintéziseknél keletkező hidrogéntartalmú hulladékgázokban lévő hidrogén kinyerése esetében. A jelenleginél jobb szelektivitású membránok kifejlesztése szükséges ahhoz, hogy a gázpermeáció a nagyipari O_2- és N_2- gyártás rendkívül energiaigényes, levegőcseppfolyósításon és az alacsony hőmérsékletű lepárláson alapuló előállításának alternatívája lehessen.

Környezetvédelmi szempontból nagy jelentőségű az illékony szerves oldószerek gőzeinek (VOC: volatile organic compound) eltávolítása levegőből. A feladat gazdaságos megoldására sikerrel alkalmazható a gáz-, illetve gőzpermeáció. A permanens gázoknál ugyanis lényegesen jobban oldódnak a polimer membránban az oldószergőzök, ezért a VOC és a permanens gáz közti szelektivitás nagyságrendekkel nagyobb a gáz-gáz közöttinél. Például PORTER szerint az O_2/N_2 szelektivitás kb. 2..3, a metanol/levegő viszont 221 (poliimid membrán), xilol/levegő esetén pedig 400...500 ([86]).

25.4. Membránszeparációs alkalmazások a vegyiparban

A membránszeparációs eljárások rendkívül sokféle, szerteágazó és egyre bővülő felhasználási lehetőségi közül néhányat felsorolunk:

Mikroszűrés

- oldatok sterilezése hőközlés nélkül;
- oldatok szilárdanyag-mentesítése.

Ultraszűrés, nanoszűrés

- elektroforetikus fémfestékek visszanyerése, (a primer festékek vizes diszperzióból történő visszanyerése);
- olaj-víz emulziók kezelése, (használt fúróolajok, hűtő- és kenőemulziók besűrítése, így a keletkező szennyvíz mennyisége jelentősen csökken);
- biotechnológiai felhasználások, (sejtek, enzimek szeparálása, visszanyerése fermentléből, pirogén anyagok eltávolítása, rögzített enzimes fermentációk);
- víz- és szennyvízkezelés, (ipari, technológiai víz visszaforgatási lehetősége a technológiába);
- latex emulziók kezelése (koncentrálás a porlasztásos szárítás előtt, visszatöményítés és visszaforgatás a technológiába, sók eltávolítása);

- textilipari szennyvizek kezelése, (detergensek, színezőanyagok, festékek eltávolítása);
- papíripari szennyvizek, szulfitos lúgok kezelése (újrahasznosítása).

Fordított ozmózis

- fémsószeparálás;
- ivóvíz nitrátmentesítése;
- brackvíz, bányavíz sótalanítása;
- ultratiszta vizek (elektronikai ipar, gyógyszeripar számára);
- kazán- és hűtővizek kezelése.

Pervaporáció

- alkohol – víz szétválasztása;
- szerves oldószer víztelenítése;
- ecetsav-víztelenítés.

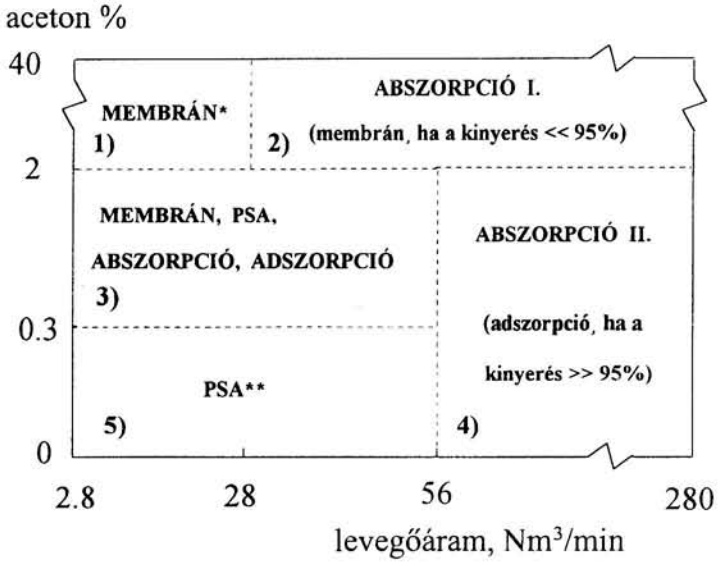
Gázpermeáció

- H_2 elválasztása különböző szuperkritikus állapotú komponensektől;
- savas gázok (CO_2 és H_2S) és víz eltávolítása földgázból;
- levegő oxigén- vagy nitrogéntartalmának dúsítása;
- szerves oldószergőzök visszanyerése levegőből.

25.5. Membrános szétválasztó műveletek versenyképessége

Számos elválasztási (tisztítási) feladatban az előírt követelményeket több eljárással is teljesíteni lehet. Ilyenkor az „egymással versengő" eljárások közül azt kell választani, amelynek legkisebb a teljes (üzemeltetési + beruházási) költségigénye. A szerves oldószergőzök (VOC = volatile organic compound) levegőből történő visszanyerésére alkalmas elválasztási eljárásokra HUMPHREY és munkatársai végeztek ilyen összehasonlító vizsgálatot ([45], p330), melynek eredményét a *25.9. ábrán* mutatjuk be.

Az ábrán a tisztítandó levegő acetonkoncentrációja (%) az ordinátán, a feldolgozott levegőáram Nm^3/min egységekben pedig az abszcisszán szerepel. A vizsgált koncentráció-levegőáram tartomány a vizsgálat szerint öt területrészre osztható fel, melyekben annak az eljárásnak a neve szerepel, amellyel az aceton 95%-ka a legkisebb költséggel nyerhető vissza.



PSA : pressure swing adsorption

* tiszta levegő előállításához PSA-t válasszunk

** a membránművelet versenyképes 2,8...5,6 Nm^3/min levegőáram tartományban

25.9. ábra. A legkisebb költségigényű elválasztási művelet kiválasztása levegő acetontartalmának 95%-os csökkentésére

1. Ha a levegő acetontartalma >2% és a levegőáram kisebb mint 28 Nm^3/min, a membrántechnika alkalmazása a leginkább gazdaságos. Ha tiszta levegő előállítása a cél, akkor a PSA (nyomáslengetéses adszorpció: pressure-swing adsorption) eljárás a megfelelő választás.
2 Ha a levegő acetontartalma >2% és a levegőáram nagyobb mint 28 Nm^3/min, az abszorpció az alkalmazandó eljárás. Előnye csökken (vagy elvész), ha az eltávolítandó oldószer az abszorbensként rendszerint alkalmazott vízzel homogén azeotropot képez (az aceton+víz nem azeotrop elegy!), mivel ez megnöveli az abszorbens regenerálásának költségét (lásd azeotrop elegyek desztillációja). Ha a levegő acetontartalmának nem szükséges a 95%-át visszanyerni, a membrán-szeparáció is versenyképes eljárás.
3 A harmadik tartományban (0,3%...2% és levegőáram <56Nm^3/min) nincs egyértelműen preferálandó eljárás. A membránműveletet inkább a nagyobb acetonkoncentráció és a kisebb levegőáram-tartományban célszerű alkalmazni. A PSA-eljárás választása kis levegőáram (ill. 95% feletti aceton-visszanyerés) esetén ajánlott. Nagy levegőáram és részleges aceton-visszanyerés esetén az abszorpció a megfelelő választás, míg kis aceton-

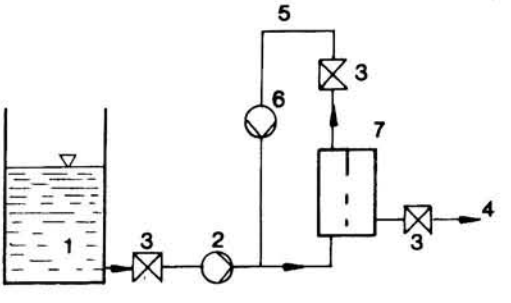
koncentráció (és csaknem teljes acetonvisszanyerés) esetén a szerzők inkább az adszorpciót ajánlják.

4. A negyedik rész az 56 Nm^3/min levegőáramhoz és 2% alatti aceton-koncentrációhoz tartozó tartomány. Ekkor az abszorpció alkalmazása ajánlott, de tiszta levegő előállítása esetén a feladat közel azonos költséggel megoldható adszorpcióval is.
5. Ha a levegő acetontartalma < 0,3% és a levegőáram kisebb mint 56 Nm^3/min, a PSA alkalmazása a leggazdaságosabb, bár kis levegőáram esetén a membrán-szeparáció is versenyképes eljárás lehet.

Általánosságban megállapítható, hogy a membránműveletek gazdaságossága nagymértékben függ az alkalmazott membrán szelektivitásától és áteresztőképességétől. A tiszta végtermék követelménye esetén a szelektivitás, nagy anyagáram feldolgozása esetén pedig az áteresztőképesség határozza meg a membránműveletek alkalmazásának korlátait.

25.6. Membránszeparációs berendezések

A membránszűrő berendezések legegyszerűbb elvi felépítését mutatja a *25.10. ábra.* Főbb elemei a tárolótartály (1), a betápláló szivattyú (2), a nyomást szabályozó szelepek (3), szűrlet- (4) és koncentrátumelvezető, keringtető szivattyú (6), illetve sorban vagy párhuzamosan elhelyezett modulok (7) és a legtöbb esetben, a membrán védelme érdekében, a berendezésen megtalálható egy kb. 100 μm-es előszűrő is.



25.10. ábra. Membránszűrő berendezés elvi felépítése
1 – tárolótartály, 2 – betápláló szivattyú, 3 – szabályozó szelepek, 4 – szűrlet elvezetése, 5 – koncentrátum elvezetése, 6 – keringető szivattyú, 7 – szűrőmodulok

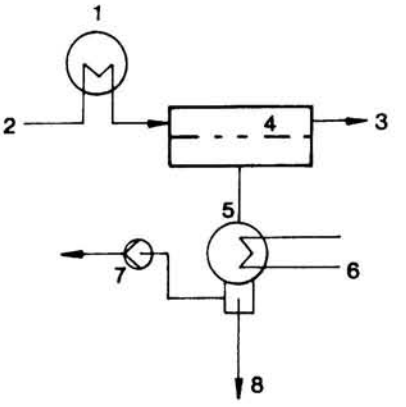
Lényeges eltérést a modult alkotó membrán minőségében (MF,UF, NF, RO) és a modul konfigurációjában (síklap, spiráltekercs, csöves, kapillár) tapasztalhatunk.

Mikroszűrő berendezések
A mikroszűrő berendezések túlnyomó többsége ún. gyertyás (patronos, cartridge) szűrőmodult tartalmaz. A jobb helykihasználás miatt ugyanis a sík membránokat hajtogatva (plisszírozva) helyezik el egy perforált mag körül, amely egyben a szűrlet elvezetésére is szolgál. Ezeknél a berendezéseknél a hagyományos szűrési elvet (dead-end) alkalmazzák: a szűrendő anyag kívülről befelé áramlik a patronban. Találkozhatunk üreges szál, illetve csőmembránokból felépített modulokkal is a mikroszűrők között, de elterjedésük még nem általános.

Ultraszűrő berendezések
Az ultraszűrő berendezéseknél valamennyi membránkonfiguráció megtalálható, ennek megfelelően változik a berendezés felépítése. A keresztáramú szűrés miatt egy beépített keringető szivattyú juttatja vissza a szűrőn átáramlott „koncentrátumot" a betápláló vezetékbe. A modulok be- és kivezető oldalain elhelyezett szelepek segítségével szabályozható a membrán két oldala között kialakuló nyomáskülönbség.

Fordított ozmózis berendezései
A fordított ozmózis berendezéseinél is megtalálhatjuk az összes konfigurációt. A modulban fellépő áramlási energiaveszteség következtében számítanunk kell az anyag felmelegedésére, ami káros hatásokat eredményezhet. Ezen bomlási, minőségcsökkentő változások elkerülése érdekében a berendezéseknél az RO-modulok elé hőcserélőt építenek be.

Pervaporációs készülékek
A pervaporációs berendezések fontos elemei a membránt tartalmazó modulokon kívül a hőcserélők, melyek a betáplált oldat megfelelő hőmérsékletre történő felfűtését, illetve a távozó gőzpermeátum kondenzálását végzik el *(25.11. ábra)*. Lényeges elem még a vákuumszivattyú is, hiszen a parciális nyomásban kifejezett membránon keresztüli hajtóerőt úgy tartják fenn, hogy a permeátum részből (a gőz kondenzálása után) az összes inert gázt vákuumszivattyúval távolítják el.



25.11. ábra. Pervaporációs készülék elvi felépítése
1 – hőcserélő, 2 – betáplált oldószer-elegy, 3 – visszamaradt anyag, 4 – membránmodul, 5 – permeátum (gőz), 6 – kondenzátor, 7 – vákuumszivattyú, 8 – permeátum (folyadék)

Gázpermeációs berendezések

Az ipari gázpermeációs berendezésekben elsősorban üreges szálakból álló modult használnak, bár kisebb egységekben síkmembránokat tartalmazó, ún. tányéros modulokat is alkalmaznak. Általában több modul megfelelő kapcsolásával tudják biztosítani az előírt elválasztást. A berendezés tervezésének lényeges része a modulok lehetséges kombinációinak költségelemzése, az optimális modulkapcsolás meghatározása. Az eljárás gazdaságossága a kapacitásnak és a kívánt terméktisztaságnak a függvénye.

Irodalom a IV. részhez

1. BALÁZS L.: A Borsodi Vegyi Kombinát távlati fejlesztési koncepciója. Miskolc, 1981
2. BEKE J.–VÁRKONYI J.–VAS A.: Mezőgazdasági termények szárítása. Mezőgazdasági Kiadó, Budapest. 1985
3. BENEDEK P.–LÁSZLÓ A.: A vegyészmérnöki tudomány alapjai. Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1964
4. BESZEDICS GY.–TAKÁCS I.–RUDOLF P.–FÁBRY GY.: 209.706. magyar szabadalom, (1989)
5. BIEGLER, L. T.–GROSSMANN, I. E.–WESTERBERG, A. W.: Systematic Methods of Chemical Process Design. Prentice Hall, Upper Saddle River,1997
6. BILLET, R.: Industrielle Destillation. Verlag Chemie, Weinheim, 1973
7. BRUNNER, K–H.: Separatoren u. Dekanter für die kontinuierliche Extraktion. Westfalia Separator, Techn.–Wiss. Dok. **4**(1982) Oelde
8. BRUNAUER, S.–EMMETT, P. H.–TELLER, E.: Am. Chem. Soc. **60**(1983) 309
9. BURTON, H. D.–HALÁSZ J.: M. Kémikusok Lapja **48** (1993) 7. 268–293
10. CHOPEY, N. P.: Handbook of Chemical Engineering Calculations. McGraw–Hill, New York, 1994 (2. kiadás)
11. COULSON, J. M.–RICHARDSON, J. F.: Chemical Engineering, 1., 2., és 6., kötet, New York, Wiley, 1991
12. CRAMER, F.: Chem.–Ing.–Techn. **27** (1955) 8/9, 10–22
13 DANCKWERTS, P. V.: Gáz-folyadék eljárások. Műszaki Könyvkiadó, Budapest. 1976
14. DDS–Diffuseur zur Extraktion. De danske Sukkerfabrikker, Kopenhagen é.n.
15. DEÁK A.–FONYÓ ZS.–FÖLDES P.–HUNEK J.–KEMÉNY S.–LÁNG P.–RÉV E.: Elválasztási műveletek. Tud. Szervezési Int. , Budapest, 1985
16. DIALER, K. Grundzüge der Verfahrenstechnik. Carl Hanser Verlag, München, 1986
17. DOUGLAS, J. M.: Conceptual Design of Chemical Processes. McGraw-Hill, New York, 1988
18. ERKI ZS.–BUSA CS.–KORDA B.: M. Kémikusok Lapja **49** (1994) 12., 4 89–493
19. FÁBRY GY.: Vegyipari gépek és műveletek III. Tankönyvkiadó, Budapest., 1989
20. FÁBRY GY. (szerk) : Élelmiszeripari eljárások és berendezések. Mezőgazda Kiadó, Budapest. 1995

21. FÁBRY GY.–TAKÁCS I.: Korszerű eljárások és berendezések a vegyiparban. Budapest. 1995
22. FÁBRY GY.–TAKÁCS I.–KISZELY GY.: 163.343 magyar szabadalom, (1971)
23. IFJ. FÁBRY GY.–MANCZINGER J.,: 197.220, magyar szabadalom, (1986)
24. FOUST, A. S.–WENZEL, L. A.–CLUMP, C. W.–MAUS, L.–ANDERSEN, L. B.: Principles of Unit Operations. Wiley, New York, 1980 (2. kiadás)
25. FONYÓ ZS.: Int. Chemical Engng., ***14***, (1974), (1) 18; ***14***, (1974), (2) 203
26. FONYÓ ZS.–RÉV E.: Chem. Eng. World Congress, Montreal, Canada, 1981 Oct. 4–9, paper 6.9.4. proceedings, Vol. II. p. 298–302
27. FONYÓ ZS.–NISHIMURA H.–YAMASHITA Y.: AIChE Journal, ***29***, (1983) 38
28. FONYÓ ZS.–MIZSEY P.: Heat Recovery Sytems & CHP, ***14***, (1994) 249–263
29. FONYÓ ZS.–KURRAT R.–RIPPIN D. W. T.–MÉSZÁROS I.: Computers Chem. Engng. ***19***, (1995) S1–S6
30. FONYÓ ZS.–BENKŐ N.: Trans IChemE, ***76***, Part A, March 1988, 348
31. FÖLDES P.–FONYÓ ZS.: Rektifikálás. Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1978
32. FRIDAY, I. R.–SMITH, B. D.: AIChE J. ***10***, (1964) 698
33. FRANCSICS P.–PARTI M.: Energiatakarékos szemestermény-szárítás. Mezőgazdasági Kiadó, Budapest. 1987
34. FRATZSCHER, W.–PICHT, H. P.–SZOLCSÁNYI P.–FONYÓ ZS.–FÖLDES P.: Energetische Analyse von Stoffübertragungsprozessen. Deutsche Verlag für Grundstoffindustrie, Leipzig,1980
35. GRASSMANN, P.: Physikalische Grundlagen der Chemie-Ingeniur-Technik. Sauerländer, Aarau, 1961
36. GEANKOPLIS, C. J.: Transport Process and Unit Operations. Prentice Hall, New Jersey, 1993 (3. Kiadás)
37. GYÖKHEGYI L. (szerk).: Desztillálóberendezések. Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1970
38. HENGSTEBECK, R. J.: Distillation. Reinhold, New York, 1961
39. HENLEY, E. J.–SEADER, J. D.: Equilibrium-Stage Separation Operations in Chemical Engineering. John Wiley, New York, 1981
40. HINES, A. L.–MADDOX, R. N.: Mass Transfer. Englewood Cliffs, Prentice Hall, New Jersey, 1985
41. HODÚR C.: Membránszűrési műveletek a borászatban. Ph.D. tézisek, KÉE, 1997
42. HOLLAND, C. D.: Multicomponent Distillation. Prentice Hall, Englewood Cliffs, 1963
43. HOLLAND, C. D.: Fundamentals and Modeling of Separation Processes. Prentice Hall, Englewood Cliffs, 1975
44. HOPPE, K.–MITTELSTRASS, M.: Grundlagen der Dimensionierung von Kolonnenböden. Steinkopff, Dresden, 1967

45. HUMPHREY, K. L.–KELLER II, G. E.: Separation Process Technology. McGraw-Hill, New York, 1997
46. HUSUNG, G.: Chem.–Ing.–Techn. **56** (1984) 7., 548–549
47. ILLÉS V.: Magyar Kémikusok Lapja **45** (1990) 8–9., 11. és 12. szám
48. ILLÉS V.–OTTÓ A.: Magyar Kémikusok Lapja **47** (1992) 4. és 6/7. szám
49. IMRE L.: Szárítási kézikönyv. Műszaki Könyvkiadó, Budapest. 1974
50. JAKUBITH, M.: Chemische Verfahrenstechnik. VCH-Verlag, Weinheim, 1991
51. JÁKY M.: Növényi zsíros olajok kémiája és ipari előállítása. Athenaeum. Budapest. 1946
52. KAFAROV, V. V.: Az anyagátadás alapjai. Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1967
53. KASZATKIN, A. G.: Alapműveletek, gépek és készülékek a vegyiparban. Budapest, Műszaki Könyvkiadó, 1976
54. KAST, W.–KRISCHER, O.–KRÖLL, K.: Die wissenschaftliche Grundlagen der Trocknungstechnik I., II. és III. kötet. Springer, Berlin 1978/89
55. KELLER, G. E.: Chem. Engng. Progress **91** (1995) 10., 56–67
56. KERÉNYI J.: Konzervipari szakgéptan. Műszaki Könyvkiadó, Budapest. 1964
57. KESSLER, H. G.: Lebensmittel–Verfahrenstechnik. Kessler, München–Weihenstephan. 1976
58. KING, C. J.: Separation Processes. McGraw–Hill, New York, 1980 (2. kiadás)
59. KIRSCHBAUM, E.: Destillier- und Rektifiziertechnik. Springer, Berlin,1960
60. KISTER, H. Z.: Distillation–Design. McGraw–Hill, New York, 1992
61. KNEULE, F.: Das Trocknen. Sauerländer, Aarau. 1975
62. KOROS, W. J.: Chem. Eng. Progress **91** (1995) 10., 77–78
63. KOROS, W. J.: Chemical Engineering Progress **91** (1995)10., 68–81
64. KOVÁTS F.–VARGHA ZS.: M. Kémikusok Lapja **22** (1967) 456–460
65. KREKÁCS S.–LATORCAI J.–PÁLFI Z.: Oil and Gas Journal (1984) 1., 16
66. KREMSER, A.: Nat. Petroleum News, **22** (1930), 21
67. KÜRÜM S.–FONYÓ ZS: Chem. Eng. Comm., **136** 161–176, (1995)
68. LÜLLMANN, H.–FRANZ, B.: Chemie-Anlagen+Verfahren (1997) 5., 188–190
69. MARR, R.–MOSER, F.–HUSUNG, G.: Chem.–Ing.–Techn. **46** (1974) 207
70. MARR, R.–MOSER, F.–HUSUNG, G.: Chem.–Ing.–Techn. **49** (1977) 203–212
71. MCCABE, W–SMITH, J. C.–HARRIOTT, P.: Unit Operations of Chemical Engineering. McGraw Hill, New York, 1993
72. MIZSEY P.–FONYÓ ZS.: Comp. and Chem. Engng. **14** 1213 (1990).

73. MOHR, CH. E. et al.: Membrane applications and research in food processing. Noyes Publ., Park Ridge, 1989
74. MOLLIER, R.: Z.–VDI. **73** (1929) 1009
75. MOLNÁR K.–SZENTGYÖRGYI S.–SZABÓ L.–ALMÁSI J.: 187.187 magyar szabadalom
76. NÉMETH J.: M. Kémikusok Lapja **41** (1986) 7–8., 293–295
77. NOBLE, R. D.–STERN, S. A. (ed.): Membrane Separations Technology. Principles and Applications. Membrane Science and Technology Series, 2. Elsevier, Amsterdam, 1995
78. NYUL GY. (szerk.): Lepárlás. Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1955
79. PALLAI I.–FONYÓ ZS.(szerk.): Studies in Computer-Aided Modelling, Design and Operation. Elsevier, Amsterdam, 1992
80. PARKINSON, G.: Chemical Engineering. **103** (1996). 1., 21
81. PARTI M.–DUGMANICS I.: Energia és Atomtechnika, **40** (1987) 5., 211–218
82. PERRY, J. H.: Vegyészmérnökök kézikönyve. Műszaki Könyvkiadó, Budapest. 1969
83 PILHOFER, T H.: Chem.–Ing.–Techn. **48** (1976) 237
84. PILHOFER, T H.–SCHRÖTER, J.: Chem. – Ing. – Techn. **56** (1984) 283–890
85. PORCSALMY Z.: Növényolajipari szakgéptan. Mezőgazdasági Kiadó, Budapest. 1969
86. PORTER, M. C.: Handbook of Industrial Membrane Technology. Noyes Publications, Park Ridge, New Jersey, 1990
87. PREISICH M. (szerk.): Vegyészek zsebkönyve. Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1963
88. PREISICH M. (szerk.): Vegyipari termékek. Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1974
89. QUAK, K.: Technisches Wissen, Wärme und Kraft. Fachbuchverlag, Leipzig, 1955
90. RAMM, V. M.: Abszorpciós eljárások a vegyiparban. Akadémiai Kiadó, Budapest, 1953
91. RENNER, E.–ABD EL–SALAM, M. H.: Application of Ultrafiltration in the Dairy Industry. Chapmann & Hall, London, 1991
92. RÉV E.–FONYÓ ZS.: Chem.Eng.Sci. **46** (1991) 1623–1634
93. SATTLER K.: Termikus elválasztási módszerek. Műszaki Könyvkiadó, Budapest. 1983
94. SCHEGK, J. R.: Dissertation. Univ. Karlsruhe, 1983
95. SCHEILING A.: Gőz-gáz rendszerek állapotjelzői. Műszaki Könyvkiadó, Budapest. 1966
96. SCHEILING A.: Szárítás. Műszaki Könyvkiadó, Budapest. 1967

97. SCHLÜNDER, E. U.–THURNER, F.: Destillation, Absorption, Extraction. Georg Thieme Verlag, Stuttgart, 1986
98. SCOTT, K.: Handbook of Industrial Membranes. Elsevier, London, 1995
99. SIMÁNDI B.–SAWINSKY J.: Olaj, szappan, kozmetika. **45** (1996) különszám
100. SMITH, R.: Chemical Process Design. McGraw Hill, New York, 1995
101. SOMLÓ GY.: Vegyipari eljárások. Tankönyvkiadó, Budapest. 1974
102. SOMLÓ GY.: M. Kémikusok Lapja **45** (1990) 8., 366
103. SOMLÓ GY.: M. Kémikusok Lapja **51** (1996) 12., 500
104. SOUDERS, M.–BROWN, G. G.: Ind. Engng. Chem. **26** (1934) 98
105. STICHLMAIR, J.: Chem. – Ing. – Techn. **52** (1982) 253–255
106. SZÁNTAY B.: Vegyipari készülékek szerkesztése. Tankönyvkiadó, Budapest, 1963
107. SZÁSZ K.–TAKÁCS I.–FARKAS J.: 148.662 magyar szabadalom (1960); 159.977 magyar szabadalom (1967) és TAKÁCS I. et al.:212.779 magyar szabadalom (1991)
108. SZOLCSÁNYI P.: Vegyipari műveleti egységek energetikai analízise. Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1972
109. TAKÁCS I.–FÁBRY GY.–PAP L.–KISZELY GY.: 172.289 magyar szabadalom, (1975)
110. TAKÁCS I.–BESZEDICS GY.–FÖLDESI J.–LŐRINCZ CS.–RUDOLF P.:175.821 magyar szabadalom(1977)
111. TETTAMATTI A. K.–USKERT A.–SAWINSKY J.: M. Kémikusok Lapja **23** (1968) 140–151 és 213–220
112. TREYBAL, R. E.: Diffúzós vegyipari műveletek. Műszaki Könyvkiadó, Budapest. 1961
113. Ullmanns Encyklopädie 2. kötet, Verlag Chemie, Weinheim 1972(4. kiadás)
114. Umwelttechnik Selas Kirchner GmbH: Abluftreinigung – prospektus (1997)
115. US–Pat.: 1 896 916 (1928)
116. VAJDA Ö.: Szárítókészülékek számítása. Mérn. Továbbképző Int. Budapest. 1947
117. VAN WINKLE, M.: Distillation. McGraw–Hill, New York, 1967
118. VAUCK, W. R. A.–MÜLLER, H. A.: Grundoperationen chemischer Verfarenstechnik. D.Verlag für Grundstoffindustrie Leipzig – Stuttgart, 1994 (10. kiadás)
119. WALAS, S. M.: Chemical Process Equipment. Butterworths, Boston, 1988
120. WANKAT, P. C.: Equilibrium Staged Separations. Prentice Hall, Englewood Cliffs, 1988
121. WEISS, S.–MILITZER, K. E.–GRAMLICH, K.: Thermische Verfahrenstechnik. Deutsche Verlag für Grundstoffindustrie, Leipzig–Stuttgart,1993
122. WERTÁN P.: Cukoripari zsebkönyv. Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1961

123. WERTÁN P.: Cukorgyártás. Műszaki Könyvkiadó, Budapest. 1965
124. WIRTH, H.: Adsorption in Ullmanns Encyklopädie (4. kiadás) 2. kötet (1972), Verl. Chemie, Weinheim
125. WUITHIER, P.: Raffinage et génie chimique. Technip, Paris, 1965
126. ZSIGMONDY R.: Z. Anorg. Allgem. Chem. **71** (1911) 356

Függelék

F.1. táblázat

A nemzetközi mértékrendszer (SI) néhány fontosabb átszámítási kulcsa

Hossz	
1 Å	$= 10^{-10}$ m
1 nm	$= 10^{-9}$ m
1 μm	$= 10^{-6}$ m
1 mm	$= 10^{-3}$ m
1 cm	= 0,01 m
1 inch	= 0,0254 m
1 ft (láb)	= 0,3048 m
Felület	
1 sqft	= 0,0929 m^2
1 sqin	= 0,0006452 m^2
Térfogat	
1 cuin	$= 16{,}387 \cdot 10^{-6}$ m^3
1 cuft	= 0,028317 m^3
1 imp gallon	= 0,004546 m^3
1 USA gallon	= 0,003785 m^3
Sűrűség	
1 lb/cuft	= 16,0185 kg/m^3
Erő	
1 dyn	$= 10^{-5}$ N
1 kp	= 9,80665 N
1 lb force	= 4,45 N
Nyomás	
1 Pascal	= 1 N/m^2
1 dyn/cm^2	= 0,1 N/m^2
1 kp/cm^2 = 1 ata	= 98066,5 N/m^2
1 bar	= 100000 N/m^2 = 10^5 N/m^2
1 millibar = 1 hPa	= 100 N/m^2
1 lb force/sqin	= 6895 N/m^2
1 in of Hg	= 3390 N/m^2
1 vízoszlop mm	= 9,819 N/m^2
1 torr = 1 Hg mm	= 133,2 N/m^2
760 torr = 1 atm	= 101 325 N/m^2

Munka, energia, hő

1 Nm = 1 Ws	= 1 J
1 erg	= 10^{-7} J
1 kWh	= $3{,}6 \cdot 10^{6}$ J
1 PS h (lóerőóra)	= 2648000 J
1 kpm	= 0,80665 J
1 kcal	= 4186,8 J
1 lit·atm	= 101,33 J
1 ft·lb	= 1,3558 J
1 BTU	= 1055 J
1 HP h	= 2684000 J

Teljesítmény

1 Nm/s = 1 J/s	= 1 W
1 erg/s	= 10^{-7} W
1 kpm/s	= 9,80665 W
1 PS (lóerő)	= 735,5 W
1 kcal/s	= 4186,8 W
1 kcal/h	= 1,163 W
1 BTU/h	= 0,2931 W
1 HP	= 745,7 W
1 USA standard commercial ton of refrigeration	= 3517 W

Hővezetési tényező

$$1\,\frac{\text{kcal}}{\text{m}\cdot\text{h}\cdot\text{fok}} = 1{,}163\,\frac{\text{W}}{\text{m}\cdot\text{fok}}$$

$$1\,\frac{\text{BTU}\cdot\text{in}}{\text{sqft}\cdot\text{h}\cdot{}^{0}\text{F}} = 0{,}144\,\frac{\text{W}}{\text{m}\cdot\text{fok}}$$

$$1\,\frac{\text{BTU}}{\text{ft}\cdot\text{h}\cdot{}^{0}\text{F}} = 1{,}73\,\frac{\text{W}}{\text{m}\cdot\text{fok}}$$

Hőátadási és hőátviteli tényező

$$1\,\frac{\text{kcal}}{\text{m}^2\cdot\text{h}\cdot\text{fok}} = 1{,}163\,\frac{\text{W}}{\text{m}^2\cdot\text{fok}}$$

$1\ \frac{\text{BTU}}{\text{sqft}\cdot\text{h}\cdot{}^{0}\text{F}} = 5{,}68\ \frac{\text{W}}{\text{m}^2\cdot\text{fok}}$

Dinamikai viszkozitás

$1\ \frac{\text{kg}}{\text{ms}} = 1\ \frac{\text{Ns}}{\text{m}^2} = 1\ \text{Pa}\cdot\text{s}$

$1\ \text{dekapoise} = 1\ \text{da P} = 1\ \frac{\text{Ns}}{\text{m}^2} = 1\ \text{Pa}\cdot\text{s}$

$1\ \text{poise} = 1\ \text{P} = 0{,}1\ \frac{\text{Ns}}{\text{m}^2} = 100\ \text{mPa}\cdot\text{s}$

$1\ \text{centipoise} = 1\ \text{cP} = 0{,}001\ \frac{\text{Ns}}{\text{m}^2} = 1\ \text{mPa}\cdot\text{s}$

$1\ \text{kp}\cdot\text{s/m}^2 = 0{,}80665\ \frac{\text{Ns}}{\text{m}^2} = 0{,}80665\ \text{mPa}\cdot\text{s}$

$1\ \text{lb/ft}\cdot\text{h} = 0{,}413\cdot 10^{-3}\ \frac{\text{Ns}}{\text{m}^2} = 0,\ 413\ \text{mPa}\cdot\text{s}$

$1\ \text{lb/ft}\cdot\text{s} = 1{,}49\ \frac{\text{Ns}}{\text{m}^2} = 1{,}49\ \text{Pa}\cdot\text{s}$

Kinematikai viszkozitás

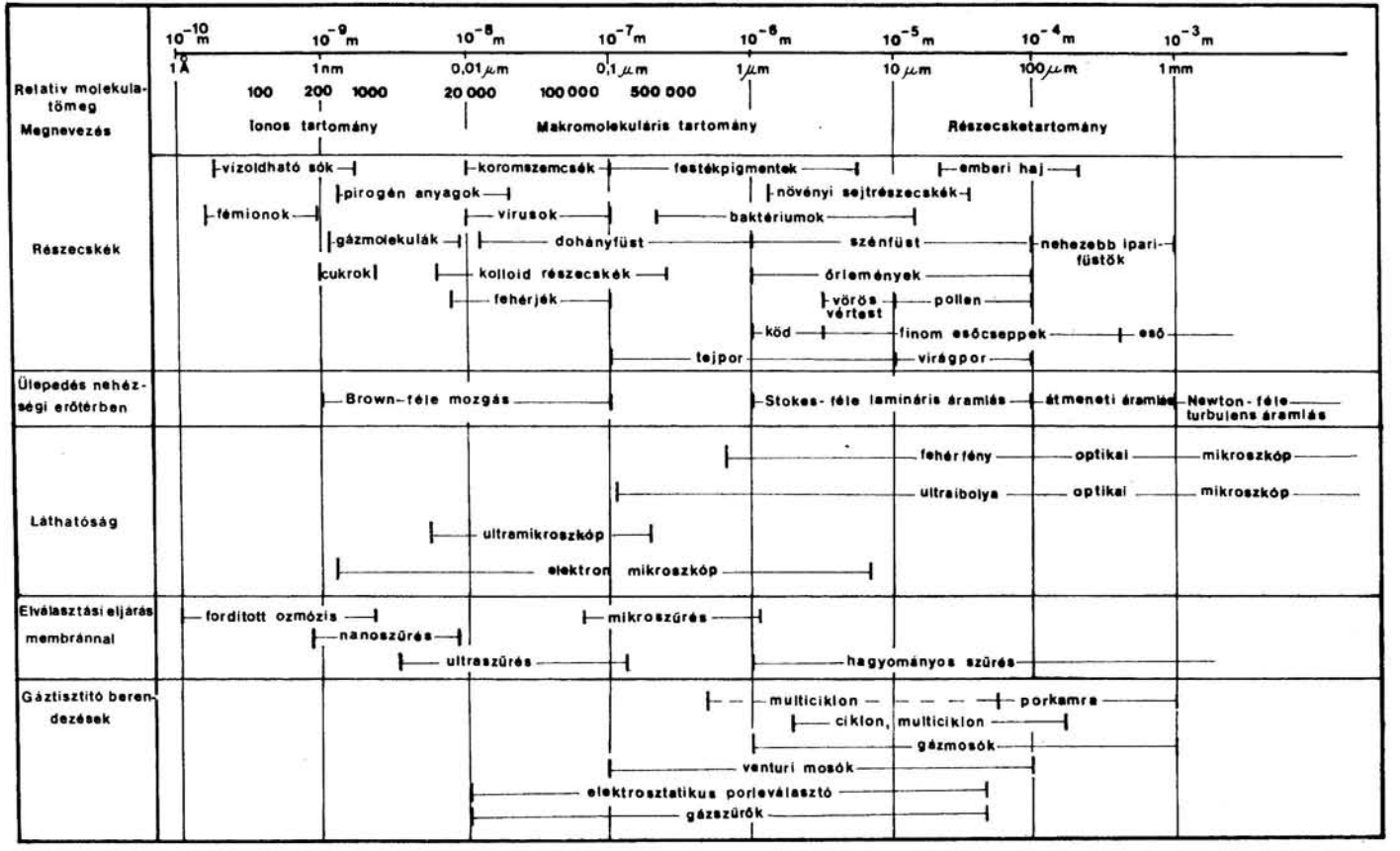
$1\ \text{sqft/h} = 0{,}258\cdot 10^{-4}\ \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$

$1\ \text{sqft/s} = 0{,}0929\ \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$

$1\ \text{cSt} = 10^{-6}\ \frac{\text{m}^2}{\text{s}} = 1\ \frac{\text{mm}^2}{\text{s}}$

F.2. táblázat

Részecskeméretek



F.3. táblázat

A víz és vízgőz néhány fizikai adata
(telítettségi állapotban)

ϑ, °C	p, bar	η'	η''	λ'	λ''	Pr'	Pr''	σ, mJ/m^2
		μPa · s		W/(m · K)		—	—	
0	0,006 108	1750	8,02	0,569	0,0182	13,0	0,815	75,60
10	0,012 270	1300	8,42	0,587	0,0188	9,29	0,831	74,24
20	0,023 37	1000	8,82	0,603	0,0194	6,94	0,847	72,78
30	0,042 41	797	9,22	0,618	0,0200	5,39	0,863	71,23
40	0,074 75	651	9,62	0,632	0,0206	4,30	0,883	69,61
50	0,123 35	544	10,02	0,643	0,0212	3,54	0,896	67,93
60	0,199 20	463	10,42	0,6545	0,0219	2,96	0,913	66,19
70	0,311 6	400	10,82	0,662	0,0225	2,53	0,930	64,40
80	0,473 6	351	11,22	0,670	0,0232	2,20	0,947	62,57
90	0,701 1	311	11,62	0,676	0,0240	1,94	0,966	60,69
100	1,013 3	279	12,02	0,681	0,0248	1,73	0,984	58,78
110	1,432 7	252	12,42	0,684	0,0256	1,56	1,00	56,83
120	1,985 4	230	12,80	0,687	0,0265	1,42	1,02	54,85
130	2,701 3	211	13,17	0,688	0,0275	1,31	1,04	52,83
140	3,614	195	13,54	0,688	0,0285	1,21	1,06	50,79
150	4,760	181	13,90	0,687	0,0269	1,14	1,08	48,70
160	6,181	169	14,25	0,684	0,0308	1,07	1,11	46,59
170	7,920	159	14,61	0,681	0,0321	1,02	1,13	44,44
180	10,027	149	14,96	0,677	0,0336	0,970	1,15	42,46
190	12,551	141	15,30	0,671	0,0351	0,935	1,18	40,05

F.3. táblázat folytatása

ϑ,	p,	η'	η''	λ'	λ''	Pr'	Pr''	σ,
°C	bar	μPa · s		W/(m · K)		—	—	mJ/m^2
200	15,549	134	15,65	0,665	0,0368	0,900	1,21	37,81
210	19,077	127	16,99	0,657	0,0387	0,881	1,24	35,53
220	23,198	122	16,34	0,648	0,0407	0,864	1,26	33,23
230	27,976	116	16,70	0,369	0,0430	0,853	1,29	30,90
240	33,478	111	17,07	0,628	0,0455	0,846	1,33	28,56
250	39,776	107	17,45	0,168	0,0484	0,842	1,36	26,19
260	46,943	103	17,85	0,603	0,0517	0,848	1,40	23,82
270	55,058	99,4	18,28	0,590	0,0555	0,860	1,44	21,44
280	64,202	96,1	18,75	0,575	0,0600	0,883	1,49	19,07
290	74,461	93,0	19,27	0,558	0,0655	0,916	1,54	16,71
300	85,927	90,1	19,84	0,541	0,0722	0,958	1,61	14,39
310	98,700	86,5	20,7	0,523	0,0806	1,00	1,71	12,11
320	112,89	83,0	21,7	0,508	0,0865	1,07	1,94	9,89
330	128,63	79,4	23,1	0,482	0,0960	1,19	2,24	7,75
340	146,05	75,4	24,7	0,460	0,107	1,35	2,82	5,71
350	165,35	70,9	26,6	0,437	0,119	1,64	3,83	3,79
360	186,75	65,3	29,2	0,399	0,137	2,38	5,34	2,03
370	210,54	56,0	34,0	0,348	0,166	6,95	15,7	0,47
374,15	221,20	45,0	45,0	0,238	0,238	∞	∞	0

Megjegyzés: $'$ index forrásban levő víz; $''$ index száraz telített vízgőz; p abszolút nyomás; η dinamikai viszkozitás; λ hővezetési együttható; Pr Prandtl-szám; σ a folyék felületi feszültsége.

Vízgőztáblázat

p, MPa	ϑ °C	v'	v''	i'	i''	r, kJ/kg	s'	s''
		m^3/kg		kJ/kg			kJ/(kg·K)	
0,0010	6,92	0,001 000 1	129,9	29,32	2513	2484	0,1054	8,975
0,0015	13,038	0,001 000 7	87,90	54,75	2525	2470	0,1958	8,827
0,0020	17,514	0,001 001 4	66,97	73,52	2533	2459	0,2609	8,722
0,0025	21,094	0,001 002 1	54,24	88,50	2539	2451	0,3124	8,642
0,0030	24,097	0,001 002 8	45,66	101,04	2545	2444	0,3546	8,576
0,0040	28,979	0,001 004 1	34,81	121,42	2554	2433	0,4225	8,473
0,0050	32,88	0,001 005 3	28,19	137,83	2561	2423	0,4761	8,393
0,0060	36,18	0,001 006 4	23,74	151,50	2567	2415	0,5207	8,328
0,0070	39,03	0,001 007 5	20,53	163,43	2572	2409	0,5594	8,274
0,0080	41,54	0,001 008 5	18,10	173,9	2576	2402	0,5927	8,227
0,0090	43,79	0,001 009 4	16,20	183,3	2580	2397	0,6225	8,186
0,010	45,84	0,001 010 3	14,68	191,9	2584	2392	0,6492	8,149
0,012	49,45	0,001 011 9	12,35	207,0	2591	2384	0,6966	8,085
0,015	54,00	0,001 014 0	10,02	226,1	2599	2373	0,7550	8,007
0,020	60,08	0,001 017 1	7,647	251,4	2609	2358	0,8321	7,907
0,025	64,99	0,001 019 9	6,202	272,0	2618	2346	0,8934	7,830
0,030	69,12	0,001 022 2	5,226	289,3	2625	2336	0,9441	7,769
0,040	75,88	0,001 026 4	3,994	317,7	2636	2318	1,0261	7,670
0,050	81,35	0,001 029 9	3,239	340,6	2645	2304	1,0910	7,593
0,060	85,95	0,001 033 0	2,732	360,0	2653	2293	1,1453	7,531
0,070	89,97	0,001 035 9	2,364	376,8	2660	2273	1,1918	7,479
0,080	93,52	0,001 038 5	2,087	391,8	2665	2273	1,2330	7,434
0,090	96,75	0,001 040 9	1,896	405,3	2670	2265	1,2696	7,394
0,10	99,64	0,001 043 2	1,694	417,4	2675	2258	1,3026	7,360
0,11	102,32	0,001 045 2	1,550	428,9	2679	2250	1,3327	7,328
0,12	104,81	0,001 047 2	1,429	439,4	2683	2244	1,3606	7,298
0,13	107,14	0,001 049 2	1,325	449,2	2687	2238	1,3866	7,271

F.4. táblázat 1. folytatása

p, MPa	ϑ °C	v'	v''	i'	i''	r, kJ/kg	s'	s''
		m^3/kg		kJ/kg			kJ/(kg·K)	
0,14	109,33	0,001 051 0	1,236	458,5	2690	2232	1,4109	7,246
0,15	111,38	0,001 052 7	1,159	467,2	2693	2262	1,4336	7,223
0,16	113,32	0,001 054 3	1,091	475,4	2696	2221	1,4550	7,202
0,18	116,94	0,001 057 5	0,9773	490,7	2702	2211	1,4943	7,163
0,20	120,23	0,001 060 5	0,8854	504,8	2707	2202	1,5302	7,127
0,22	123,27	0,001 063 3	0,8098	517,8	2711	2193	1,5630	7,096
0,24	126,09	0,001 065 9	0,7465	529,8	2715	2185	1,5929	7,067
0,26	128,73	0,001 068 5	0,6925	549,9	2719	2178	1,621	7,040
0,28	131,20	0,001 070 9	0,6461	551,4	2722	2171	1,647	7,015
0,30	133,54	0,001 073 3	0,6057	561,4	2725	2164	1,672	6,992
0,32	135,75	0,001 075 4	0,5701	571,1	2728	2157	1,695	6,971
0,34	137,86	0,001 077 6	0,5386	580,2	2731	2151	1,717	6,951
0,36	139,87	0,001 079 7	0,5104	588,7	2734	2145	1,738	6,932
0,38	141,79	0,001 081 7	0,4852	596,8	2736	2139	1,758	6,914
0,40	143,62	0,001 083 6	0,4624	604,7	2738	2133	1,777	6,897
0,45	147,92	0,001 088 3	0,4139	623,4	2744	2121	1,821	6,857
0,50	151,84	0,001 092 6	0,3747	640,1	2749	2109	1,860	6,822
0,60	158,84	0,001 100 7	0,3156	670,5	2757	2086	1,931	6,761
0,70	164,96	0,001 108 1	0,2782	697,2	2764	2067	1,992	6,709
0,80	170,42	0,001 114 9	0,2403	720,9	2769	2048	2,046	6,663
0,90	175,35	0,001 121 3	0,2149	742,8	2774	2031	2,094	6,623
1,00	179,88	0,001 127 3	0,1946	762,7	2778	2015	2,138	6,587
1,10	184,05	0,001 133 1	0,1775	781,1	2781	2000	2,179	6,554
1,20	187,95	0,001 138 5	0,1633	798,3	2785	1987	2,216	6,523
1,30	191,60	0,001 143 8	0,1512	814,5	2878	1973	2,251	6,495
1,40	195,04	0,001 149 0	0,1408	830,0	2790	1960	2,284	6,469
1,50	198,28	0,001 153 9	0,1371	844,6	2792	1947	2,314	6,445

p, MPa	ϑ °C	v'	v''	i'	i''	r, kJ/kg	s'	s''
		m^3/kg		kJ/kg			kJ/(kg·K)	
1,60	201,36	0,001 158 6	0,1238	858,3	2793	1935	2,344	6,422
1,70	204,30	0,001 163 2	0,11678	871,6	2795	1923	2,371	6,400
1,8	207,10	0,001 167 8	0,11048	884,4	2796	1912	2,397	6,379
1,9	209,78	0,001 172 2	0,1047	896,6	2798	1901	2,422	6,359
2,0	212,37	0,001 176 6	0,09958	908,5	2799	1891	2,447	6,340
2,2	217,24	0,001 185 1	0,09068	930,9	2801	1870	2,492	6,305
2,4	221,77	0,001 193 2	0,08324	915,8	2802	1850	2,534	6,272
2,6	226,03	0,001 201 2	0,07688	971,7	2803	1831	2,573	6,242
2,8	230,04	0,001 208 8	0,07141	990,4	2803	1813	2,611	6,213
3,0	233,83	0,001 216 3	0,06665	1008,3	2804	1796	2,646	6,340
3,2	237,44	0,001 223 8	0,06246	1025,3	2803	1778	2,679	6,305
3,4	240,88	0,001 231 0	0,05875	1041,9	2803	1761	2,710	6,272
3,6	244,16	0,001 238 0	0,05543	1057,5	2802	1745	2,740	6,242
3,8	247,31	0,001 245 0	0,05246	1072,7	2802	1729	2,769	6,213
4,0	250,33	0,001 252 0	0,04977	1087,5	2801	1712	2,796	6,070
4,2	253,24	0,001 258 8	0,04732	1101,7	2800	1698	2,823	6,049
4,4	256,05	0,001 265 6	0,04508	1115,3	2798	1683	2,849	6,029
4,6	258,75	0,001 272 4	0,04305	1128,8	2797	1668	2,847	6,010
4,8	261,37	0,001 279 0	0,04118	1141,8	2796	1654	2,898	5,991
5,0	263,91	0,001 285 7	0,03944	1154,5	2794	1640	2,921	5,973
5,5	269,94	0,001 302 1	0,03564	1184,9	2790	1604,6	2,976	5,930
6,0	275,56	0,001 318 5	0,03243	1213,9	2785	1570,8	3,027	5,890
6,5	280,83	0,001 334 7	0,02973	1241,3	2779	1537,5	3,076	5,851
7,0	285,80	0,001 351 0	0,02737	1267,4	2772	1504,9	3,122	5,814
7,5	290,50	0,001 367 3	0,02532	1297,2	2766	1472,8	3,166	5,779

F.4. táblázat 3. folytatása

p, MPa	ϑ °C	v'	v''	i'	i''	r, kJ/kg	s'	s''
		m^3/kg		kJ/kg			kJ/(kg·K)	
8,0	294,98	0,001 3838	0,02552	1317,0	2758	1441,1	3,208	5,745
8,5	299,24	0,001 4005	0,02192	1340,8	2751	1409,8	3,248	5,711
9,0	303,32	0,001 4174	0,02048	1363,7	2743	1379,3	3,287	5,678
9,5	307,22	0,001 4345	0,01919	1385,9	2734	1348,4	3,324	5,648
10,0	310,96	0,001 4521	0,01803	1407,7	2725	1317,0	3,360	5,615
11,0	318,04	0,001 489	0,01598	1450,2	2705	1255,4	3,430	5,553
12,0	324,63	0,001 527	0,01426	1491,1	2685	1193,5	3,496	5,492
13,0	330,81	0,001 567	0,01277	1531,5	2662	1130,8	3,561	5,432
14,0	336,63	0,001 611	0,01146	1570,8	2638	1066,9	3,623	5,372
15,0	342,11	0,001 658	0,01035	1610	2611	1001,1	3,684	5,310
16,0	347,32	0,001 710	0,009318	1650	2582	932,0	3,746	5,247
17,0	352,26	0,001 768	0,008382	1690	2548	858,3	3,807	5,177
18,0	356,96	0,001 837	0,07504	1732	2510	778,2	3,871	5,107
19,0	361,44	0,001 921	0,00668	1776	2466	690	3,938	5,027
20,0	365,71	0,002 04	0,00585	1827	2410	583	4,015	4,928
21,0	369,79	0,002 21	0,00498	1888	2236	448	4,108	4,803
22,0	373,7	0,002 73	0,00367	2016	2168	152	4,303	4,591
22,12*	374,15	0,00317		2095		0	4,430	

*Kritikus pont.

Megjegyzés: p nyomás; ϑ forráspont; v fajlagos térfogat; i entalpia; r párolgáshő, s entrópia; $'$ forrásban levő víz; $''$ száraz telített vízgőz.

Túlhevített vízgőz
fajlagos térfogata, entalpiája és entrópiája

p, MPa	ϑ °C	v, m^3/kg	i, kJ/kg	s, kJ/(kg·K)
0,1	100	1,696	2676,5	7,3628
	200	2,172	2875,1	7,8348
	300	2,639	3074,1	8,2162
	400	3,103	3278,0	8,5439
	500	3,565	3487,9	8,8346
0,5	160	0,3836	2767,3	6,8654
	200	0,4250	2855,5	7,0602
	300	0,5256	3064,2	7,4606
	400	0,6172	3271,8	7,7944
	500	0,7109	3483,07	8,0877
2	220	0,1021	2820,4	6,3842
	300	0,1255	3024,0	6,7679
	400	0,1512	3248,1	7,1285
	500	0,1756	3467,4	7,4325
	600	0,1995	3689,5	7,7024
5	270	0,040 53	2818,4	6,0184
	300	0,045 32	2925,4	6,2104
	400	0,057 80	3196,9	6,6486
	500	0,068 53	3433,8	6,9768
	600	0,078 64	3665,4	7,2586
10	320	0,019 24	2782,0	5,7120
	400	0,026 41	3098,5	6,2158
	500	0,032 77	3374,1	6,5984
	600	0,038 33	3624,0	6,9025
15	350	0,011 48	2693,8	5,4450
	400	0,015 66	2977,6	5,8851
	500	0,020 79	3309,7	6,3471
	600	0,024 89	3581,2	6,6776
20	370	0,006 95	2531,3	5,1172
	400	0,009 95	2820,1	5,5578
	500	0,014 77	3240,2	6,1440
	600	0,018 16	3536,9	6,5055

F. 6. táblázat

NH_3 gőztáblázata

ϑ °C	p bar	v' L/kg	v'' m^3/kg	i' kJ/kg	i'' kJ/kg	r kJ/kg	s' kJ/(kg·K)	s'' kJ/(kg·K)
–76	0,0696	1,3668	13,78	59,3	1543,8	1484	2,543	10,073
–74	0,0812	1,3709	11,91	68,1	1547,6	1479	2,588	10,016
–72	0,0946	1,3751	10,33	76,9	1551,3	1474	2,632	9,961
–70	0,1097	1,3794	8,991	85,7	1555,0	1469	2,675	9,908
–68	0,1268	1,3837	7,849	94,5	1558,7	1464	2,718	9,855
–66	0,1461	1,3881	6,872	103,3	1562,4	1459	2,761	9,804
–64	0,1679	1,3925	6,036	112,1	1566,0	1453	2,803	9,754
–62	0,1923	1,3969	5,316	120,9	1569,6	1448	2,845	9,706
–60	0,2196	1,4015	4,695	129,7	1573,2	1443	2,886	9,659
–58	0,2501	1,4060	4,158	138,6	1576,8	1438	2,928	9,612
–56	0,2840	1,4106	3,691	147,4	1580,3	1433	2,968	9,567
–54	0,3217	1,4153	3,286	156,2	1583,8	1427	3,009	9,523
–52	0,3635	1,4200	2,932	165,0	1587,3	1421	3,049	9,480
–50	0,4096	1,4248	2,622	173,9	1590,8	1416	3,089	9,438
–48	0,4605	1,4296	2,351	182,7	1594,2	1411	3,128	9,397
–46	0,5165	1,4345	2,112	191,6	1597,6	1406	3,167	9,357
–44	0,5780	1,4394	1,901	200,5	1600,9	1400	3,206	9,318
–42	0,6453	1,4444	1,715	209,4	1604,2	1394	3,245	9,279
–40	0,7190	1,4495	1,551	218,3	1607,5	1389	3,283	9,242
–38	0,7993	1,4546	1,404	227,2	1610,7	1383	3,321	9,205
–36	0,8868	1,4598	1,275	236,1	1613,9	1377	3,359	9,169
–34	0,9820	1,4651	1,159	245,1	1617,1	1372	3,397	9,133
–32	1,085	1,4704	1,055	254,1	1620,2	1366	3,434	9,099
–30	1,197	1,4758	0,9628	263,0	1623,2	1360	3,471	9,065
–28	1,318	1,4813	0,8798	272,0	1626,2	1354	3,508	9,032
–26	1,449	1,4868	0,8053	281,1	1629,2	1348	3,544	8,999

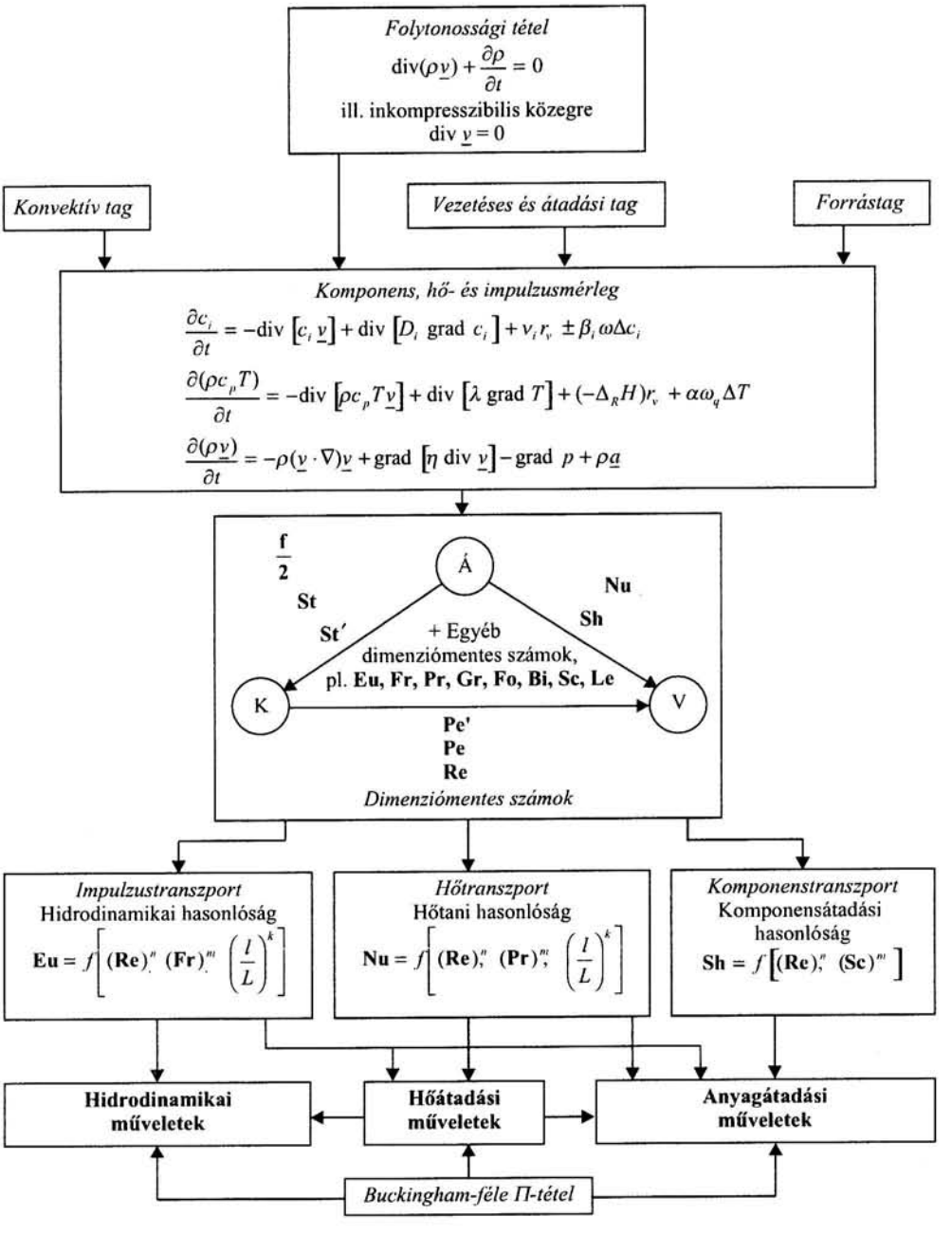
F. 6. táblázat 1. folytatása

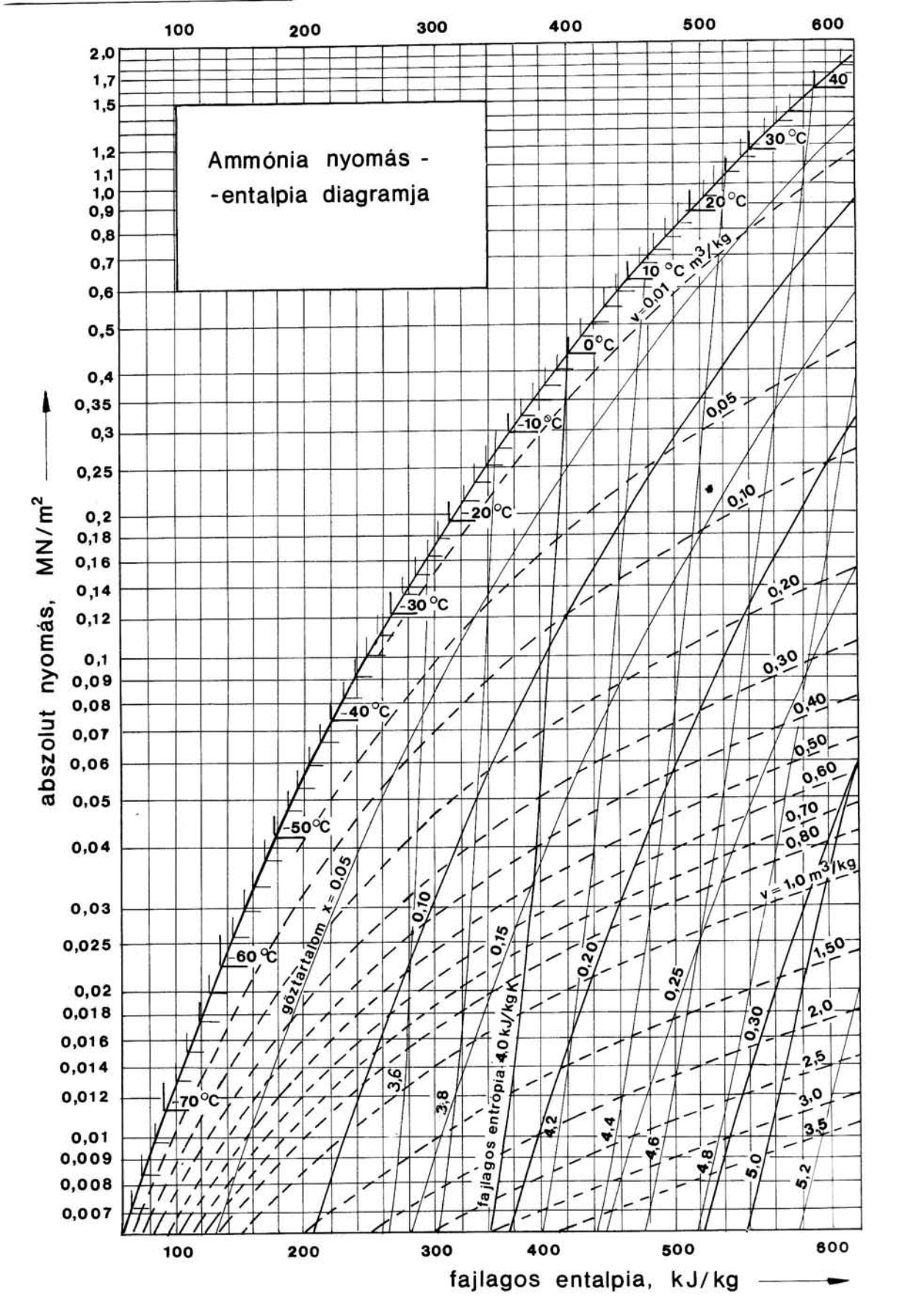
ϑ °C	ρ bar	v' L/kg	v'' m^3/kg	i' kJ/kg	i'' kJ/kg	r kJ/kg	s' kJ/(kg·K)	s'' kJ/(kg·K)
–24	1,590	1,4924	0,7382	290,1	1632,1	1342	3,581	8,967
–22	1,742	1,4981	0,6778	299,2	1634,9	1335	3,617	8,935
–20	1,905	1,5039	0,6232	308,2	1637,8	1329	3,653	8,904
–18	2,080	1,5097	0,5739	317,3	1640,5	1323	3,688	8,874
–16	2,267	1,5156	0,5291	326,4	1643,2	1316	3,724	8,844
–14	2,468	1,5217	0,4886	335,6	1645,8	1310	3,759	8,815
–12	2,683	1,5278	0,4517	344,7	1648,4	1303	3,794	8,786
–10	2,912	1,5339	0,4181	353,9	1650,9	1297	3,829	8,758
–8	3,156	1,5402	0,3875	363,1	1653,4	1290	3,863	8,730
–6	3,416	1,5466	0,3596	372,3	1655,8	1283	3,898	8,702
–4	3,693	1,5531	0,3341	381,5	1658,1	1276	3,932	8,675
–2	3,987	1,5596	0,3107	390,7	1660,3	1269	3,966	8,648
0	4,299	1,5663	0,2892	400,0	1662,5	1262	4,000	8,622
2	4,630	1,5731	0,2696	409,3	1664,7	1255	4,034	8,596
4	4,981	1,5800	0,2515	418,6	1666,7	1248	4,067	8,571
6	5,351	1,5870	0,2349	427,9	1668,7	1240	4,100	8,545
8	5,743	1,5941	0,2196	437,3	1670,6	1233	4,134	8,520
10	6,157	1,6013	0,2054	446,6	1672,4	1225	4,167	8,496
12	6,593	1.6087	0,1924	456,0	1674,2	1218	4,199	8,471
14	7,053	1,6162	0,1803	465,4	1675,8	1210	4,232	8,447
16	7,537	1,6238	0,1691	474,9	1677,4	1201	4,264	8,424
18	8,046	1,6315	0,1588	484,3	1679,0	1194	4,297	8,400
20	8,581	1,6394	0,1492	493,8	1680,4	1186	4,329	8,377
22	9,144	1,6474	0,1403	503,3	1681,7	1178	4,361	8,354
24	9,734	1,6556	0,1320	512,8	1683,0	1170	4,393	8,331
26	10,35	1,6640	0,1243	522,4	1684,2	1161	4,424	8,308

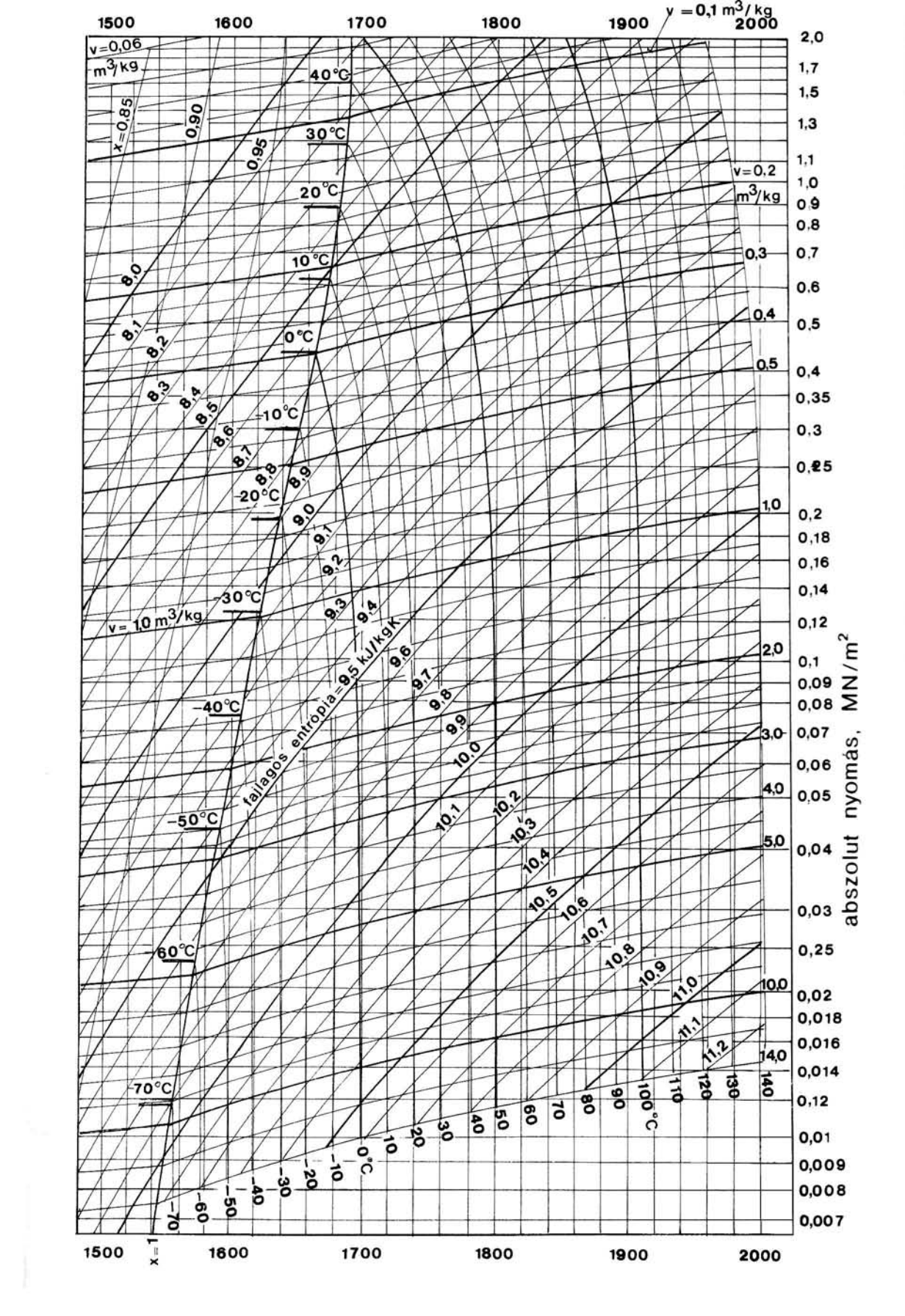
F. 6. táblázat 2. folytatása

ϑ °C	p bar	v' L/kg	v'' m^3/kg	i' kJ/kg	i'' kJ/kg	r kJ/kg	s' kJ/(kg·K)	s'' kJ/(kg·K)
28	11,00	1,6724	0,1171	532,0	1685,2	1153	4,456	8,286
30	11,68	1,6811	0,1105	541,6	1686,2	1144	4,487	8,263
32	12,39	1,6899	0,1042	551,2	1687,1	1135	4,519	8,241
34	13,13	1,6960	0,09839	560,9	1687,9	1127	4,550	8,219
36	13,91	1,7082	0,09294	570,6	1688,6	1118	4,581	8,197
38	14,72	1,7175	0,08785	580,3	1689,2	1108	4,612	8,176
40	15,56	1,7271	0,08308	590,1	1686,7	1099	4,643	8,154
42	16,44	1,7369	0,07862	599,9	1690,0	1090	4,673	8,133
44	17,36	1,7470	0,07442	609,7	1690,3	1080	4,704	8,111
46	18,32	1,7572	0,07049	619,6	1690,5	1070	4,734	8,090
48	19,32	1,7677	0,06680	629,5	1690,5	1061	4,765	8,069
50	20,35	1,7784	0,06332	639,4	1690,4	1051	4,795	8,048
52	21,43	1,7895	0,06006	649,5	1690,2	1040	4,826	8,026
54	22,55	1,8007	0,05698	659,5	1689,9	1030	4,856	8,005
56	23,71	1,8123	0,05408	669,6	1689,5	1019	4,886	7,984
58	24,92	1,8242	0,05135	679,8	1688,9	1009	4,916	7,963
60	26,18	1,8363	0,04877	690,0	1688,1	998	4,946	7,942
62	27,48	1,8489	0,04633	700,3	1687,3	986	4,976	7,921
64	28,82	1,8617	0,04403	710,7	1686,3	975	5,006	7,900
66	30,22	1,8750	0,04185	721,1	1685,1	964	5,037	7,879
68	31,67	1,8886	0,03979	731,7	1683,8	952	5,067	7,858
70	33,17	1,9027	0,03784	742,3	1682,3	940	5,097	7,836
72	34,72	1,9172	0,03599	753,0	1680,6	927	5,127	7,815

A műveletek felépítése




Ammónia nyomás -
-entalpia diagramja
abszolut nyomás, MN/m²
fajlagos entalpia, kJ/kg
100
200
300
400
500
600
2,0
1,7
1,5
1,2
1,1
1,0
0,9
0,8
0,7
0,6
0,5
0,4
0,35
0,3
0,25
0,2
0,18
0,16
0,14
0,12
0,1
0,09
0,08
0,07
0,06
0,05
0,04
0,03
0,025
0,02
0,018
0,016
0,014
0,012
0,01
0,009
0,008
0,007
40
30 °C
20 °C
10 °C
0 °C
-10 °C
-20 °C
-30 °C
-40 °C
-50 °C
-60 °C
-70 °C
v = 0,01 m³/kg
0,05
0,10
0,20
0,30
0,40
0,50
0,60
0,70
0,80
v = 1,0 m³/kg
1,50
2,0
2,5
3,0
3,5
5,2
gőztartalom x = 0,05
0,10
0,15
0,20
0,25
0,30
fajlagos entrópia 4,0 kJ/kgK
3,6
3,8
4,2
4,4
4,6
4,8
5,0


1500
1600
1700
1800
1900
2000
v = 0,1 m³/kg
v = 0,06 m³/kg
x = 0,85
0,90
0,95
40 °C
30 °C
20 °C
10 °C
0 °C
-10 °C
-20 °C
-30 °C
-40 °C
-50 °C
-60 °C
-70 °C
8,0
8,1
8,2
8,3
8,4
8,5
8,6
8,7
8,8
8,9
9,0
9,1
9,2
9,3
9,4
9,6
9,7
9,8
9,9
10,0
10,1
10,2
10,3
10,4
10,5
10,6
10,7
10,8
10,9
11,0
11,1
11,2
v = 1,0 m³/kg
fajlagos entrópia = 9,5 kJ/kgK
v = 0,2 m³/kg
0,3
0,4
0,5
1,0
2,0
3,0
4,0
5,0
10,0
14,0
2,0
1,7
1,5
1,3
1,1
1,0
0,9
0,8
0,7
0,6
0,5
0,4
0,35
0,3
0,25
0,2
0,18
0,16
0,14
0,12
0,1
0,09
0,08
0,07
0,06
0,05
0,04
0,03
0,25
0,02
0,018
0,016
0,014
0,12
0,01
0,009
0,008
0,007
abszolut nyomás, MN/m²
0 °C
10
20
30
40
50
60
70
80
90
100 °C
110
120
130
140
-10
-20
-30
-40
-50
-60
-70
x = 1

Név- és tárgymutató

Névmutató

Abderhalden 478
Allen 89
Almási 978
Altenkirch 516
Altman 975
Antoine 604
Austmeyer 476

Baehr 330
Baker 591
Barth 178
Benedict 614
Bennet 247
Berger 820
Bird 54
Boedecker 870
Boehm 404
Bohnet 89
Bond 253
Bordas 975
Brown 772
Brunauer 869, 872
Brunner 178, 840
Buckingham 81

Calingaert 605
Carman 129
Carré 516
Chao 614
Chilton 560, 587
Colburn 560, 587
Coleby 833
Cottrell 182
Cox 604, 605

d`Arsonval 975
Danckwerts 562
Darcy 102
Davis 605
de Laval 186

Einstein 114, 516
Emmett 872
Euler 55
Evangelidi 778

Fair 772
Faragó 516
Fehér 399
Fejes 187, 192
Fick 45, 543, 982
Fourier 45, 323, 327
Földes 778
Francsics 922, 944
Franz 883
Freundlich 870
Freyburger 235
Friday 696
Fritz 374
Fritze 965

Gänger 978

Geddes 684
Gelperin 375
Gilliland 645
Gishler 954
Grayson 614
Guericke 186

Haggenmacher 283
Hampson 402
Han 614
Hartung 238
Hausen 360
Heller 516, 533
Hengstebeck 684, 685
Hiby 238
Higbie 562
Hirschmann 824
Hukki 253
Humphrey 1000
Huygens 186

Imre 915, 936

Jakob 339, 531
Joule 53

Kaiser 292
Kármán 560
Kaszalovszki 421
Kaszatkin 221
Kerényi 933
Kick 253
Kirkbride 688
Kirpicsov 253
Kondorossy 453
Koros 883
Kozeny 129

Lagrange 55
Langmuir 871
Lavoisier 53
Leva 785
Lienerth 374
Lightfoot 54
Linde 402, 869
Lobo 784
Lockhart 685
Lomonoszov 53
Lüllmann 883

Maiuri 516
Marangoni 563
Mathur 954
Matz 399
Mayer 53
McCabe 634
Merkel 530
Mollier 912
Munters 516
Muschelknautz 178
Müller 819

Németh 954, 958
Nesvadba 418
Newton 45, 59, 323
Nollet 982
Nusselt 370

Oplatka 852
Örvös 399

Pallainé 954
Parti 922, 944
Pasteur 134
Pilhofer 839
Platen 516
Podbielniak 830
Polányi 869, 873
Porter 998
Prandtl 308, 559

Rabek 532

Ramm 778
Rammler 247
Ramzin 912, 915
Raschig 779
Reynolds 67, 557
Rittinger 252
Robert 421
Robinson 614
Rosin 247
Rubin 614

Scheiling 915
Schitkó 252
Schoenbein 982
Seader 614
Sherwood 784
Shukauskas 368
Smith 696
Soave 614
Souders 772
Sourirajan 994
Spangemacher 527, 529, 532
Sperling 247
Starling 614
Steward 54
Stichlmair 839
Stokes 118
Streed 614
Stupin 685

Szakmáry 976
Szász 852
Szilárd 516
Takács 852
Tanny 991
Teller 869, 872
Thiele 634
Torricelli 72
Treybal 820
Turba 958

Ulsamer 369
Underwood 680

Vajda 893
Villányi 165, 271
von Bechtolsheim 186
Vörös 958

Walter 453
Webb 614
Weston 193
Whitman 561, 658
Winn 683
Wirth 877

Zenz 784
Znamenszkij 418
Zogg 216
Zosel 860

Zsigmond 442
Zsigmondy 869, 870, 873, 982

Tárgymutató

abszolút fekete test 319
abszopció minimális folyadékárama 578
abszorberek 741
abszorpció 565, 593
abszorpciós hő 595
abszorpciós hőjelenségek 594
abszorpciós hűtőgép 515
adszorbensek 872
adszorpció 566, 868, 869
aktív szén 875
aktivitási együttható 603
alacsony hőmérsékletű rektifikálás 717
alagútsapka 753
alagútszárító 940
alakténye ző 97
állandó koncentrációk zónája 679
állandó moláris túlfolyás tétele 632
állapotegyenletek és aktivitási együttható modellek 614
állótányér szárító 972
ammónia lg p ~i diagramja 494
analógia 556
analógia a transzportok között 556
Antoine-egyenlet 604
anyagátbocsátás koncentrációprofilja 581
anyagátadás elmélete 541
anyagátadási hasonlóság 553
anyagátbocsátás 565, 580
anyagátbocsátási tényező 583
anyagátvitel ~ tányérhatásfok összefüggés 657
aprítás 252
áramkészülék 118
áramlás kör keresztmetszeti csőben 67
áramlási ellenállás 85, 88, 92
áramlási ellenállás szemcsehalmazban 92
áramlási ellenállás töltött ágyon 92
áramlástan alapjai 53
áramsűrűség 44
Archimedes-szám 80
ASTM 702
átadási áramok 50, 51
átadási elmélet 561
atmoszferikus kontakt szárító 962
atmoszferikus konvekciós szárítók 936
átviteli egység 586, 589
átviteli egység magassága 587
átviteli egységek száma 588
azeotrop elegy 599
azeotrop rektifikálás 709

Baehr-módszer 330
Baehr-nomogram 329
Beattie-egyenlet 615
behatolási elmélet 562
bepárlás 419
bepárlást befolyásoló tényezők 424
bepárló anyag- és hőmérlege 431
bepárló k hőátviteli tényezője 432
bepárlókészülékek 435
bepárló kristályosító 469
Berl-nyereg 97
Bernoulli-egyenlet 66
betáplálás hőállapota 635
betáplálás kettéosztása 735
BET-elmélet 872
biner elegy rektifikálása 630
Bingham-plasztikus fluidum 49
Biot-szám 324
Blake–Kozeny-egyenlet 94, 102

Bollmann-extraktor 850
Bond-elmélet 253
bordáscsöves hőátadás 375
bordáscsöves hőcserélő 401
BP-módszer 694
brikettprés 274
buborékpontgörbe 598
buborékpont-számítás 608
Buckingham-Π-tétel 81, 554
Burke–Plummer-egyenlet 95

Carman–Kozeny-egyenlet 95
Carnot-körfolyamat hatásfoka 345, 488
centrifuga jelzőszáma 187
centrifuga típusok 190
centrifugálás 186
centrifugális extraktor 830
Centri–Therm-bepárló 443
ciklon 177
Clausius–Rankine-körfolyamat 343
CO_2 hőmérséklet~entrópia diagram 337
Cottrell-szűrő 182
Cox-diagram 606
cukorfőzés 472
cukorfőző torony 476
cukorlé színtelenítése 886
cukor~víz rendszer 457

csavarkompresszor 505
cseppfogó 185
csigás centrifuga 197
csigás prés 163
csoportelmélet 39
cső a csőben hőcserélő 397
csőkanyar 363, 366
csőkígyók 396
csőköteges hőcserélők 382
csőosztás 390
csőpászmás hőcserélő 409
csősúrlódási tényező 86, 87

dagasztók 235
Dalton-törvény 598
Darcy-egyenlet 102
DDS-extraktor 851
de Smet-extraktor 849
dekantáló 198
derítő centrifuga 202
derítő és emulzióbontó centrifugák 202
destrakció 859
deszorpció 594, 595
deszorpció melegítéssel 596
desztilláció 565, 597
desztilláció mint csatolt folyamat 720
dezintegrátor 261
differenciális (vagy egyensúlyi szakaszos) desztilláció 618, 621
diffúzió 542
diffúzió és konvekció 546
dilatáló fluidum 50
dimenzió 40
dimenzióanalizis (keverésnél) 218
dimenzióanalízis 77, 81, 85, 218, 315, 554
dimenziómentes számok 31, 32
diszmembrátor 261
dobszárító 948
Dorr-kád 115
Drall-csöves szárító 965
drazsírozó gép 277
Druvatherm-szárító 969
dugattyús hűtőgépkompresszor 501
duplikátorok 394

EFV 702
egyenáram, ellenáram, keresztáram 352, 355
egyenáramú szárító 922

egyenértékű átmérő 94
egyensúlyi $\varphi \sim W$ diagram 895
egyensúlyi arány 601
egyensúlyi fázisok relatív mennyiségének számítása 608
egyensúlyi forráspontgörbe 702
egyensúlyi vagy $y \sim x$ diagram 600
egyfokozatú egyensúlyi egység 569
egyirányú diffúzió 542, 547
egységesebb hajtóerő-eloszlás 726
egyszerű desztilláció 618
ekvimoláris ellenáramú diffúzió 543
ekvimoláris szembediffúzió 542, 543
ellenállás kör keresztmetszetű csőben 85
ellenáramú extrakció 812, 859
elméleti fokozat 571
elméleti tányér 629
elméleti tányérnak megfelelő kolonnamagasság 656
elméleti tányérszám 644
elméleti tányérszám közelítő számítása 677, 680
elméleti tányérszám short-cut számítása 644
előtörés 253
elpárologtató 507
elpárologtató kristályosító 464
emisszióképesség 320
energia formula 67
energiafogyasztás csökkentési módszerei 725
energiaintegrációs tervezés 720
Engler-desztilláció 702
entalpia ~ összetétel diagram 651
entalpiadiagramok 340, 486
Ergun-képlet 95
ESA-művelet 566
Euler-egyenlet 65, 66
Euler-szám 77
expanziós bepárló 452
extenzív mennyiség 42
extenzív mennyiségek transzportja 42
extrakció 565, 798
extrakciós oszlopok 823
extrakciós szerkezetek 820
extraktív desztilláció 711

Fábry-féle rácstányér 766
Fair-féle diagram 773, 774
fajlagos hűtőteljesítmény 496
fajlagos töltetfelület 93
fajtázás 278, 290
Fanning-egyenlet 85
Favorit aknás szárító 939
fázisdiagram 335
fázisegyensúly 567
felépítéses granulálás 276
felületmegújulási elmélet 562
fenomenológiai egyenlet 45
Fenske-egyenlet 641
ferdelapos ülepítő 116
Fick-törvény 546
Fick-törvény 46, 543, 549
Field-csöves hőcserélő 400
fi-fi módszer 614
filmbepárló 442
filmelmélet 561
Filtermat-szárító 960
fizikai abszorpció 594
flash (vagy folyamatos egyensúlyi) desztilláció 618, 619
florenci edény 117
flotálás 296
Flottweg-féle trikanter 200
fluidizáció 98
fluidizációs agglomeráló 278
fluidizációs szárító 952
fluidum 42
fojtásos hűtőciklus 490

fokozatos közelítés iterációs módszerei 692
folyadékforralás 373
folyadékáthordás 657
folyadékderítés 889
folyadékelegy szétválasztása 883
folyadék-folyadék extraktor fokozatszáma 805
folyadékporlasztás 267
folyékony levegő szétválasztása 717
folytonos érintkeztetésű oszlop 586
folytonos szűrés 128
folytonossági tétel 55
fordított ozmózis 994
forgórekeszes örvények 564
források 50
forráspontátlapolás 707
forráspontdiagram 598
forráspont-emelkedés 427
forrásponthézag 707
forrásponti és egyensúlyi görbék 597
Fourier-törvény 45, 325
Fourier-egyenlet 325
Fourier-szám 324
frakcionált desztilláció 627
Froude-szám 77
fugacitási együttható 603
fúvókás szeparátor 211
fűtés hőközvetítő közeggel 346

Galilei-szám 80
gamma-fi módszer 614
gázabszorpció 563, 565, 593
gázcentrifuga 187
gázdiszpergálás 240
gázelegy-szétválasztás 880
gázmosó 184
gázok hősugárzása 323
gázpermeáció 997
GEA–Wiegand-féle bepárlótípusok 436
gejzíres szárító 954
geometriai hasonlóság 83
Gibbs-féle fázistörvény 334
Gibbs-féle fázisszabály 334, 568
Gilliland-korreláció 644–646
golyósmalom 262
gőz-folyadék egyensúly 597, 612
gőzsugárhűtőgép 524
gőzsugárszivattyú 519
grafit hőcserélő 409
granuláló 272
Grashof-szám 80, 318
Guinard egyenáramú dakenter 201
gyűrűszelepes rácstányér (Fábry-féle tányér) 766
gyűrűszelepes tányér 766

H_2O entalpiadiagramok 341, 342
Hagen–Poiseuille-egyenlet 70, 85
hajtóerő 44
hámozó centrifuga 193
hámozótárcsa 205
Hampson-hőcserélő 402
harangsapka 753
harmatpontgörbe 598
harmatpontszámítás 608
háromszögdiagram 799
hasonlóság 75, 553
hasonlóságelmélet 75
hasonlósági kritérium 76
határfelületi jelenségek 563
határréteg-elmélet 563
Heller–Forgó-féle hűtőtorony 534
hengeres szárító 963
hengeres törő 258
Henry-állandó 568, 615
Henry-törvény 569, 577
heterogén azeotrop elegy 599
HETP 656, 747, 789

hézagosság 93
Hickman-készülék 714
hidrátok, kristályvíz 459
hidraulikus átmérő 362
hidrociklon 294
hidrodinamikai hasonlóság 75, 84
higroszkópos anyag 896
hiperszűrés 994
homogenizáló gépek 241
homokronitási kritérium 79
homokszűrő 138
hőátadás csőben 360
hőátadás csőköteges hőcserélő köpenytérben 364
hőátadás fázisváltozás közben 370
hőátadás fázisváltozás nélkül 358
hőátadás keverős készülékben 378
hőátadási tényező 308
hőátbocsátás 309
hőátbocsátási tényező 309
hőátvitel 350
hőátvitel elmélete 303
hőcserélők 379
hőcserélők alapegyenletei 351
hőcső 414
hőhordozók 333
hőkaszkád elemzés 727
hőkínálat-számítás 729
hőkonvekció 350, 357
hő-mérlegegyenlet 312
hősugárzás 318
hőszivattyú alkalmazása 739
hőtani dimenzióanalízis 315
hőtani hasonlóság 313
hővezetés 303, 304
hővezetés tényező 304
HTU 587
hűtés 483
hűtés jéggel 485
hűtő Carnot-ciklus 487, 489
hűtőgépek 487
hűtőközeg entalpiadiagram 486
hűtőkristályosító 465
hűtősólé, hűtőoldat 483
hűtőtorony 527

$i \sim x$ diagram 911
ifj. Fábry–Manczinger-féle töltet 794
ifj. Fábry–Manczinger-féle töltet (a könyvborító lapján)
illékonyság 601
impulzus-mérlegegyenlet 59, 64, 65, 69
ingacentrifuga 191
instacionárius hőátvitel 323
instacionárius hővezetés 323
ioncsere 566
irreverzibilis keveredések csökkentése 725
iszaplepény 123
ívszita 293
izzasztás és mosás 482

j-faktor 560
j-faktor-analógia 560
k hőátvitel együttható 356
kalapácsos törő 260
kamrás centrifuga 202
kamrás szűrőprés 140
kapartfalú hőcserélő 398
Kármán-összefüggés 560
káros entrópiatermelés forrásai 723, 725
Karr-féle oszlop 828
KCl~NaCl~H_2O rendszer 463
Kebizuta-tányér (Krekács-féle tányér) 768
kemoszorpció 594
kényszerkonvekció 304, 360, 363
keresztáramú extrakció 809, 858
keretes szűrőprés 139

kétnyomásos rektifikálás 708
kettős Linde-oszlop 719
keverés 213
keverés hasonlósága 103
keverő teljesítményszükséglete 214
keverőkondenzátor 416
keverőtípusok 224
keverő-ülepítő extraktor 831
kifolyás tartályból 71
kihajtás 572, 573
Kirchhoff-törvény 320
Kirpicsov–Kick-elmélet 253
kolonna 628
kolonnanyomás kiválasztása 676
kolonnaszerkezetek 746
komplex 76
komplex elegy frakcionálása 701
komponensátadási tényező 551
komponens-mérlegegyenlet 551
komponens-mérlegegyenlet megoldása 697
kompresszoros hűtőgép 487
koncentráció-hajtóerő 582
kondenzátor 510
kondenzedény 449
konóda 803
kontinuitási tétel 55
konvekció 546
konvektív anyagátadás 549
konvektív áram 43
konvektív hőátadás 307
Kováts-féle szárító 947
kőolajipari desztillálóüzem 704, 706
körüláramlott test ellenállása 88
közbenső hőforgalmazás 738
közegellenállási tényező 88, 90
közepes hőmérséklet-különbség 354
Kremser-egyenlet 572
kristályképződés 460
kristályosítás 456, 566
kristályosító bepárló 440
kritérium 76
kritikus Reynolds-szám 68
kulcskomponens 678
kúpos centrifuga 196
különleges desztillációs módszerek 708
külső hőforgalom csökkentése 735

lamináris áramlás 67
Langmuir-egyenlet 713
látszólagos viszkozitás 71
légállapot-változások 915
légszér 292
légtelenítés és fűtőgőzvezetés 439
lelépcsőzés 571
lemezes bepárló 447
lemezes hőcserélő 404
lényerés 162
lepárlás 597
lépték 75
Lewis-feltétel 632
logaritmikus közepes hőmérséklet-különbség 310
lokális megváltozások 50, 51
lüktetéses oszlop 828

magassági formula 67
Marangoni-féle instabilitás 563
matricás prés 269
maxwelli fluidum 50
McCabe–Thiek-módszer 634
McCabe–Thiele-féle tányérszám-számítás 630
megmaradási törvények 53
membránmodulok 984
membránok jellemzése 982
membránszeparáció 987
membránszeparációs alkalmazások 998
membránszeparációs berendezések 1001

membránszétválasztó műveletek 980
membránszűrés 987
méretcsökkentés 244, 252
méretnövelés (keverőknél) 222
méretnövelés (tömörítés) 268
Merkel-féle elmélet 530
mérlegegyenlet 53, 55, 59, 65
mérlegegyenletek 53
mérlegek általános alakja 52
mérőszám 38
mértékegység 38
merülőégős bepárló 451
mikrogejzíres-fluidizációs szárító 954
mikroszűrés 987
minimális elméleti tányérszám 682
minimális refluxarány 641, 680
minimális tányérszám 640
modellelmélet 77, 78, 313, 553
Mogensen-szita 296
molekuláris desztilláció 713
molekulaszita 872
Moody-diagram 87
MSA-művelet 566
multieffekt elv 735
munkavonal 630
Murphree-féle tányérhatásfok 655, 700
műszaki mértékrendszer 39
műveleti egység 37
művelettan alapfogalmai 35

nagy viszkozitású anyagok keverése 234
nanoszűrés 989
Navier–Stokes-tétel 59, 64
nedves anyagok száradási folyamata 921
nedves és száraz hűtőciklus 495
nedves fajtázás 292
nedves levegő 905
nedves levegő, Mollier-diagram 912
nedvesítési tényező 588
nem elegyedő áramok 571
nem kulcskomponensek eloszlása 684
nemnewtoni fluidum 48
Nernst-féle megoszlási hányados 803
Newton súrlódási törvénye 46
Newton-féle lehűlési törvény 307
Niessner-készülék 449
Nikuradze-összefüggés 71
NTU 588
nuccs 137
Nusselt-szám 314
Nusselt-kondenzáció 370

nyomás ~ entalpia diagram 492
nyomás változtatása 735
nyomáscsökkentéses deszorpció 596
nyomásesés lamináris áramlásnál 94
nyomásesés turbulens áramlásnál 95
nyomásformula 66
nyomóerő 62
nyomószűrő 143

oldhatósági görbék 458
oldószerek 819, 855, 862
oldószer-regenerálás 595
oldószerválasztás abszorpciónál 594
oldószer-visszanyerés 879
olvadékkristályosítás 477
optimális betáplálás 638
optimális betáplálási tányér 688
optimális refluxarány 644
optimális refluxarány integrált rendszernél 740
Ostwald–de Waele-modell 49
osztályozás 278

ömlesztett töltetek 780
önürítő szeparátor 208
őrlés 265
összenyomható szűrőlepény 127

Paddy-asztal 289
párakompresszió 453
párolgáshő 339
Péclet-szám 314, 553
permeáció 980
pervaporáció 996
pinch-hőmérséklet 728, 729
pneumatikus szállítás 98
pneumatikus szárító 957
Podbielniak-féle extrakciós centrifuga 831
pofás törő 254
Ponchon–Savarit-eljárás 652
ponthatásfok 656
porkamra 174
porlasztó szárító 958
porleválasztás 166
porok keverése 236
porszűrő 168
Prandtl-analógia 559
Parndtl filmelmélete 308
Parndtl-szám 315
PROABD-kristályosító rendszer 479
pszeudoplasztikus fluidum 49
pszichrométer 897
Pulsex-extraktor 830
pulzáló centrifuga 195
Pzillas-prés 275
q-vonal 637

rácstányér 762
Ramén-hőcserélő 404
Raoult–Dalton-törvény 602
Raoult-törvény 598
Raschig-gyűrű 97
Rayleigh-egyenlet 623
rázószita 281
RDC-oszlop 825
reaktív desztilláció 715
refluxarány 639
regenerátorok 410
rektifikálás 626, 630, 664
rektifikálóoszlop 628, 741
rektifikálóoszlop hatásfoka 654
rektifikálóberendezések szabadsági foka 670
rektifikálóoszlop-hőmérleg 650
rektifikálóoszlopok kapcsolása 664
relatív illékonyság 601
rendezett töltetek 787
reológia 48
réteges szűrő 157
reverz ozmózis 994
reverzibilis desztilláló modell 721
revex 413
Reynolds-analógia 557
Reynolds-kísérlet 68
Reynolds-szám 77
rezgőnyelves tányér 767
Rheo-mosó 119
Ribczynski–Hadamard-törvény 819
Rittinger-árok 89
Rittinger-csúcskád 118
Rittinger-elmélet 252
Robert-bepárló 421
Rose-féle összefüggés 602
rosta 280
Rotocell-extraktor 846
Roto–Louvre-szárító 951
RRSB-eloszlás 250

sarjúgőz 420
Scheibel–Jenny-diagram 610
Schmidt-szám 554
Sherwood–Lobo-diagram 783
Sherwood-szám 553
short-cut számítás 644

síkszita 283
SI-mértékrendszer 38
Sorbex-eljárás 886
só-víz rendszer 459
spirállemezes hőcserélő 407
Sprung-formula 898
SR-módszer 695
stacionárius hővezetés 305
Stanton-szám 558
Stefan–Boltzmann-törvény 319, 321
Stefan-egyenlet 547
Stefan-faktor 549, 585
Stokes-féle ülepedési törvény 92, 818
Sulzer-töltet 792
súrlódási erő 63

szabad konvekció 396
szabadsági fok 41, 670
szakaszos rektifikálás 658
szalagos szárító 941
száradás sebessége 899
száradó nedves anyag 891
szárítás 566, 890, 891
szárítóberendezések 933
szárítókamra 937
Szász–Takács (U)-extraktor 852
szekcionkénti tányérszám és refluxarány 707
szekvenciális vagy felbontásos számítás 693
szelektivitás 712, 804
szelepes tányér 757
szélfajtázás 290
szemcseanalízis 245
szeparátor 206
szfericitás 97
szilárd-folyadék extraktor 843
szilikagél 872
szimplex 76
szita 280
szitatányér 754
szolutum 566
szolutummentes moláris tömegáram 576
szorpciós izoterma 870, 895
sztatikus keverők 238
sztrippelés 572
szublimációs szárító 975
szupercentrifuga 203
szuperkritikus extraktor 859
szűkület átfedése 731
szűkületi hőmérséklet 728, 729
szűrés 121
szűrési egyenlet 124
szürke test 319
szűrőkarmantyús (Heinkel) centrifuga 201
szűrőkészülékek 135
szűrőközegek 131
szűrőprés 139

tányérhatásfok 700
tányéros oszlop 629, 741
tányéros oszlopok 751
tányérszám 639, 644
TBP 702
technológiai szabadsági fok 41, 670
teljes reflux 639
terelőlemezek 365, 392
térfogatáram mérése szűkítéses áramlásmérővel 73
természetes konvekció 304
termikus csatolás 737
termikus folyamatok kapcsolata a hőkaszkáddal 730
tervezés és felülvizsgálata az energiaintegráció szempontjából 726
test lehűlése és felmelegedése 327
tixotrop fluidum 50
toló centrifuga 195
toronyszárító 943

többfázisú hűtés 499
többfokozatú bepárlás 422
többfokozatú egyensúlyi egység 570
többfokozatú melegítés 931
többkomponensű elegyek rektifikálása 664
többkomponensű rektifikálás matematikai modellezése 673, 688
többváltozós Newton-módszer 691
töltetes oszlop 629, 741
töltettípusok 779
töltött oszlopok 778
tömegerő 64
tömeg-mérlegegyenlet 55
triőr 285
túlfolyó nélküli tányér 762
túlfolyós szerkezetek 752
túlfolyós tányérok 743
turbinaszárító 944
turbulens anyagátadás 550
turbulens áramlás 67

U-extraktor 853
ultraszűrés 989
Underwood-egyenlet 643

ülepedési határsebesség 91
ülepítés 109
ülepítő 113

vágógépek 266
vákuumdobszűrő 148
vákuumkristályosító 469
vákuumszárító 967
valódi forrásgörbe 702
van der Waals-egyenlet 615
vékony falú folyadéktartály lehűlése és felmelegedése 331
vezetéses áram 43, 44
vezetéses áramsűrűség 45
viszkozitásarány 318
visszakeverés 929
vízérték 332, 352
vízgőz-desztilláció 618, 624
vízgőzzel végzett kihajtás 595
VM-rendezett töltet 794
VM-töltet (ifj. Fábry–Manczinger-féle) 794

Weston-féle függő centrifuga 192
Wien-féle eltolódási törvény 319

Young-féle diagram 770

zónavándorlás és áttörés 877

Zsigmond-féle bepárló 442

2N Newton-módszer 693