Bánvölgyi Szilvia, Galambos Ildikó, Márki Edit, Vatai Gyula

# A pálinkakészítés műveletei és berendezései

Jegyzet
**a Pálinkamester szakmérnök és szaktanácsadó szakirányú továbbképzési szak**
**Budapesti Corvinus Egyetem**
**Élelmiszertudományi Kar**
hallgatói számára

Budapest, 2013

A jegyzetet készítették:

Dr. Bánvölgyi Szilvia, egyetemi adjunktus
Dr. Galambos Ildikó, egyetemi adjunktus
Dr. Márki Edit, egyetemi docens (Szerk.)
Dr. Vatai Gyula, egyetemi tanár

A jegyzet a Budapesti Corvinus Egyetem Élelmiszertudományi Kar,
Élelmiszeripari Műveletek és Gépek Tanszéken készült.

Budapest, 2013. január 7.

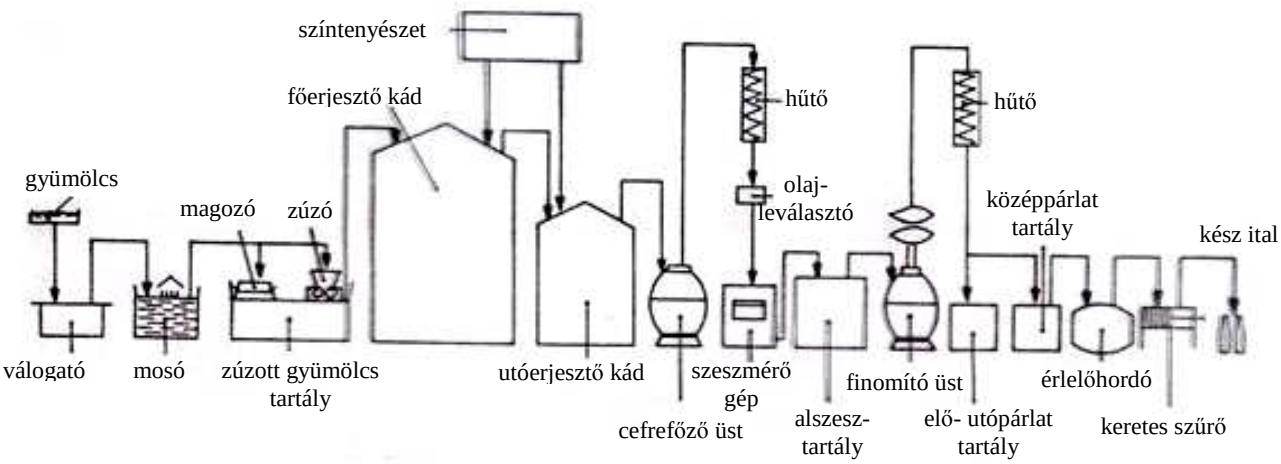
# TARTALOMJEGYZÉK

BEVEZETÉS ... 1
I. MOSÁS, TISZTÍTÁS ... 2
II. APRÍTÁS ... 8
1. Az aprítás energiaigénye ... 8
2. Aprítógépek ... 9
2.1. Az élelmiszeriparban előforduló fontosabb aprítók működési elve ... 9
2.2. Aprított szilárd anyag elválasztása folyadéktól ... 15
III. KEVERÉS ... 16
1. Folyadékok típusai ... 16
2. Keverőtípusok ... 17
3. Keverés méretezése ... 23
3.1. Keverés teljesítményszükséglete ... 23
3.2. Folyadékfelszín keverős tartályban, a Froude szám hatása ... 25
3.3. Keverő gazdaságos fordulatszáma ... 26
3.4. A keverés időigénye ... 26
3.5. Keverős készülék méretének növelése ... 27
IV. SZŰRÉS ... 28
V. FOLYADÉKSZÁLLÍTÁS ... 31
VI. HŐTANI MŰVELETEK ... 36
1. Hővezetés ... 37
1.1. Egyrétegű síkfal hővezetése ... 38
1.2. Többrétegű síkfal hővezetése ... 39
1.3. Egyrétegű hengeres fal hővezetése ... 40
1.4. Többrétegű hengeres fal hővezetése ... 41
2. Hősugárzás ... 42
2.1. Abszolút fekete test ... 42
2.2. Szürke test ... 43
2.3. Kirchoff törvénye ... 43
2.4. Meleg test hőveszteségе ... 43
3. Konvekció (hőszállítás), hőátadás ... 44
3.1. Kényszerkonvekció ... 44
3.2. A hőátadási tényező meghatározása dimenzionál analízissel ... 45
3.3. Néhány példa kritériális egyenletekre ... 47
4. Hőátbocsátás ... 50
4.1. Átlagos hőmérsékletkülönbség ... 53
4.2. Hőcserélőkben kialakuló hőmérséklet profilok ... 54
4.2.1. Egyenáramú hőmérséklet profilok ... 54
4.2.2. Ellenáramú hőmérséklet profilok ... 56
5. Hőcserélő méretezés lépései ... 57
6. Hőtani berendezések ... 59
Hőtani számítási feladatok ... 65
VII. LEPÁRLÁS ... 74
1. A lepárló műveletek és berendezések rövid áttekintése ... 74
2. Gőz-folyadék egyensúly ... 76
2.1. Alapösszefüggések ... 76
2.2. Ideális elegyek ... 77

2.3. Nemideális folyadékfázis, nemideális gőzfázis ... 79
2.4. Korlátoltan elegyedő rendszerek ... 79
2.5. Többkomponensű elegyek ... 79
2.6. Komplex elegyek ... 81
2.7. Gőz-folyadék egyensúlyi adatforrások ... 81
3. A folytonos lepárlás elméleti alapjai ... 82
3.1. Folytonos egyensúlyi desztilláció ... 82
3.2. Folytonos rektifikálás ... 85
3.2.1. A rektifikáló oszlop belső szerkezete, a megválasztás szempontjai ... 85
3.2.2. Rektifikáló berendezés elemei ... 89
3.2.3. Rektifikáló berendezés működése ... 90
3.2.4. A refluxarány lehetséges értékei ... 99
3.2.5. Kétkomponensű elegyek elméleti tányérszámának meghatározása ... 101
3.2.6. Töltött oszlopok ... 101
3.2.7. Lepárló oszlopok szétválasztó-képessége ... 103
3.2.8. Különleges lepárló műveletek ... 105
4. Szakaszos lepárlási műveletek ... 107
4.1. Szakaszos (differenciális, frakcionált) desztilláció ... 107
4.2. Szakaszos rektifikálás ... 110
4.2.1. Szakaszos rektifikálás állandó refluxaránnyal ... 112
4.2.2. Szakaszos rektifikálás állandó desztillátum-összetétel mellett ... 113
Számítási feladatok a lepárlás témaköréhez ... 115
VIII. LABORATÓRIUMI GYAKORLATOK LEÍRÁSA ... 137
1. Differenciális desztilláció ... 137
2. Szakaszos rektifikálás ... 142
IRODALOMJEGYZÉK ... 147

# BEVEZETÉS

A gyümölcspálinka-előállítás folyamatábrája látható az 1. ábrán. A gyümölcs elsőként a válogatóba kerül, hogy csak a jó minőségű alapanyag kerüljön feldolgozásra. A jó minőségű nyersanyag aztán mosás után a magozóba, majd a zúzóba kerül, és a zúzott gyümölcs tároló tartályban gyűlik össze. A főerjesztő kádban adagolnak hozzá színtenyészetet, majd az utóerjesztő kádba kerül (itt is színtenyészet hozzáadása szükséges). A keletkező cefre a cefrefőző üstbe kerül, majd a kétszeri lepárlás és a finomítás után elválasztásra kerül az elő- és utópárlat. A középpárlatot az érlelőhordóban történő tárolás után szűrik, majd csomagolják. Ezen belül a lepárlás művelete a következőkkel jellemezhető:




**1. ábra** A gyümölcspálinka-gyártás folyamatábrája

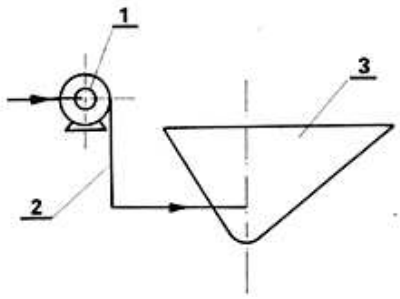
1. Alszesz előállítása gyümölcscefréből
   a. Célja: az alkoholoknak és egyéb illó anyagoknak az elválasztása a nem illó részektől, továbbá az alkoholkoncentráció növelése. Az alszesz kb. 15 – 25 % [V/V] alkoholtartalmú, a lepárlás végén 2 % [V/V] alkoholtartalmú.
   b. A lepárlás során három párlatrészt különítünk el: elő-, közép- és utópárlat. Az előpárlat a szakaszos mennyiség 0,5 – 20 %-a, a középpárlat a szakaszos mennyiség kb. 1/3-a, koncentrációja kb. 50-60 % [V/V]. Az utópárlat kb. 15 – 25 %-a a szakaszos mennyiségnek.
   c. A szétválasztás kizárólag érzékszervileg, szaglás ill. ízlelés útján történik, ezért kellő gyakorlatot kíván.
2. Finomítvány előállítása alszeszből

   Célja: Kellemetlen ízű és illatú anyagok elválasztása, továbbá az alkohol koncentráció növelése.

# I. MOSÁS, TISZTÍTÁS

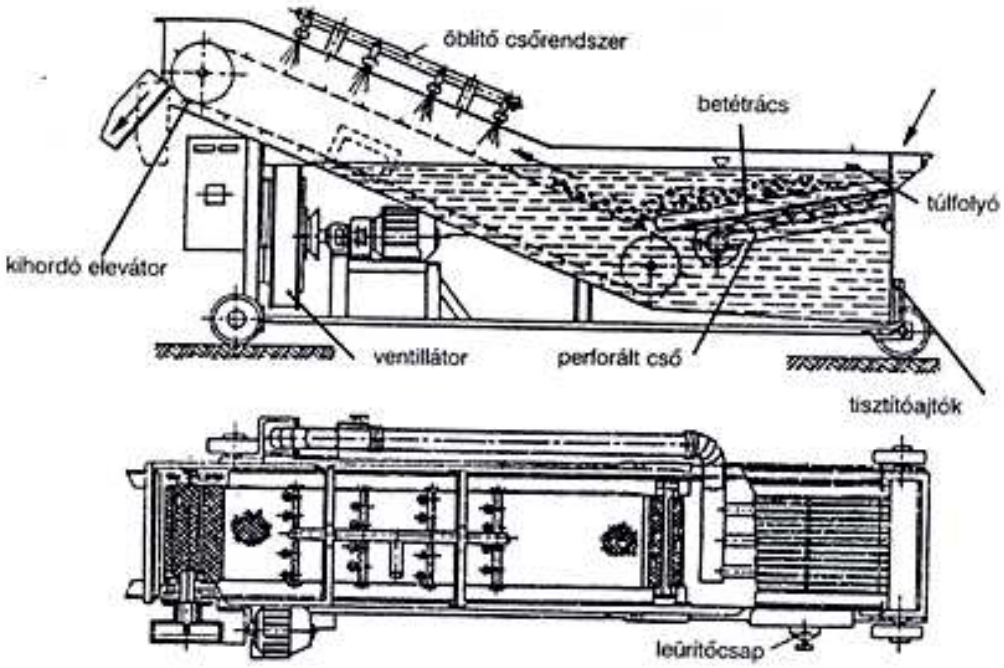
A gyümölcsfeldolgozás során a válogatott termék első lépésben a mosóba kerül. Az 1.1. és 1.2. ábrán látható légbefúvásos mosó fő egységei a mosókád, és a szállítószalagos kihordó. Üzem közben a mosókád vízzel van tele, a vízszintet a túlfolyó határolja be. A terméket egy külön adagolószalaggal folyamatosan adagolják a mosókádba. Ott először víz alá kerül, majd az állítható ferde rácsra jut. A rács alatt levegőelosztó csőrendszer található, amelynek segítségével a ventilátor által szállított levegőt a vízfürdőbe buborékoltatjuk. Ezzel kíméletes, de intenzív mosás érhető el. A víznél nehezebb szennyeződés (homok, kavics) a rácson áthullva a kád alsó részére ülepszik, míg a kisebb sűrűségű anyagok a felszínen úszva a túlfolyón távoznak.

A termék a sodronyhevederes kihordószalagra kerül, ahol a zuhanyzórendszer elvégzi a tiszta vizes öblítést. Így ellenáramú mosás valósítható meg.




1. ventilátor, 2. légvezeték, 3. vályú

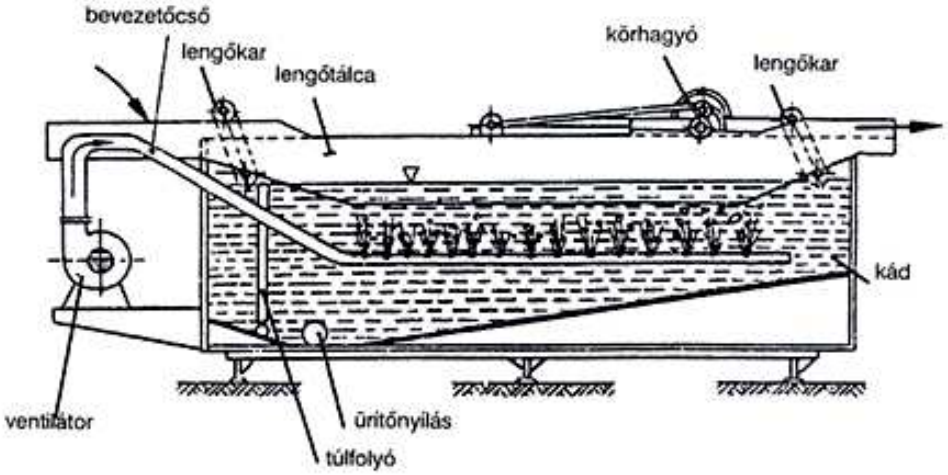
**1.1. ábra** Légbefúvásos mosó vázlata




**1.2. ábra** Légbefúvásos mosó szerkezete és működése

A kényesebb, puha húsú gyümölcsök (pl. szamóca, szeder, málna) mosására fejlesztették ki a lágytermék mosót (1.3. ábra). Ez is a légbefúvásos mosók csoportjába tartozik, de a legkíméletesebb mosás valósítható meg vele.

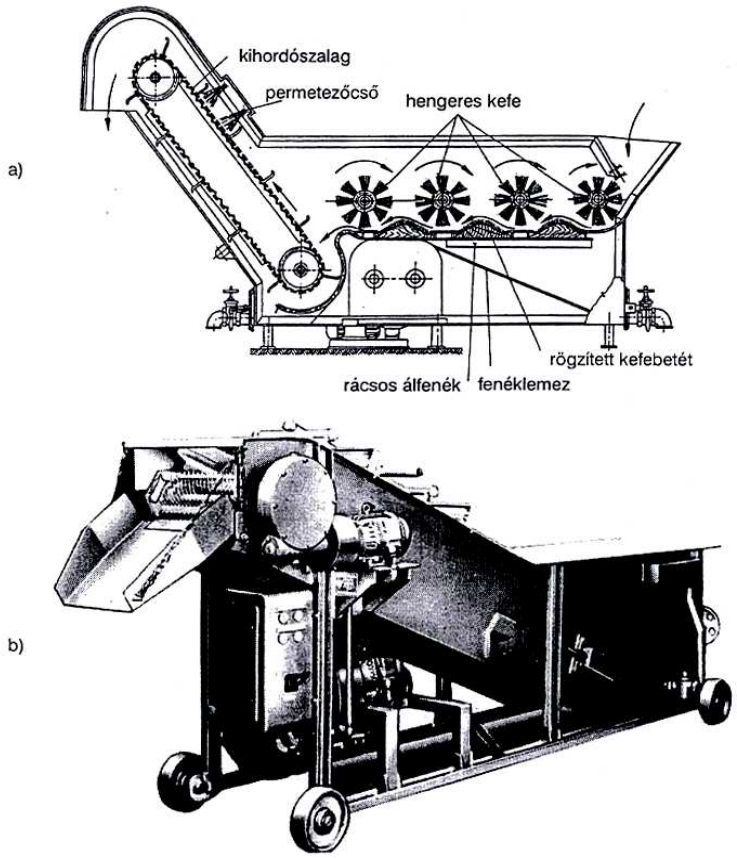
A mosókád oldalfalára lengőkarokkal felfüggesztett, perforált mosótálca vízbe merül, melybe alulról ventilátor segítségével levegőt áramoltatnak. Ez a levegő mozgásba hozza egyrészt a vizet, másrészt a tisztítandó gyümölcsöt. A víz áramlása ill. a gyümölcs mozgása hatására hatékony tisztítás válik lehetővé, míg a nagyobb sűrűségű szennyező anyagok (pl. homok) a kád alján gyűlik össze, és az ürítőnyíláson eltávolítható. A vízszint itt is túlfolyóval szabályozott, míg a termék végső tisztítását tisztavizes zuhanyrendszer biztosítja.




**1.3. ábra** Lágytermékmosó szerkezete és működése

Kemény húsú termékek (pl. őszibarack) mosására az 1.4. ábrán látható forgókefés gyümölcsmosót alkalmazzák.

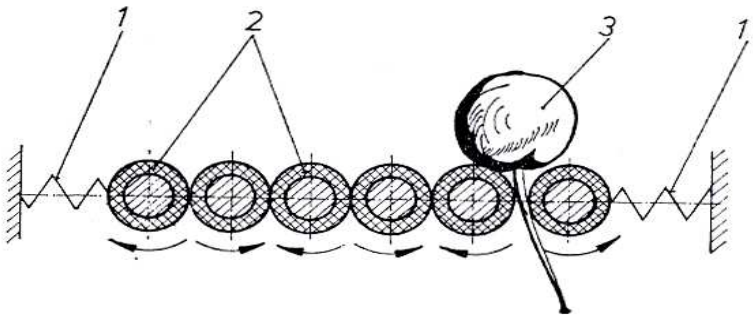
A berendezésben a vízzel töltött mosókád alján a perforált álfenék található, mely álló kefesort tartalmaz. Az álló kefék felett forgó kefék találhatóak, és az álló ill. forgó kefék között halad előre a nyersanyag, ami a garaton keresztül érkezik a mosóba. A mosást egyrészt a kefék dörzsölése biztosítja, ill. az intenzív vízáramlás segíti a szennyeződés eltávolítását, mely egyrészt a túlfolyón keresztül, másrészt a berendezés alján található iszapleeresztő szelepeken keresztül távozik.




**1.4. ábra** Folytonos vízátfolyású forgókefés gyümölcsmosógép a) metszeti, b) nézeti képe

A gyümölcs-feldolgozás során szükséges a száras nyersanyagok (pl. cseresznye, meggy, szilva) szártalanítása, ezt gumihengeres (1.5. ábra) vagy hevederes (1.6. – 1.7. ábra) szártépő alkalmazásával oldják meg.

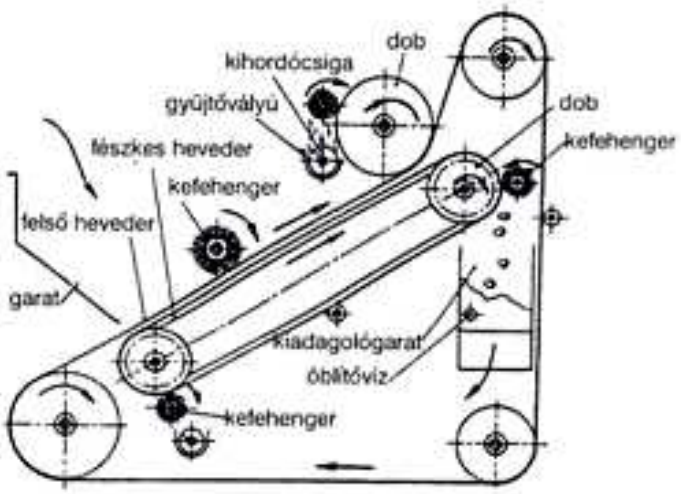
A hengeres szártépő esetén a szártalanítandó termék az adagológaraton keresztül jut egy rétegben a gumihengerekből képzett asztalra. A gumihengerek páronként egymással szemben forognak, és rugók segítségével egymáshoz vannak szorítva (1.5. ábra). Működés során a forgó hengerek a gyümölcsök szárát behúzzák, majd azt a gyümölcsből kiszakítják. Mivel az asztallap a vízszinteshez képest kb. 5 – 8°-os szögben döntött állapotban van, így a már szár nélküli gyümölcs a hengersoron szabadon végiggurulhat, és a gépből távozik. A hengeres szártépő teljesítménye kb. 600 – 800 kg/h, a hengerek fordulatszáma kb. 750 ford/min.



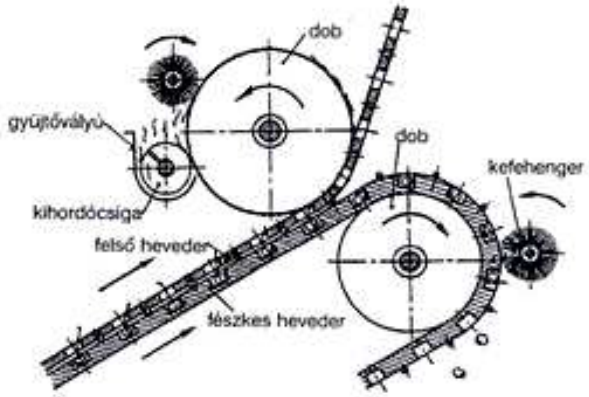

1. rugók; 2. gumihengerek; 3. termék

**1.5. ábra** Szártépő gép vázlata

A hevederes berendezésnél is garaton keresztül érkezik a gyümölcs, az egyenletes eloszlatást itt a hevederekben kiképzett fészkek biztosítják. A heveder felett egy a fészkek nyílásával megegyező méretű nyílásokkal (perforációval) ellátott felső heveder halad. Ennek nyílásán túlnyúlik a gyümölcs szára. A kinyúló szárat a szögben elhajló felső hevederre feszülő tépődob és a heveder között fellépő nyomó-, ill. súrlódási erő tépi ki. A szár a tépődob felületén, míg a szárnélküli gyümölcs a fészekben marad (1.7. ábra). A szárat kefe szedi le a tépődobról, míg a szalag elfordulásakor a szárnélküli gyümölcs kihullik a fészekből. A gép átlagos teljesítőképessége 1,5 – 3 t/h, mely függ a gép méreteitől, ill. a szalag sebességétől.



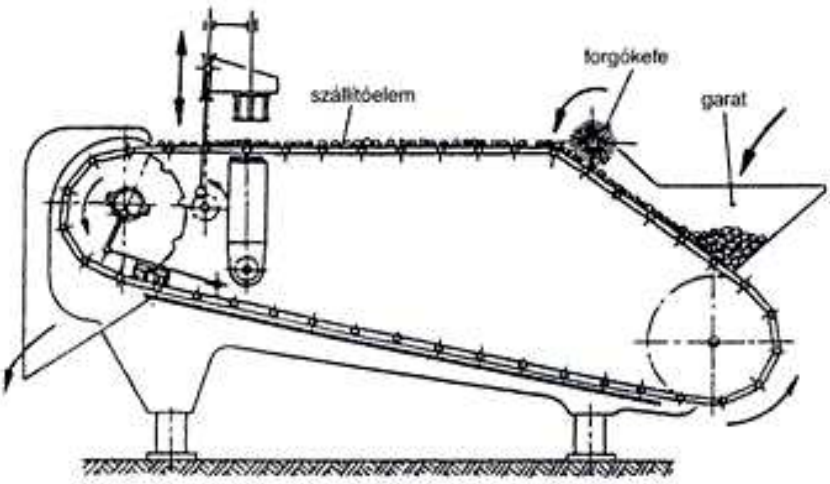

**1.6. ábra** A hevederes szártépő működésének elvi vázlata




**1.7. ábra** A szártépés művelete a hevederes szártépő berendezésen

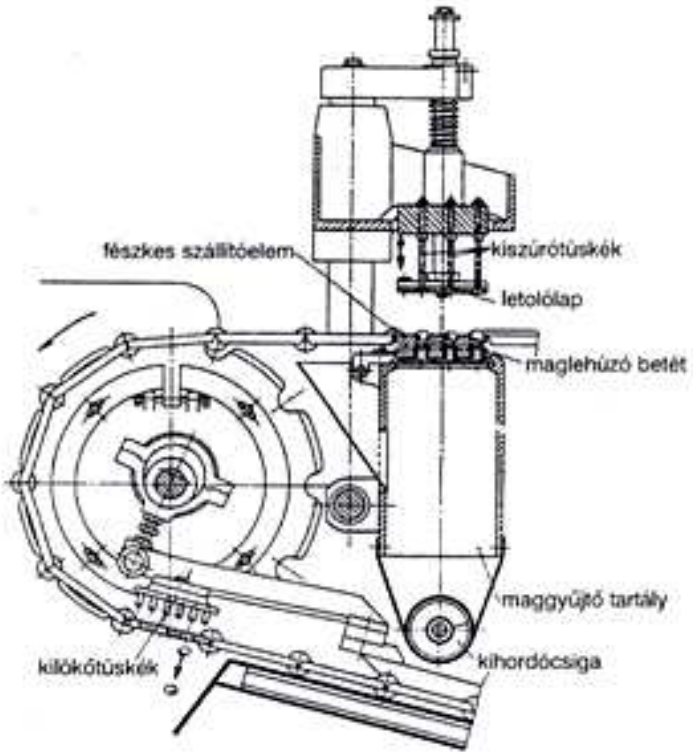
A magozógépek, köztük a kiszúró magozógép (1.8. – 1.9. ábra) mechanikus úton, tolóerő segítségével távolítja el magot az értékes gyümölcshústól.

A terméket (pl. meggy, cseresznye, szilva) a garatba tápláljuk be, onnan a fészkes hevederre érkezik a szár nélküli gyümölcs. A szalagon haladó gyümölcsből a magot a szalag síkjára merőleges síkban alternáló mozgású tüske szúrja ki. Amíg a tüske a gyümölcsbe mélyed, addig a szalag leáll, mivel egyébként a mozgó szalag eltörné a fém tüskét. A szalag mozgását léptető mozgásnak nevezzük.

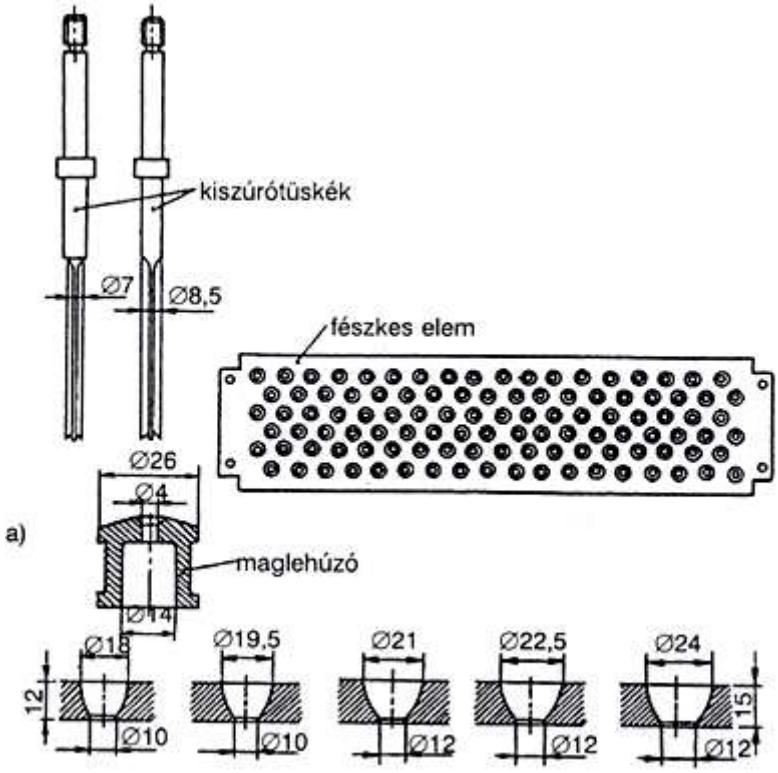



**1.8. ábra** A kiszúró magozógép vázlata

A kimagozott gyümölcs a szalag átfordulásakor kifordul a fészekből, ezt szükség esetén a heveder alsó ágába szerelt kitoló tüskék segíthetik. A kiszúrt mag kihordó csigára hullik, az esetlegesen tüskére tapadt magot maglehúzó betét választja le. A tüskék üteme 22 – 28/min. A kitolótüskék és maglehúzó elemek jellemző méretei az 1.10. ábrán találhatóak.

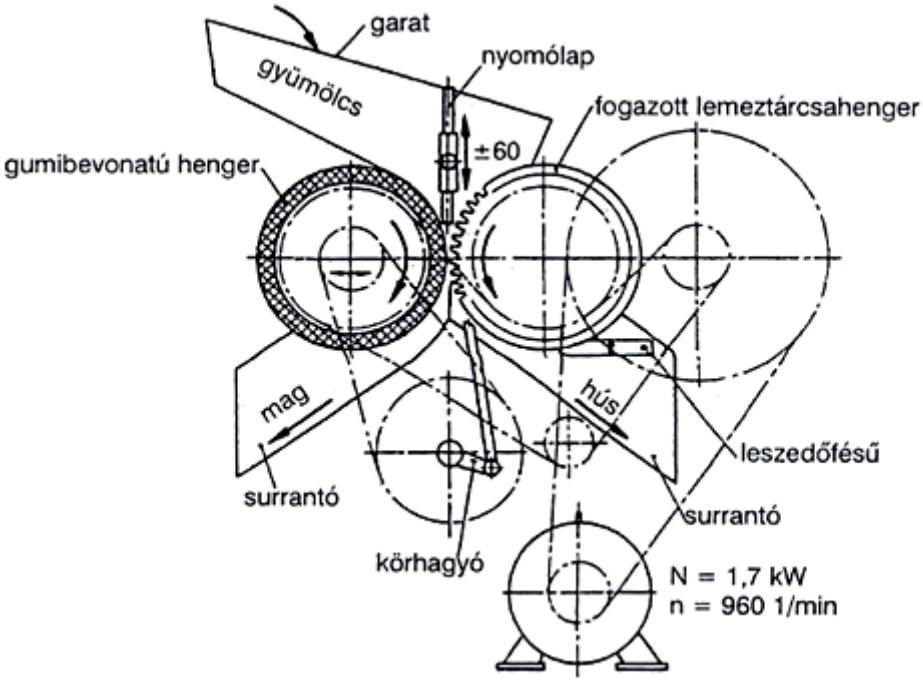



**1.9. ábra** A kiszúró magozógép munkavégző része




**1.10. ábra** Tálca- és tüske kialakítások

Az univerzális magozó (1.11. ábra) esetében is a garaton keresztül érkezik a gyümölcs, mely a gumibevonatú henger és a fogazott lemeztárcsa-henger közé kerül. Itt megtörténik a mag és a hús elválasztása, ezek surrantókon keresztül távoznak a berendezésből.




**1.11. ábra** Univerzális magozó működési vázlata

# II. APRÍTÁS

Az aprítás célja szilárd anyagok szemcseméretének csökkentése. A méretcsökkentés célja lehet a felület növelése, nagyobb reakcióképes felület létrehozására.

Az aprítást elterjedten alkalmazzuk az élelmiszeriparban, pl. gyümölcs darabolása, cukorrépa szeletelése, gabona őrlése, szárított fűszer aprítása, stb.

Az aprítási fok (A) az eredeti kiinduló szemcseméret és az aprított szemcseméret aránya:

$$A = \frac{X_0}{X_V} \tag{2.1.}$$

ahol $X_0$ a kezdeti szemcseméret [m],
$X_V$ a végső szemcseméret [m].

Például egy $X_0$ élhosszúságú kockát vágjunk fel egyforma kiskockákra, melyek élhossza $X_V$. Az aprítás során keletkező kockák száma: $A^3$. Az eredeti kocka felülete: $F_0 = 6 \cdot X_0^2$, a kis kockák összfelülete: $F_V = 6 \cdot A^3 \cdot X_V^2 = 6 \cdot \left(\frac{X_0}{X_V}\right)^3 \cdot X_V^2 = 6 \cdot A \cdot X_0^2$.

Az aprítás során előállított új felület (felület-többlet):

$$F = 6 \cdot A \cdot X_0^2 - 6 \cdot X_0^2 = 6 \cdot X_0^2 (A-1)$$

## 1. Az aprítás energiaigénye

**Rittinger** szerint az aprítás energiaszükséglete az F felület-többlettel arányos (felületi elmélet). A fajlagos (térfogat- vagy tömegegységre vonatkoztatott) aprítási munka:

$$W = c_R \left( \frac{1}{X_V} - \frac{1}{X_0} \right) \tag{2.2.}$$

ahol $c_R$ a Rittinger aprítási állandó. A Rittinger elmélet szerint az aprítási munka és a végtermék szemcseméretének szorzata állandó.

**Kirpicsov** szerint az aprítás energiaszükséglete az eredeti test térfogatával arányos. A fajlagos aprítási munka:

$$W = c_K \cdot \log n = c_K \left( \log \frac{1}{X_V} - \log \frac{1}{X_0} \right) \tag{2.3.}$$

ahol $c_K$ – Kirpicsov aprítási állandó.

A két elmélet eltérésére tekintsük egy 1000 mm szemcseméretű anyag több egymás utáni lépésben történő aprítását 100, 10, végül 1 mm-re. Rittinger szerint az egymást követő lépések energiaigénye rendre tízszerese az előzőnek. Kirpicsov szerint azonban változatlan marad, ami nincs összhangban a tapasztalattal.

**Bond** szerint az energiaszükséglet arányos a keletkező repedések hosszával. A fajlagos aprítási munka:

$$W = c_B \left( \frac{1}{\sqrt{X_V}} - \frac{1}{\sqrt{X_0}} \right) \qquad (2.4.)$$

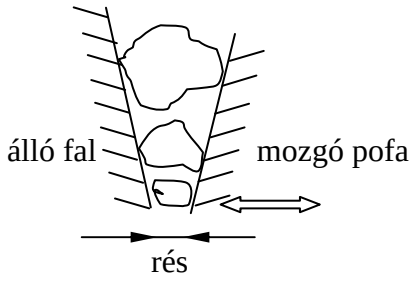
ahol $c_B$ – Bond-féle aprítási állandó.

Az aprítógépek rendkívül nagy energiafogyasztók.

# 2. Aprítógépek

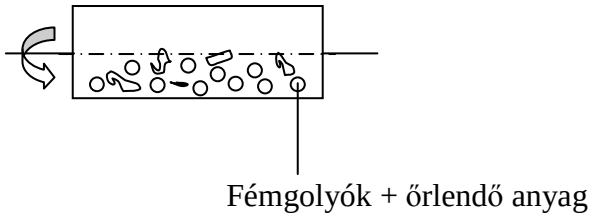
## 2.1. Az élelmiszeriparban előforduló fontosabb aprítók működési elve:

Pofás törő: a lefelé szűkülő törőteret az álló és az alternáló mozgást végző mozgópofa határolja (hasonló elven működik a diótörő). Az aprító nyomással aprít, a pofa nyitásakor a gravitáció hatására az anyag lefelé csúszik, majd újra törik. A résnél kisebb méretű szemcsék alul kihullnak.



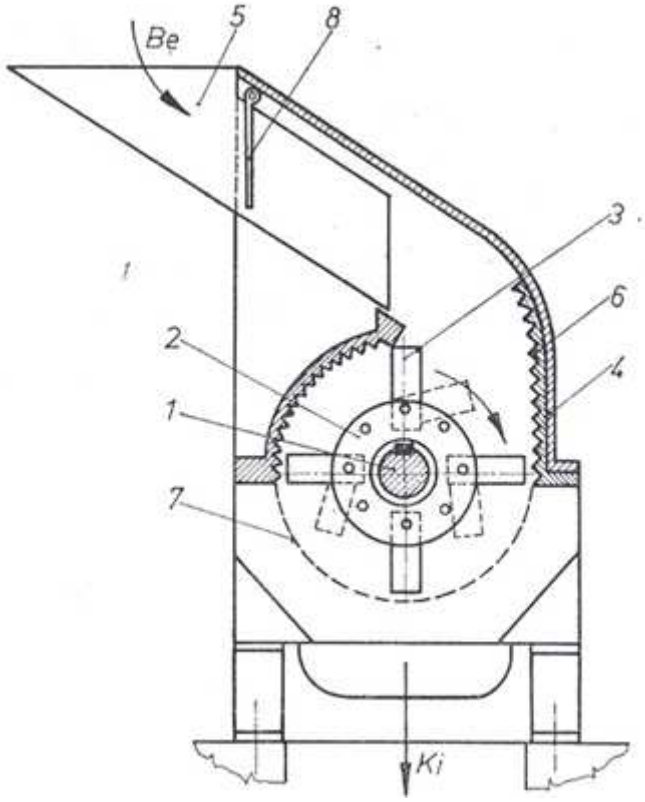

**2.1. ábra** Pofás törő

Golyós malom: Szakaszos működésű, kemény és lágy anyagok, száraz és nedves őrlésére alkalmas, nagyteljesítményű gép. A vízszintes tengely körül forgó hengerben az őrlést szabadon mozgó őrlőtestek (golyók, rudak) végzik




**2.2. ábra** Golyós malom

A szívós, kemény növényi eredetű termékek aprítása mellett velőzésnél, ill. gyümölcsből készült zúzalékképzésnél alkalmazzák a kalapácsos zúzót (2.3. ábra). Zúzó-örlő terében forgó tárcsára csuklósan, csapszeggel vannak kalapácsok rögzítve, ezek a tengely forgása során el tudnak mozdulni. A lengő kalapácsok a nagy (min. 3000 ford/min) fordulatszám következtében fellépő centrifugális erő hatására sugárirányban helyezkednek el a lemezből kialakított házban. Az anyag belépését a garaton keresztül a lengőajtó szabályozza, az aprítás mértéke fokozható a lemezburkolaton belül kiképzett bordázott felülettel. Az aprítás fokát a perforált lemez szabja meg, mivel a berendezést csak a perforáció lyukméreténél kisebb anyag tudja elhagyni.

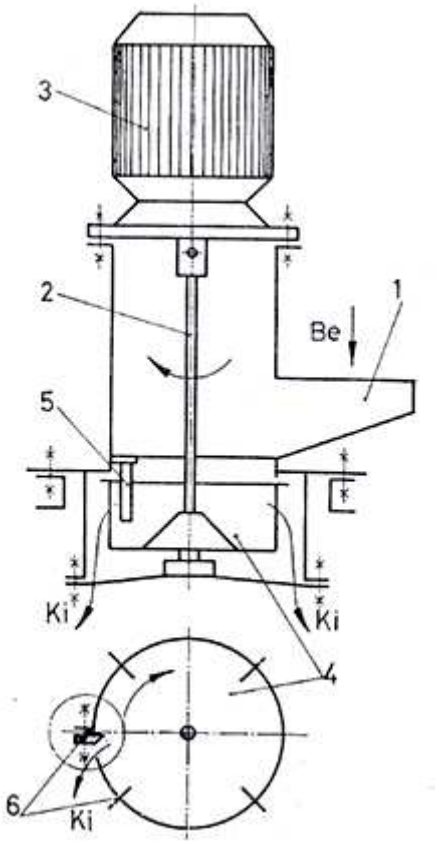



1. tengely, 2. rögzítőagy, 3. kalapácsok, 4. lemezház, 5. garat,
6. bordázott felület, 7. perforált lemez, 8. lengőajtó

**2.3. ábra** Kalapácsos zúzó

Szintén gyümölcsök (pl. alma) aprítására szolgál a gyümölcsmaró gép (2.4. ábra), de míg a kalapácsos zúzónál az anyagot zúzzuk, roncsoljuk, addig ennél a berendezésnél meghatározott felületek mentén történik az anyag vágása.

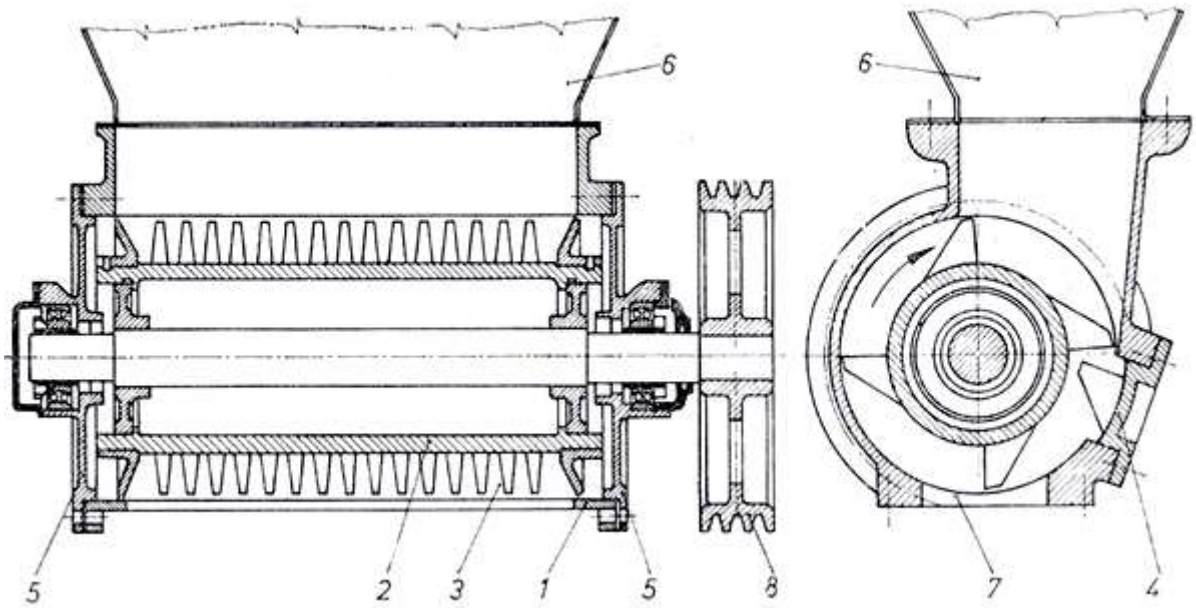
A függőleges tengelyű gép adagológaratján keresztül jut a gyümölcs a késtartó csészébe, ahol min. 1400 ford/min fordulatú fogas kések tárják fel a torló-lapok által megtámasztott terméket. A kések mögötti nyílásokon a centrifugális erő hatására távozik az aprított anyag. Az aprítási fok a marókések számától, kialakításától, méretétől és a késtengely fordulatszámától függ.




1. adagológarat, 2. tengely, 3. elektromotor, 4. késtartó csésze, 5. féklap, 6. kések

**2.4. ábra** Gyümölcsmaró gép kinematikai vázlata

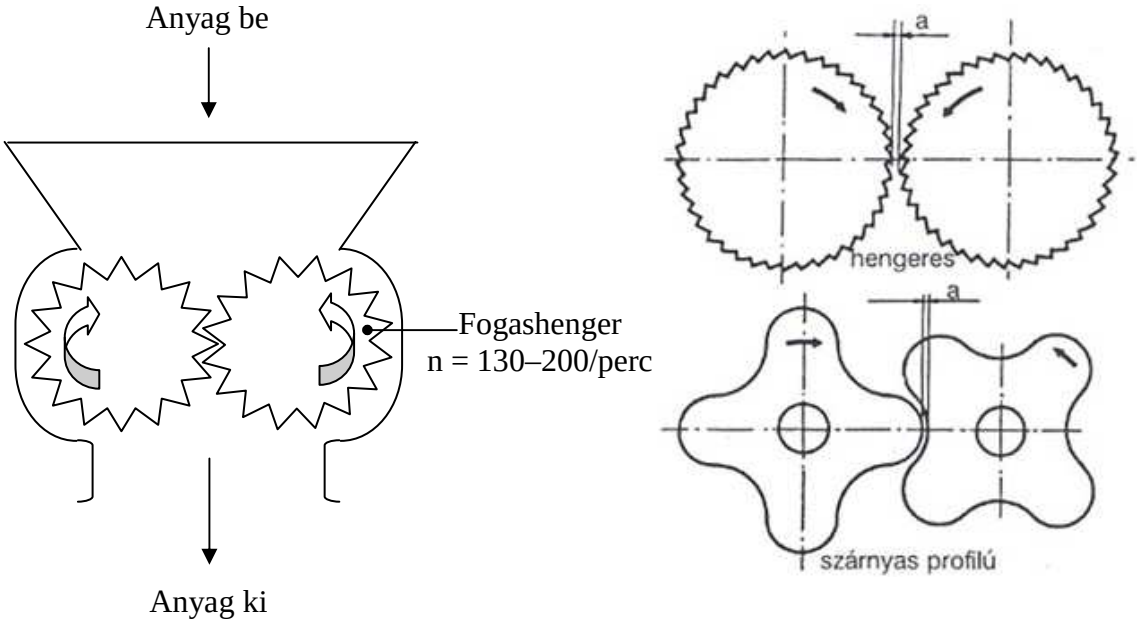
A 2.5. ábrán látható fésűs zúzó szintén az aprítógépekhez tartozik. A hengeres kialakítású házban tengelyre szerelt fogazott dob van. A fogak homloklapja sugárirányú, míg a hátlapja érintő irányú. A fogak fésűs kialakításúak, tehát minden fog után fogárok helyezkedik el. A fogárokba nyúlik a ház palástjára felerősített fésűs tag. A hengeres házat két véglap zárja. Az etetőgaraton keresztül bekerülő terméket a kb. 500 ford/min fordulatszámmal forgó dob az ellentartó fésűs tagon szétroncsolja, a zúzalék az alsó kiadónyíláson keresztül hullik ki a centrifugális erő hatására.




1. hengeres ház, 2. fogazott dob, 3. fogárok, 4. fésűs tag, 5. véglapok,
6. garat, 7. kiadónyílás, 8. ékszíjtárcsa

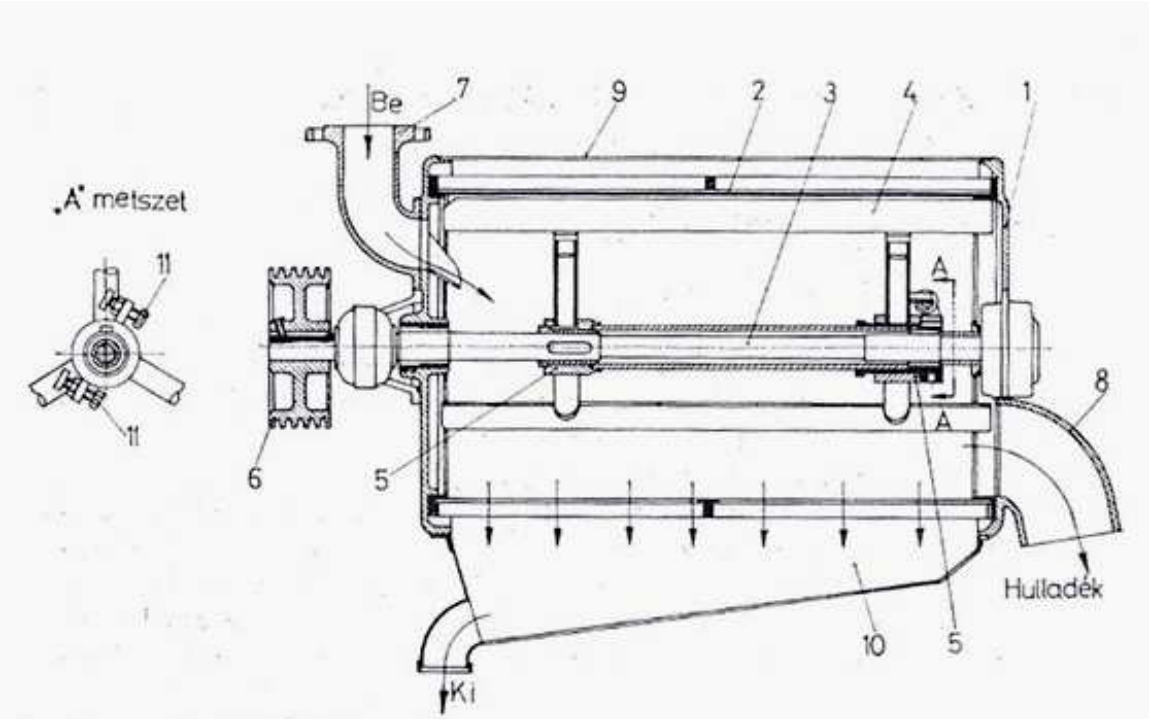
**2.5. ábra:** Fésűs zúzó metszete

Egyszerűbb kialakítású a fogas zúzó, ahol a két, egymással szembeforgó tengelyre szerelt, 6-8 mm vastag tárcsák hozzák létre az aprító hatást. Kétféle zúzóhenger kialakítást tartalmaz a 2.6. ábra.




**2.6. ábra** Zúzógép és zúzóhenger kialakítások

Az áttörőgépek, más néven passzírozók a centrifugális erő segítségével kényszerítik át a gyümölcsök vagy gyümölcszúzalékok lágy részeit egy perforált hengeren, míg a keményebb részek a szita belső felületén maradnak. A 2.7. ábrán található centrifugális áttörő vízszintes tengelyű hengerébe adagolják az előaprított, zúzott anyagot. A hengerbe szitahengert és forgó verőléceket szerelnek. A verőlécek nemcsak ütést mérnek az anyagra, hanem a lécek forgása az anyagot is forgásban tartja. Az áttört termék a kiadónyíláson keresztül távozik a berendezésből.

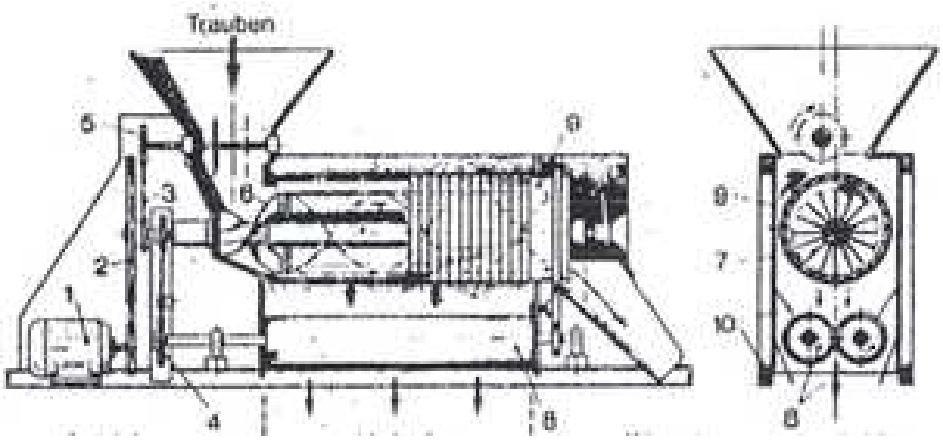



1. fedél, 2. szitahenger, 3. tengely, 4. verőléc, 5. verőlécagy, 6. ékszíjtárcsa, 7. beömlőgarat, 8. hulladékelvezető csonk, 9. lemezburkolat, 10. légyűjtő vályú, 11. verőlécállító csavarok

**2.7. ábra** Centrifugál áttörő

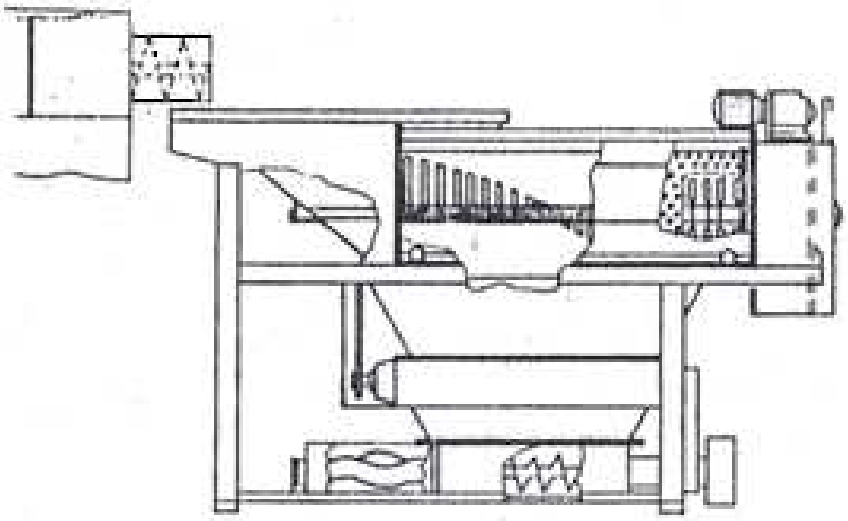
A 2.8. és a 2.9. ábrán két különböző kialakítású bogyózógép (vagy zúzó-bogyózó) látható. A zúzó hengerpár és a csiga nyomóerőt, a verőlécek ütőerőt fejtenek ki a garatba öntött gyümölcsre (elsősorban szőlőre). A súrlódó erő a bogyó dörzsölését eredményezné, ami kerülendő. Az összetett erőhatás következtében mustot és héjat-kocsányt nyerünk.

A zúzó hengerek önálló gépként is alkalmazhatók a szőlő feltárására. A henger felülete általában rovátkázott. A forgó verőlécek a szemek kocsányról való leválasztására szolgálnak. A verőlécek perforált falú vályúban forognak. A lé átfolyik a perforáción, míg a kocsányt az ürítőnyílás felé továbbítják. A csigák ugyancsak a perforált vályúban forognak, egymással ellentétes irányban. A gép alsó gyűjtőtartályából a lé szivattyúval szállítható el.




1. villanymotor, 2. adagoló meghajtás, 3. bogyózó-motolla meghajtó, 4. zúzóhenger meghajtás, 5. adagoló tengely, 6. továbbító egység, 7. tüskéshenger, 8. zúzóhenger, 9. bogyózó-kosár

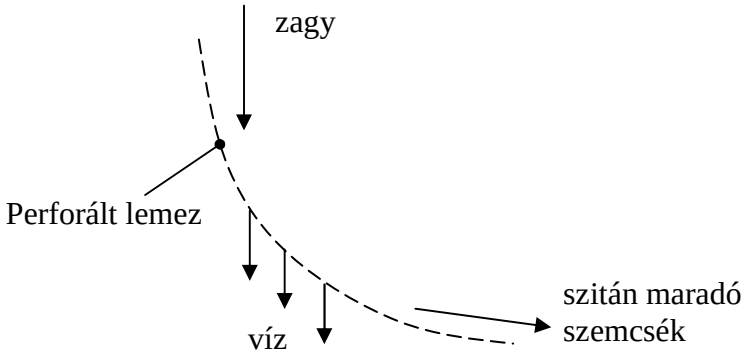
**2.8. ábra** Bogyózógép 1.



**2.9. ábra** Bogyózógép 2.

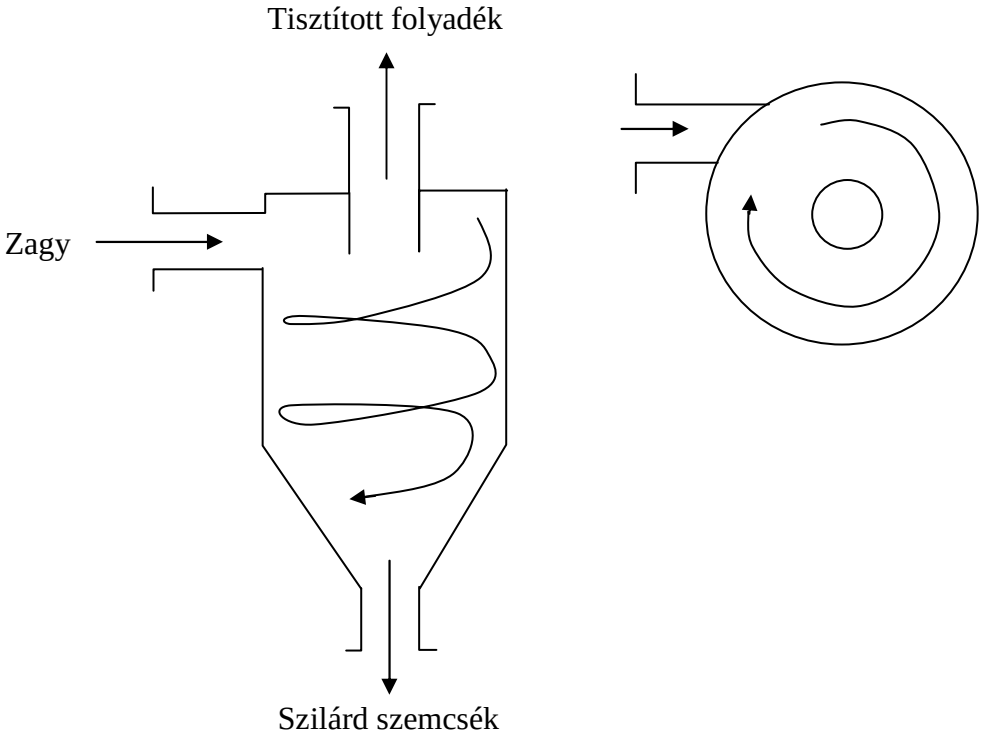
## 2.2. Aprított szilárd anyag elválasztása folyadéktól

Ívszita: Vizes szemcsés anyag szétválasztására, pl. keményítő kinyerésére vízből




**2.10. ábra** Ívszita

Hidrociklon: A szilárd anyagot tartalmazó folyadék nagy sebességgel, tangenciálisan lép be a ciklonba, ahol körpályára kényszerül. A nagyobb sűrűségű szemcsék a centrifugális erő hatására kiülepednek a hidrociklon falára, majd a gravitációs erő következtében fokozatosan lecsúsznak a falon és alul, a kúpos részen a sűrű szilárd anyag elvezethető. A tisztított folyadék csak felfelé tud kilépni a hidrociklonból.




**2.11. ábra** Hidrociklon

# III. KEVERÉS

Keverés során két vagy több, egymástól valamely tulajdonságban eltérő anyagot kényszerített áramlással elegyítünk. A keverési művelet elsődleges célja az alkotórészek minél egyenletesebb eloszlatása. További cél lehet homogenizálás, hőcsere elősegítése, anyagátadás (pl. oldódás) elősegítése, szerkezetkialakítás, emulzió, szuszpenzió készítése, biológiai változások elősegítése.

Keverhetünk gázokat, folyadékokat, illetve szilárd anyagokat, valamint keverhető folyadék gázzal (mechanikai keverővel vagy a gázbuborékok biztosítják a keverést), folyadék folyadékkal, szilárd anyag folyadékkal (szuszpenzióban tartás vagy kiülepedés megakadályozása), szilárd anyag szilárd anyaggal.

## 1. Folyadékok típusai

A kevert folyadékokat csoportosíthatjuk aszerint, hogy hogyan viselkednek a keverés során fellépő erőhatásokkal szemben.

1) **Newtoni folyadék**: a csúsztató feszültség arányos a viszkozitással ($\eta$) és a deformáció sebesség-gradienssel:

$$\tau = -\eta \frac{dv}{dx} \tag{3.1.}$$

Newtoni folyadékok a mérnöki gyakorlatban legtöbbször előforduló közegek: a víz, a levegő, a gázok. Számos olyan folyadék van azonban, amelyeknél a csúsztatófeszültség nem egyenesen arányos a deformáció-sebességgel. Ezeket a folyadékokat nemnewtoni folyadékoknak nevezzük. A nemnewtoni közegekkel a reológia foglalkozik.

2) **Bingham-féle plasztikus folyadék**: az áramoltatás megindításához többletenergia is szükséges ( $\tau_0$ kezdő csúsztató feszültség ). A viszkozitás nem állandó.

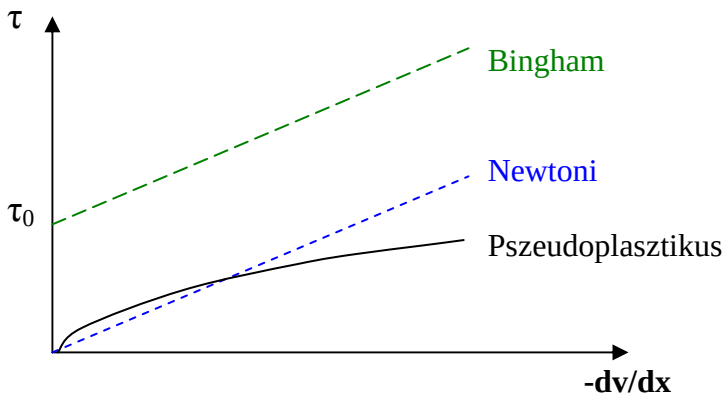
$$\tau = -k \frac{dv}{dx} + \tau_0 \tag{3.2.}$$

A plasztikus folyadékokra általában valamilyen térhálós szerkezet a jellemző, amelynek $\tau_0$ hatására bekövetkező összeomlása után kezd áramlani a közeg. Plasztikus közeg pl. az olajfesték és a fogpaszta.

3) **Pszeudoplasztikus folyadék:** a csúsztató feszültség a sebesség-gradienssel a lineárisnál kisebb mértékben arányos. A viszkozitás nem állandó.

$$\tau = -k\left(\frac{dv}{dx}\right)^n \qquad 0 < n < 1 \qquad (3.3.)$$

Ezek a közegek általában hosszú láncú molekulákat tartalmaznak. E molekulák „elrendeződéséig” a deformáció-sebesség adott növekedéséhez nagy csúsztatófeszültség-változás tartozik, később kisebb.




**3.1. ábra** A kevert folyadékok típusai

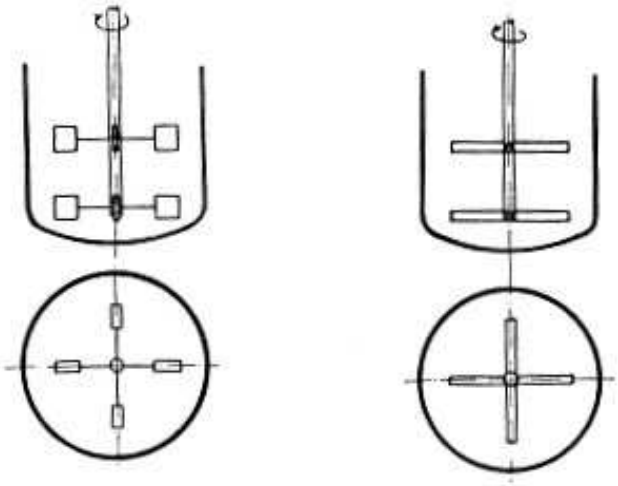
## 2. Keverőtípusok

Nagyon sokféle műszaki megoldás ismert, attól függően, hogy folyadékot folyadékkal, folyadékot gázzal, szilárd anyagot másik szilárd anyaggal stb., vagy pl. nagy viszkozitású Bingham plasztikus anyagot kell keverni. A keverőtípusok kialakításánál döntő jelentőségű, hogy a keverendő anyagok közül a legnagyobb tömegű (térfogatú) legtöbbször folyadékállapotú, melynek viszkozitásától függően különböző keverőkonstrukciók alkalmazása ajánlatos.

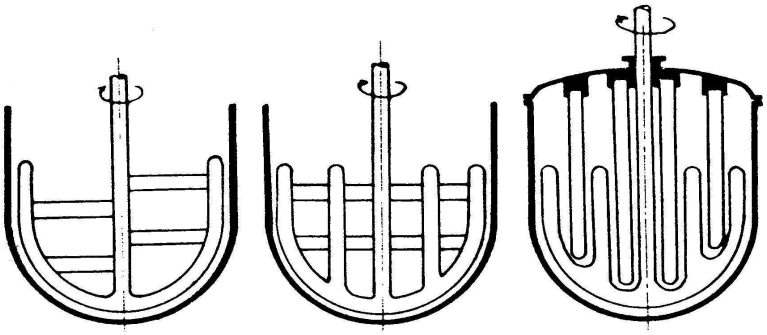
A legtöbb keverős készülék függőleges tengelyre szerelt, forgó mozgású keverőelemes szerkezet. A legegyszerűbb keverőelemek a síklapátos keverők (kavarók).

A lapátokat sugárirányban vagy valamilyen görbe mentén helyezik a tengelyre a szárnylapátos keverőknél (3.2. ábra).

A horgony-, rácsos-, kalodás-, ujjas kavarók (3.3. ábra) formája követi az edény alakját. Erősen viszkózus folyadékok, szuszpenziók kavarására használják. Feladata, hogy megakadályozza az anyag odasülését a készülék falára. Alacsony fordulatszámmal működik, a kavaró a folyadékot lassú forgó mozgásra kényszeríti. Vertikális áramlás nem alakul ki.



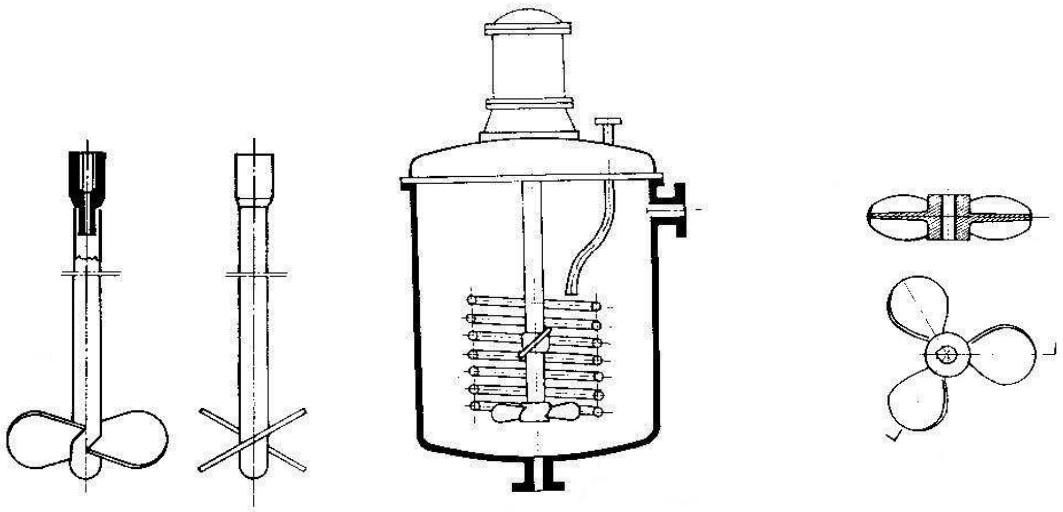
**3.2. ábra** Szárnylapátos többkarú keverők



Rácsos kavaró Kalodás kavaró Ujjas kavaró

**3.3. ábra** Kavaró típusok

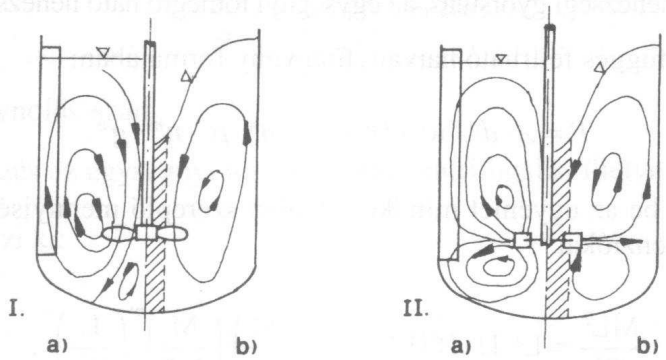
A propellerkeverő szárnylapátjai mértani csavarfelületek (3.4. ábra). Keverésre két-, három- vagy hatszárnyú propellert használnak. Fordulatszáma magas, erős axiális áramlást idéz elő, nagy folyadéktömeget képes megmozgatni.



Propellerkeverő Kettős propellerkeverő Háromszárnyú propellerkeverő

**3.4. ábra** Propeller keverők

A tölcsérképződés megakadályozására 2-6 db ütközőlemezt helyeznek el a tartály falán (3.5. ábra).

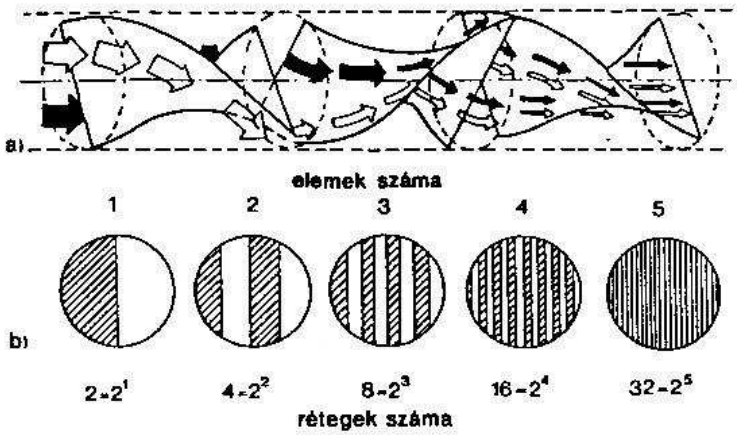



A torlólap hatása propeller (I) és lapátos tárcsás (II) keverőnél

a) torlólappal, b) torlólap nélkül

**3.5. ábra** Tölcsérképződés megakadályozása

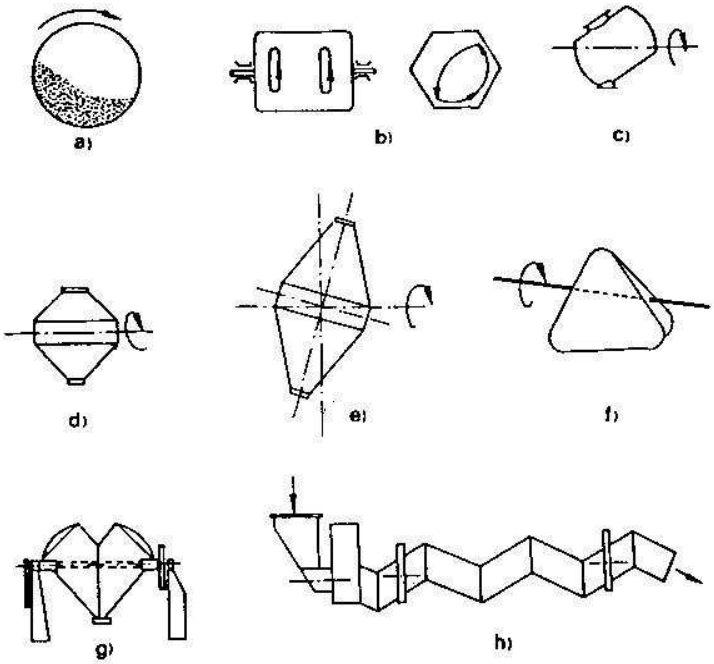
A csővezetékben áramló folyadékok áramlás közbeni homogenizálására alkalmazhatók a statikus keverők (3.6. ábra). Ezek a csővezetékbe szorosan elhelyezett, többnyire műanyagból készült, csavarfelületű elemek. Az elemek számának (n) emelésével gyorsul a keverés, nő a rétegek száma ($2^n$). Főleg viszkózus folyadékok keverésére használják, de alkalmazhatók porkeverésre is.




a) Működési elvi vázlat, b) Elkeverés rétegei

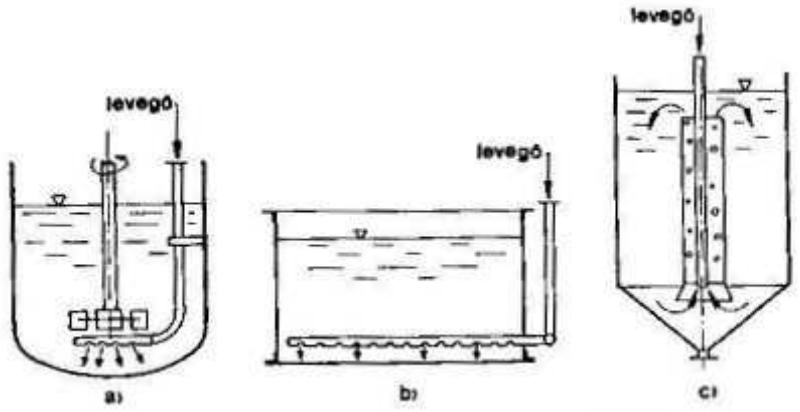
**3.6. ábra** Statikus keverők

Jól ömleszthető, tapadásra nem hajlamos szilárd anyagok keverésére alkalmazhatóak a forgótartályos keverők, melyek a 3.7. ábrán láthatók.




a) Hengeres, b) Hatszögletű, c) Átlósan elhelyezett hengeres, d) Kettős kúpos, e) Kettős kúpos ferdén elhelyezett, f) Tetraéder, g) Nadrágcsöves, h) Cikcakk

**3.7. ábra** Forgótartályos keverők

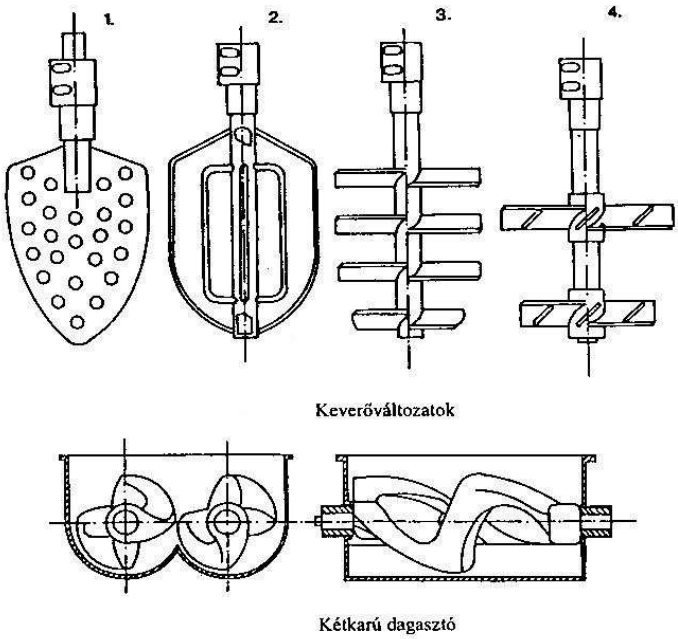



a) Turbókeverő gázdiszpergáló perforált csővel, b) Perforált csöves pneumatikus keverő, c) Vezetőcsöves pneumatikus keverő

**3.8. ábra** Gázdiszpergálás és pneumatikus keverés

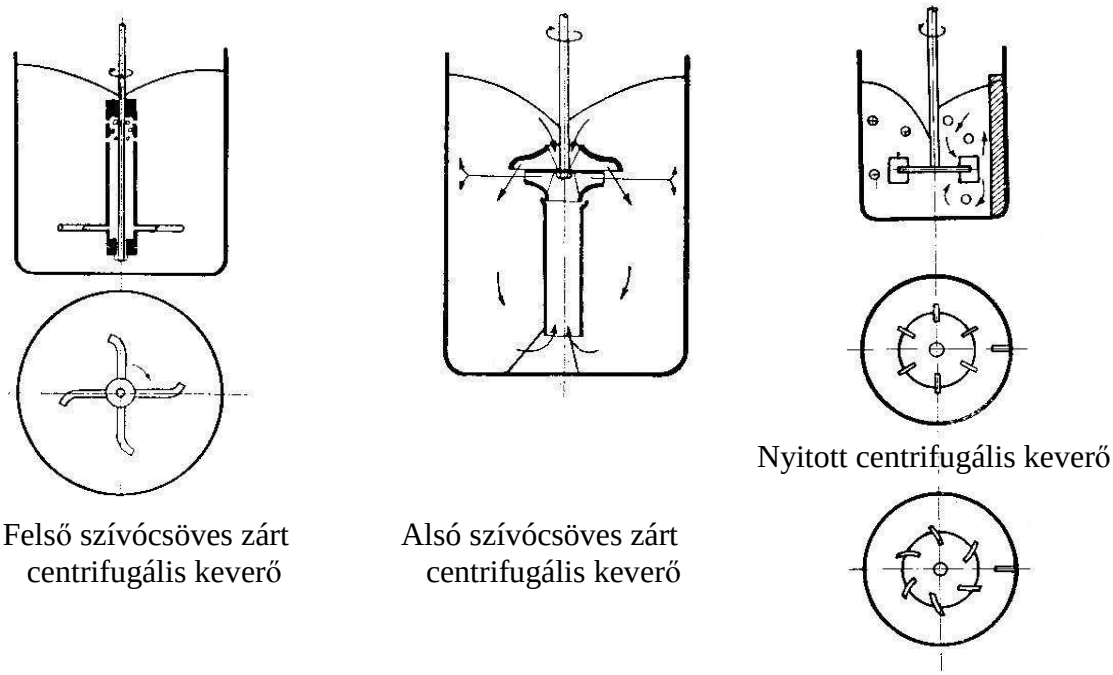
Gázok (levegő) szétoszlatására folyadékokban (3.8. ábra) gyakran használnak különböző keverőszerkezetes készülékeket. A gázdiszpergálás lehetséges mechanikus keverőszerkezet nélkül is, ezt hívjuk pneumatikus keverésnek. Folyadékokat egyszerű buborékoltatással is lehet keverni, ún. perforált csövek segítségével.

Nagy viszkozitású anyagok keverésére dagasztókat, vagy többmozgású, többtengelyű keverőgépeket használnak (3.9. ábra). A nagylyukú lapkeverő (1) különösen alkalmas nagy viszkozitású anyagokhoz. A kalitkás köracél kavarót (2) főleg habosításhoz használják. A (3) és (4) lapkeverők felfelé és lefelé irányuló kavaró hatásúak. A kétkarú dagasztók elemeinek fordulatszáma lehet azonos, de többnyire eltérő. A vályúkat a könnyebb üríthetőség miatt billenthetőre készítik. Ilyen dagasztókat használnak a keksztészták és csokoládémasszák összegyúrására.




**3.9. ábra** Nagyviszkozitású anyagok keverésére alkalmas keverők

Egyszeres, ill. többszörös beömlésű, zárt ill. nyitott centrifugális keverőket (3.10. ábra) használnak gyorskeverésre. Az ún. turbókeverőket egyenes vagy ívelt lapátokkal készítik.




**3.10. ábra** Centrifugális keverők

# 3. Keverés méretezése

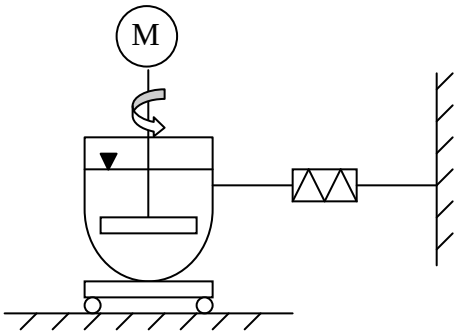
Egy keverési feladat meghatározásához

- meg kell választani a keverő típusát a feladattól/technológiától függően,
- meg kell határozni a teljesítményszükségletet, ez a keverőmotor kiválasztásának alapja,
- meg kell határozni a kívánt homogenitás eléréséhez szükséges időt.

## 3.1. Keverés teljesítményszükséglete

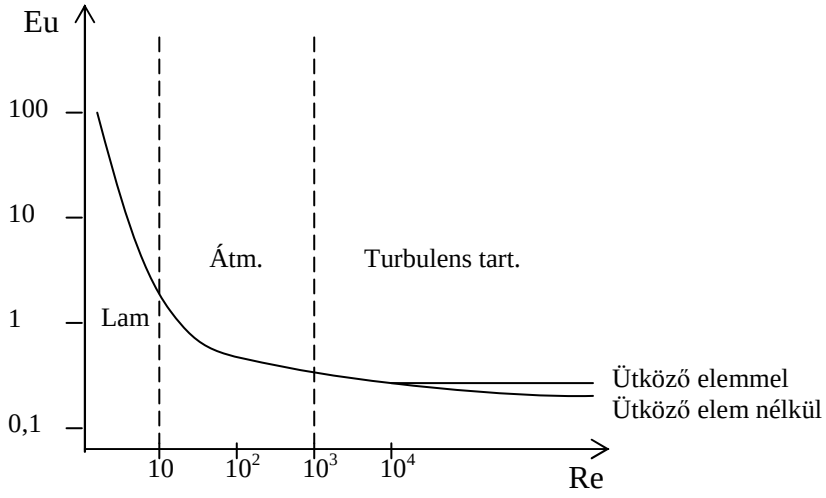
A keverés teljesítményszükséglete függ a keverő típusától. A teljesítményszükséglet kísérleti úton meghatározható:

A keverős készüléket egy csapágyazott (elhanyagolható súrlódási ellenállású) tartóra helyezzük. A kevert anyag súrlódása következtében az edény vagy a keverőmotor el akar fordulni a keverés irányába. Mérjük az elfordulás megakadályozására fordított erőt és az erő karját, ebből a P teljesítmény számolható.




**3.11. ábra** Keverési teljesítmény-szükséglet mérése

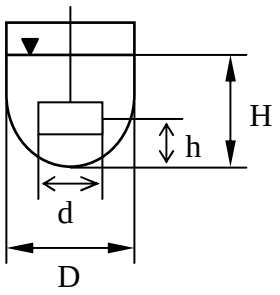
Egy keverőtípusra az eredményt ábrázoljuk Eu-Re diagramban:




**3.12. ábra** Keverési Eu-Re diagram

A keverés teljesítményszükségletét jellemző, dimenziómentes Eu szám (Euler) függ a készülék geometriai kialakításától, továbbá a hidrodinamikai viszonyoktól:

$$P = P\,(d, b, D, H, n, \rho, \eta, g)$$




A geometriai arányok katalógusból vehetők.
pl. lapkeverőre:

$\frac{D}{d} = 3$ $\frac{H}{d} = 3$ $\frac{h}{d} = 1$

A pontos összefüggést dimenzionál-analízissel határozhatjuk meg:

$$\frac{P}{d^5 n^3 \rho} = A\ Re^{-j}\, Fr^{-k} \tag{3.4.}$$

$$Eu = A\ Re^{-j}\, Fr^{-k} \tag{3.5.}$$

ahol P - a keverés (nettó) teljesítményszükséglete, W [kg·m$^2$/s$^3$]
d - a keverő átmérője, m
n - a keverő fordulatszáma, 1/s
ρ - a kevert anyag sűrűsége, kg/m$^3$
η - a kevert anyag viszkozitása, Pas
Az A értéke a keverőtípustól függ. Ezzel:

A keverés jellemző dimenziómentes számainak értelmezése:

Reynolds szám: $Re = \frac{d^2 n \cdot \rho}{\eta} \sim \frac{v^2 \rho}{\eta\, v} \sim \frac{\text{Tehetetlenségi erő}}{\text{Belső súrlódási erő}}$

(felhasználva, hogy a kerületi sebesség: $v = d \cdot \pi \cdot n$)

Froude szám: $Fr = \frac{d \cdot n^2}{g} \sim \frac{\text{Centrifugális erő}}{\text{Nehézségi erő}}$

Euler szám: $Eu = \frac{P}{d^5 n^3 \rho}$

Lamináris tartományban (Re < 10) a keverő teljesítményszükséglete fordítottan arányos a Reynolds számmal:

$$Eu = \frac{A}{Re} = \frac{P}{d^5 n^3 \rho} = \frac{A \cdot \eta}{d^2 n \cdot \rho} \tag{3.6.}$$

ebből kifejezve a teljesítményszükségletet:

$$P = A \cdot d^3 \cdot n^2 \cdot \eta \tag{3.7.}$$

Látható, hogy a keverő teljesítményfelvétele lamináris tartományban a keverőelem átmérőjének harmadik hatványával változik.

Torlólapok alkalmazásával nő a teljesítményfelvétel.

## 3.2. Folyadékfelszín keverős tartályban, a Froude szám hatása

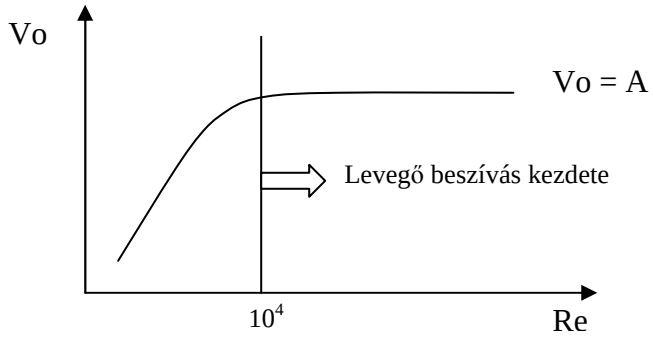
Keverős tartályban a folyadékra centrifugális és gravitációs erő hat. A folyadék felszíne az eredő erőre merőlegesen áll be, tölcsér keletkezik. Ha a tölcsér mélysége eléri a keverőt, a keverő levegőt diszpergál a folyadékba, ekkor érvényesül a Fr szám hatása is.

Kísérleti tapasztalatok szerint a tölcsér mélysége ($\Delta h$) függ a keverő átmérőjétől (d), fordulatszámától (n), a kevert folyadék sűrűségétől ($\rho$) és viszkozitásától ($\eta$), valamint a nehézségi gyorsulástól.

A Vortex szám bevezetésével, dimenzió-analízissel kapjuk:

$$Vo = \frac{\Delta h}{d \cdot Fr} = A \cdot Re^{c} \qquad (3.8.)$$

A Vo és Re kapcsolatát kísérletek alapján nyert diagramban ábrázolhatjuk:




**3.13. ábra** Keverési Vo-Re diagram

Ha $Re > 10^4$, $Vo = A \cdot Re^{c}$

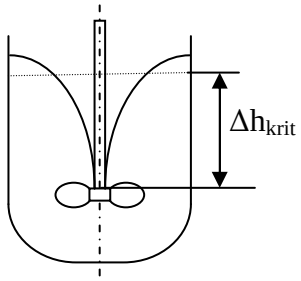
$Vo = A \cdot Re^{0} = A$, azaz a kifejlett turbulencia tartományában a Vo szám csak a keverőtípusra jellemző A együttható függvénye.

A gyakorlatban a fenti összefüggést arra használjuk, hogy meghatározzuk azt a kritikus fordulatszámot, amelynél a levegő bekeverése megkezdődne:

$$Vo = A$$

$$\frac{\Delta h_{krit}}{d} \cdot \frac{g}{d \cdot n_{krit}^{2}} = A$$

$$n_{krit} = \frac{1}{\sqrt{A}} \cdot \frac{1}{d} \cdot \sqrt{\Delta h_{krit} \cdot g}$$



ahol $\Delta h_{krit}$ a nyugvó folyadékfelszín és a keverőelem közti távolság. Ha $n < n_{krit}$, nem történik levegőbeszívás. Áramlástörő elem (torlólap) alkalmazásával elkerülhető a tölcsérképződés.

Összefoglalva a Froude-szám szerepét:

A Fr-számnak semmiféle szerepe nincsen a keverő teljesítményszükségletében mindaddig, amíg a keverő nem szív be levegőt.

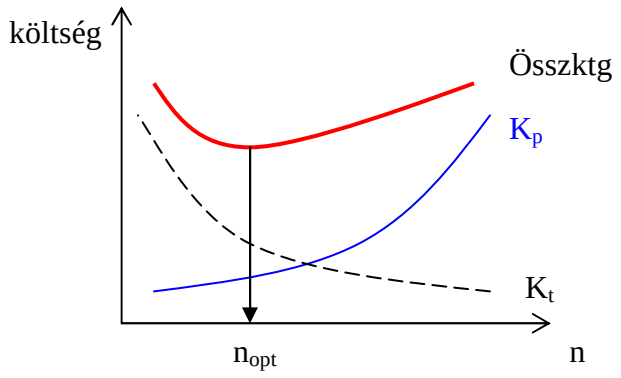
A levegőbekeverés (pl. fermentornál) speciális bevezetéssel történik, tehát folyadék keverésénél, homogenizálásánál nemkívánatos jelenség a levegőbeszívás.

A keverőre jellemző A konstans ismeretében számolható az a kritikus fordulatszám, amely alatt biztosan nincsen levegőbekeverés.

### 3.3. Keverő gazdaságos fordulatszáma

A kívánt homogenitás eléréséhez szükséges idő ($t_{hom}$) csökkenthető a keverő fordulatszámának növelésével. Ha a fordulatszám (n) nő, a keverési teljesítmény (P) is nő $P \sim n^3$ arányban.

Ha $t_{hom}$ nő, a keverés költségigénye ($K_t$) arányosan nő. Ha a P teljesítményt növeljük, nő a teljesítmény költségigénye ($K_P$). Az összköltség az n fordulatszám függvényében minimumot mutat, ez a keverő gazdaságos (optimális) fordulatszáma.




**3.14. ábra** Keverési költségdiagram

### 3.4. A keverés időigénye

A keverés időigényét kísérletileg (kismintán) is meg lehet határozni. Egyes gyakran előforduló folyadékkeverő típusokra rendelkezésre állnak irodalmi kísérleti adatok. Torlólapok alkalmazásával csökkenthető a keverési idő.

### 3.5. Keverős készülék méretének növelése

A keverős készülékek méretnövelése során a nagy készülék dimenziómentes számai és geometriai arányai (keverőelem, tartály) azonosak kell legyenek a kis készülék értékeivel:

$Re_{kicsi} = Re_{nagy}$

$Eu_{kicsi} = Eu_{nagy}$

$(D/d)_{kicsi} = (D/d)_{nagy}$

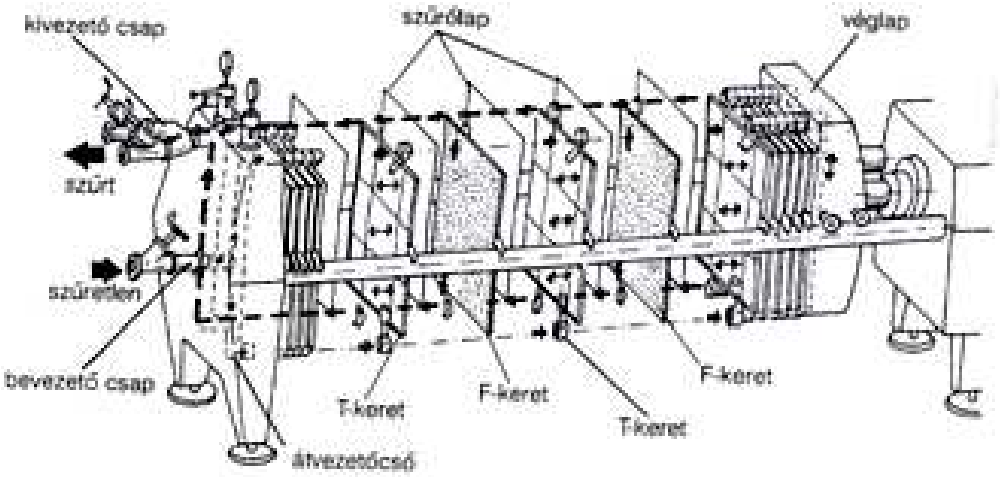
$(H/d)_{kicsi} = (H/d)_{nagy}$

$(h/d)_{kicsi} = (h/d)_{nagy}$

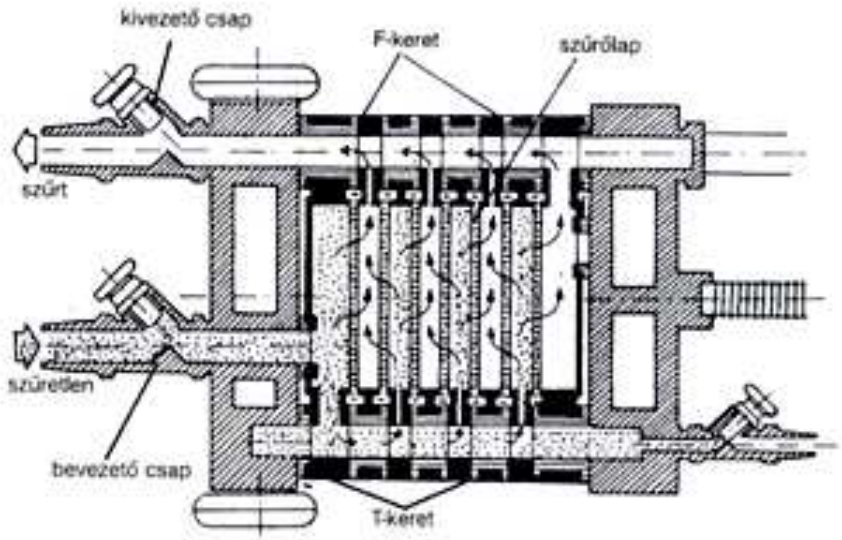
Fr - nincs jelentősége, nem kell vizsgálni. Kerülendő a levegő bekeverés.

# IV. SZŰRÉS

A szállított folyadék szűrésére alkalmazhatók lapszűrők (4.1. és 4.2. ábra), melyek egy keretben csavarorsó segítésével vannak összepréselve. A homloklapok között helyezkednek el a keretek, ezekben nem szűrővászon, hanem akár speciális igényeket is kielégítő szűrőlapok vannak elhelyezve. A szűretlen lé a bevezető-csonkon keresztül kerül a berendezésbe, míg a szűrt lé a kivezető csonkon távozik. A levet a szűrőlapok szűrik meg, ezek mennyisége, és ezzel a szűrőfelület rugalmasan változtatható.

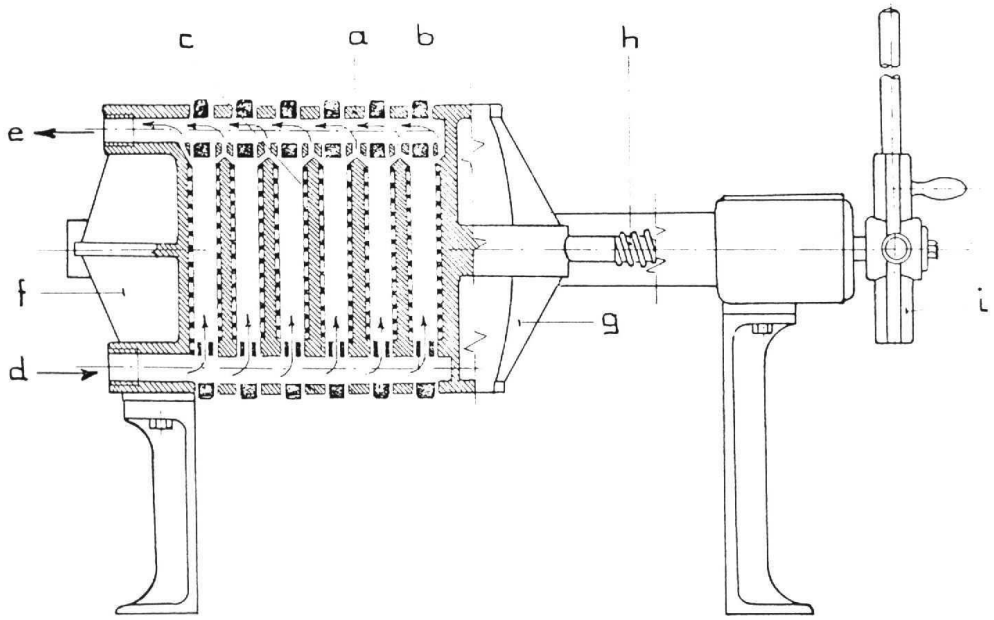



**4.1. ábra** Lapszűrők összeállítása




**4.2. ábra** Lapszűrők működési ábrája

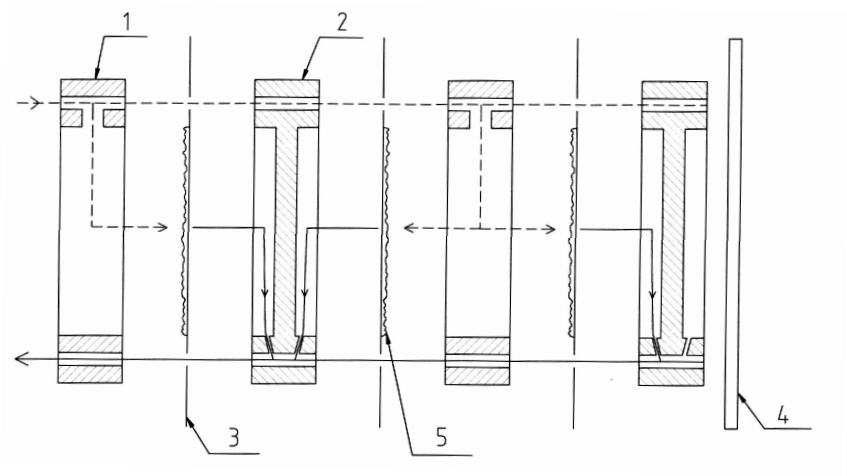
A keretes szűrőprésben (4.3. és 4.4. ábra) az egyes szűrőelemek vezetőrudakra vannak felfüggesztve, és így összepréselve.




a) bordáselem, b) keret, c) szűrővászon, d) betáplálás, e) szűrlet, f) állórész, g) mozgórész, h) nyomócsavar, i) kézi kerék

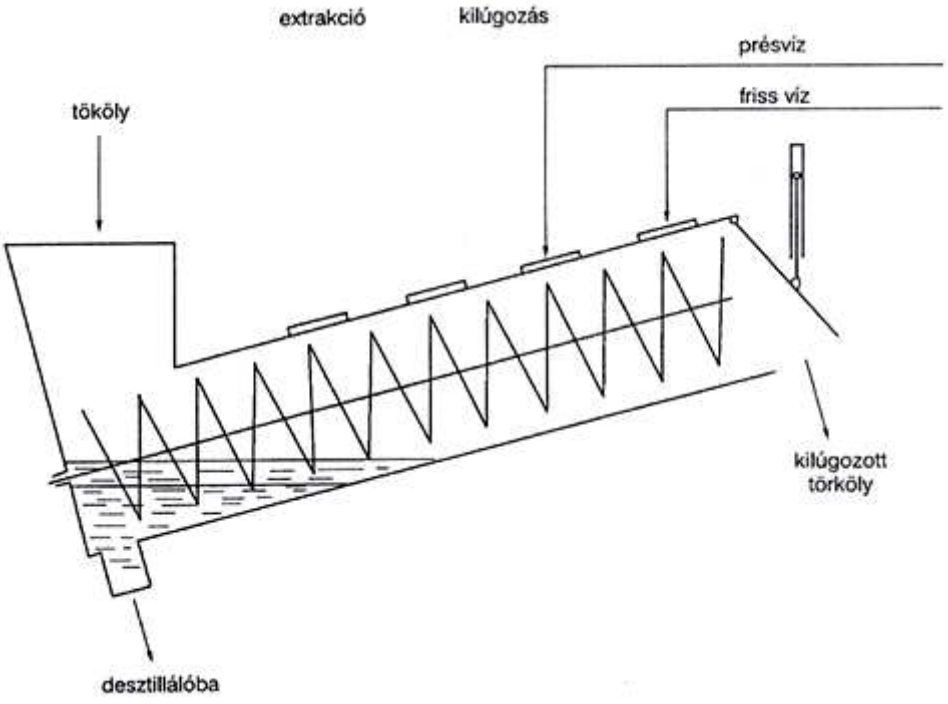
**4.3. ábra** A keretes szűrőprés szerkezeti felépítése

A középen üres fémkeretek mindkét oldala szűrővászonnal van borítva, azok egy-egy bordázott elemhez vannak szorítva. A bordás elemek egyben a lé elvezetését is lehetővé teszik. Az összeszorított elemeken levő furatok csatornát képeznek, ezeken keresztül történik a szűrendő lé bevezetése, ill. az ellentétes oldalon a szűrt lé elvezetése. Teljesítménye egyszerűen változtatható a szűrőelemek számának változtatásával.




**4.4. ábra** A keretes szűrőprés működési elve

A keletkezett melléktermék, a törköly hasznosítására a 4.5. ábrán látható extrakciós berendezést alkalmazhatják. A törkölyt a garaton keresztül vezetik be, majd perforált csiga szállítja a berendezés végéig. Itt ellenáramban vizet áramoltatnak be, így megtörténik a szilárd-folyadék extrakció. A folyadék fázis tartalmazza az értékes anyagokat, míg a kilúgozott törköly hulladékként kerül további kezelésre, elhelyezésre.

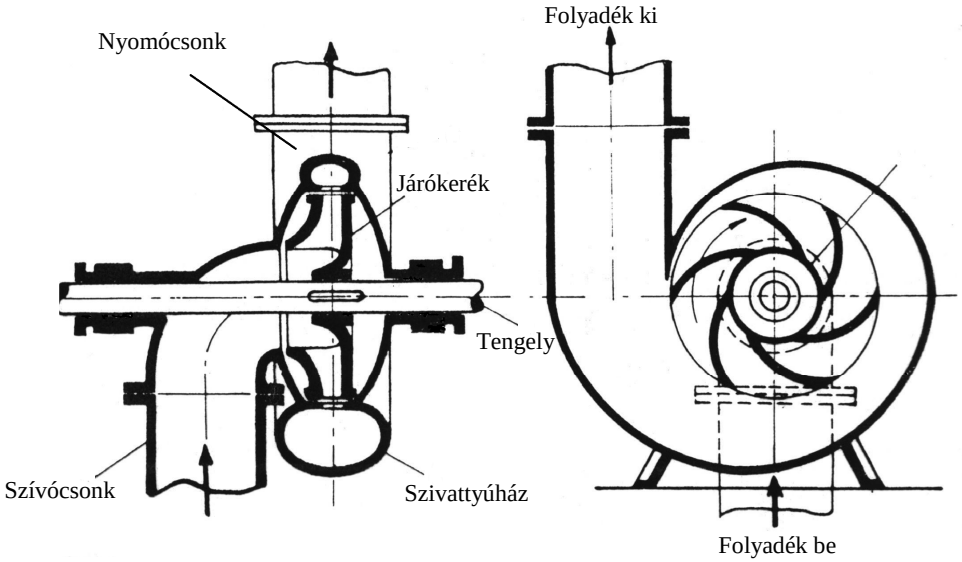



**4.5. ábra** A csígerkészítés folyamatos megoldása

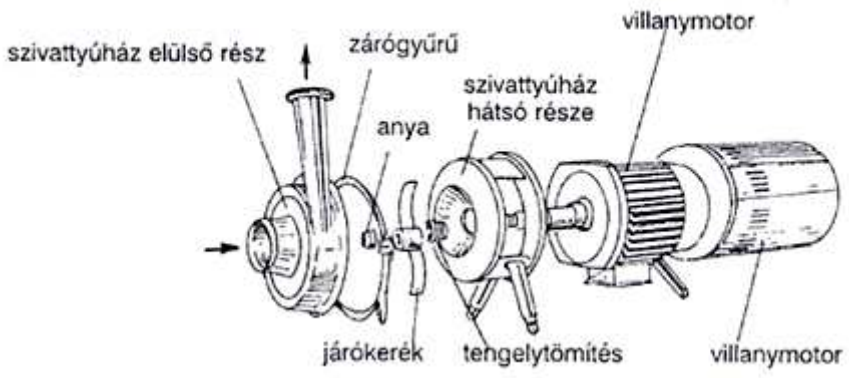
# V. FOLYADÉKSZÁLLÍTÁS

Élelmiszeripari termékek előállítása során nagyon gyakran van szükség folyadékok csővezetékben történő szállítására. Ezt a feladatot szivattyúk segítségével oldják meg. Működési elvük alapján megkülönböztethetjük az áramlástechnikai ill. a térfogat-kiszorításos (volumetrikus) elven működő szivattyúkat. Az áramlástechnikai szivattyúk között szerepelnek a turbinaszivattyúk és a különleges áramlástechnikai elven működő szivattyúk, míg a térfogat-kiszorításos szivattyúkat a dugattyús, ill. a különleges volumetrikus szivattyúk (pl. fogaskerék szivattyúk)

Az 5.1. és 5.2. ábrán látható turbinaszivattyúnál (centrifugál-szivattyúnál) az erőátvitelt a járókerék, azaz az egy vagy több lapáttal ellátott forgókerék biztosítja. A járókerék a tengelyre van rögzítve, melynek segítségével nagy fordulatszámmal (~3000 ford/min) forog. Maga a járókerék a csigaházas kivitelű, a forgásirányban bővülő szivattyúházban forog. A szállítandó folyadék a szívócsonkon keresztül lép be, majd a forgórész lapátjaitól átveszi a motor által szolgáltatott nyomatékot, megnő az össznyomása, és a csigaházon érintőlegesen kialakított nyomócsonkon keresztül távozik a szivattyúból.

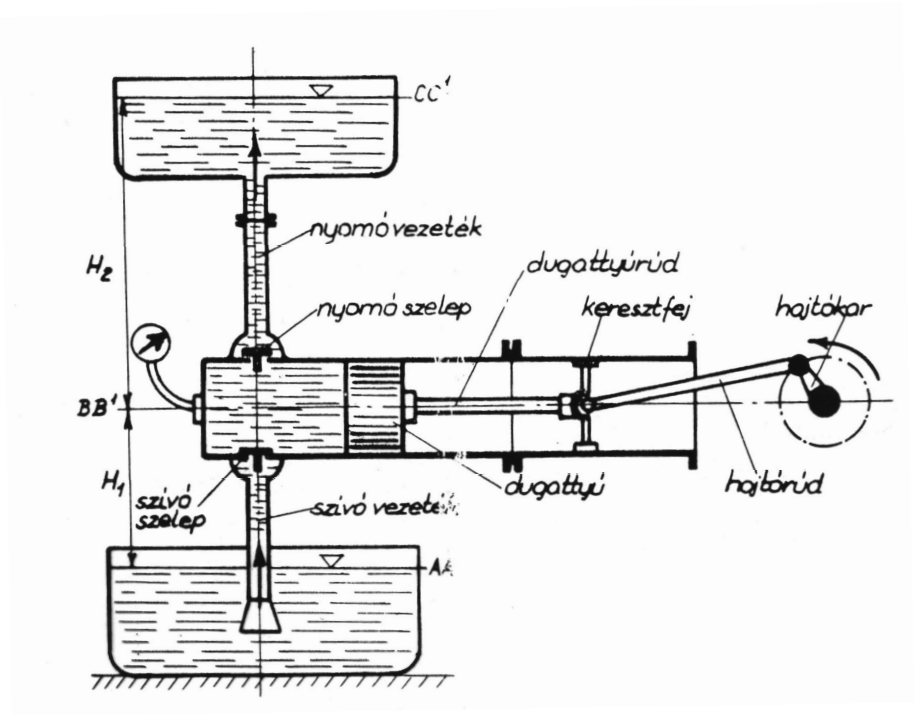



**5.1. ábra** Turbinaszivattyú (centrifugál-szivattyú) vázlati képe és metszete

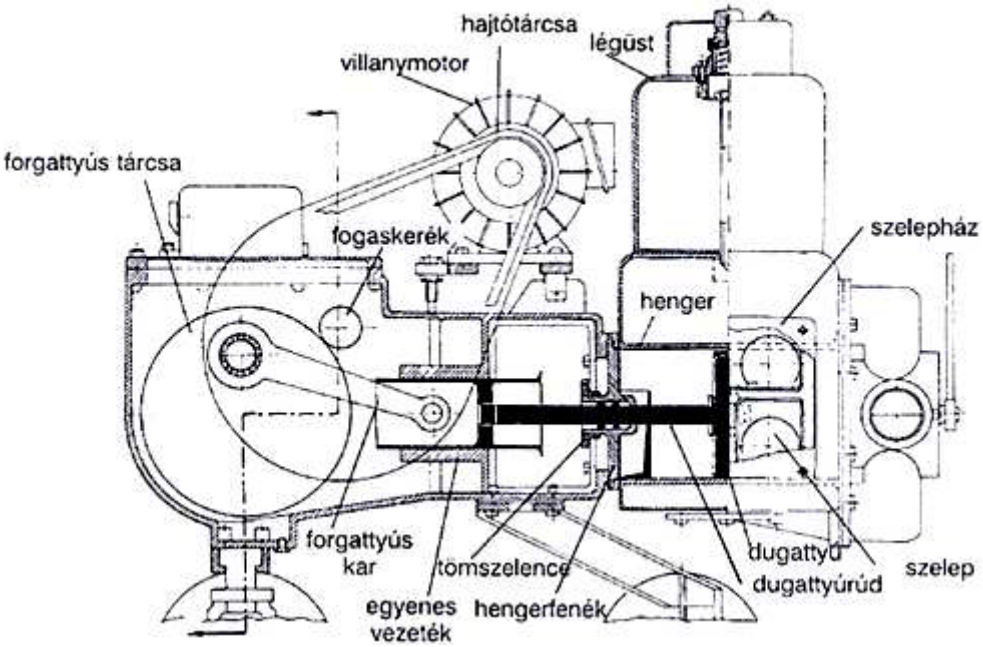



**5.2. ábra** A centrifugálszivattyú robbantott ábrája

Az 5.3. és 5.4. ábrákon egyszeres működésű, térfogat-kiszorításos elven működő dugattyús szivattyúk láthatóak. A dugattyúrúd, a hajtórúd és a hajtókar segítségével a szivattyúmotor által előállított körmozgást alternáló mozgássá alakítja. A szívó fázisban a dugattyú a jobb oldali holtpont felé halad (5.3. ábra), a hengerben vákuum keletkezik, így a közben nyitó szívószelepen keresztül folyadék áramlik a hengerbe. Ezután a dugattyú a bal oldali holtpont felé mozdul el, így a szívószelep zár, nyomószelep nyit, és a hengerben megnövekedett nyomás hatására a folyadék a nyomóvezetéken keresztül távozik a szivattyúból.



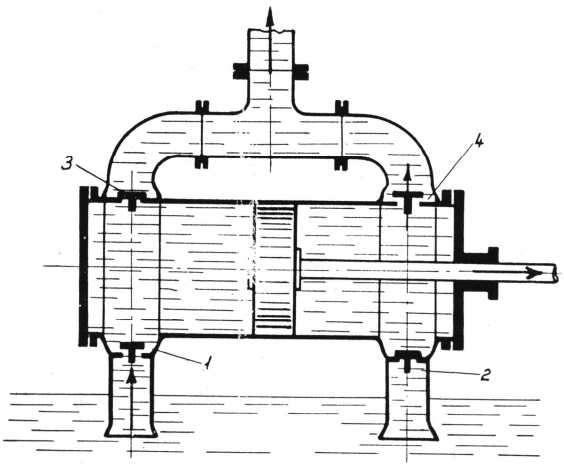

**5.3. ábra** Egyszeres működésű (SIMPLEX) dugattyús szivattyú




**5.4. ábra** A CME típusú E-200-as dugattyús szivattyú metszeti képe

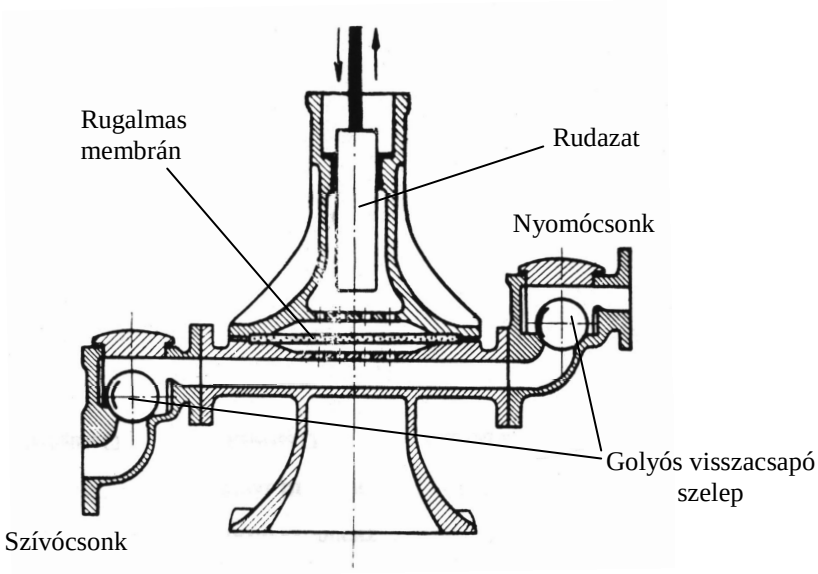
A folyadék áramlásának kiegyenlítésére pl. az 5.5. ábrán látható kettős működésű dugattyús szivattyút alkalmaznak. Ebben a berendezésben párhuzamosan játszódik le a szívó és a nyomó ütem. Abban az esetben, ha a dugattyú a jobb oldali holtpont felé halad, akkor az 1-es szívószelep és a 4-es számú nyomószelep van nyitva, így a bal térfogatrészben szívó fázis, míg a jobb térfogatrészben nyomófázisban üzemel. Amennyiben a bal oldali holtpont felé mozdul el, akkor a 2-es és 3-as szelep van nyitva, az 1-es és 4-es zárva, és ellentétesen alakul a szívó és nyomóoldal. A szállítás még egyenletesebbé tehető több henger alkalmazásával, vagy légüst felhasználásával, ami egy olyan zárt tartály, amely segítségével a löketszerű nyomásingadozások kiegyenlíthetőek.

A volumetrikus szivattyúk előnyeihez tartozik, hogy önfelszívók, teljesítményüket a nyomómagasság kevésbé befolyásolja, nagy viszkozitású termékek is szállíthatók velük, és nagy nyomás állítható elő velük.




**5.5. ábra** Kétszeres működésű dugattyús szivattyú

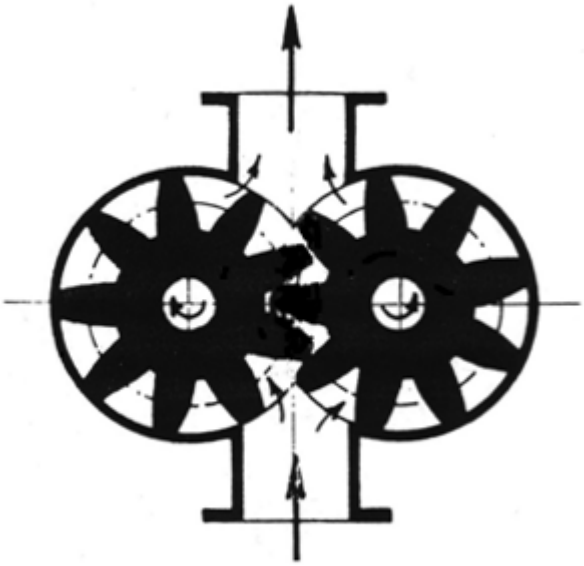
A térfogat-kiszorításos szivattyúkhoz tartozik az 5.6. ábrán látható membránszivattyú. A membrán rugalmas anyagból készül, és a rudazat alternáló mozgása által növeli vagy csökkenti a szivattyúházban kialakított teret.




**5.6. ábra** Membránszivattyú működési elve

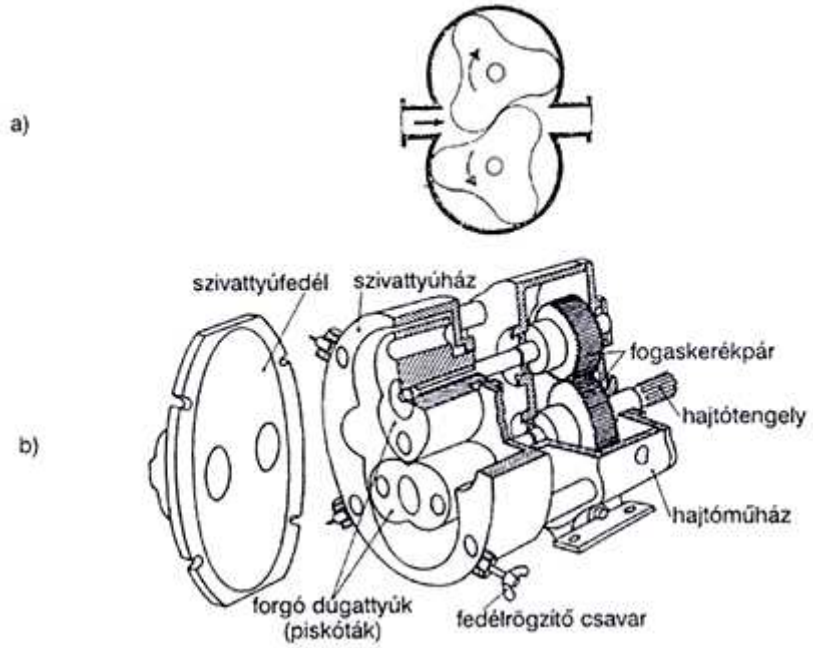
A különleges volumetrikus szivattyúk csoportjába tartoznak az 5.7. – 5.9. ábrán látható szivattyúk.

Az 5.7. ábrán szereplő fogaskerék-szivattyú a házból és a fogaskerekekből áll. A szállított folyadékot a fogaskerekek közötti árkokban továbbítja. A forgásirány megváltoztatásával a szállítási irány is változik, a fordulatszám változtatásával pedig a szállított folyadék mennyisége állítható be.



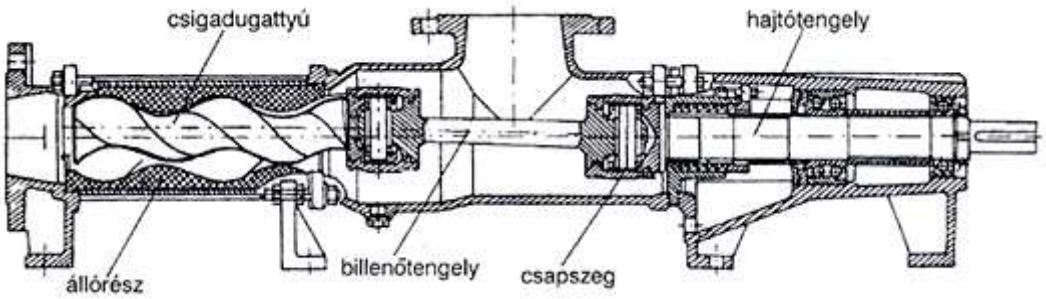
**5.7. ábra** Fogaskerék szivattyú

Az 5.8. ábrán látható forgódugattyús szivattyúk a fogaskerék-szivattyúhoz hasonlóan a térfogatkiszorítás elvén működnek, különbség a lapátok kialakításában rejlik. A különböző viszkozitású anyagokhoz különböző kialakítású lapátokat alkalmaznak.




**5.8. ábra** Forgódugattyú megoldások: a) háromszárnyú, b) oválkerekes

Az 5.9. ábrán látható gördülőcsiga szivattyút elterjedten alkalmazzák az élelmiszeriparban egyszerű felépítése miatt. A működése során a csigadugattyú meghajtását a billentőtengely végzi a villamos motor segítségével, a forgórész a gumiból készült állórészben forog. A forgórész excentrikus mozgást is végez, ezt a mozgást a billentőtengely veszi fel. Az álló és forgórész közötti záróvonal határolja azt a térfogatot, amit a szivattyú (csigavonal alakú pályán) szállít.




**5.9. ábra** A gödülőcsiga-szivattyú szerkezeti felépítése

# VI. HŐTANI MŰVELETEK

Clausius 1850-ben megfogalmazta, hogy a „hő csak melegebb helyről hidegebb helyre mehet át önmagától”. Tehát a hő a tér két pontja közötti $T_1 - T_2$ hőmérsékletkülönbség hatására, a $T_1$ hőmérsékletű helyről önmagától „áramlik” a $T_2$ hőmérsékletű helyre. Ez a hőterjedés önmagától végbemenő folyamata.

A hőátvitel során tulajdonképpen a molekulák, az atomok és a szabad elektronok közötti energia-átadás történik. Ennek következtében, a magasabb hőmérsékletű test mozgása lassul, az alacsonyabb hőmérsékletű test részecskéinek mozgása pedig gyorsul.

A művelettanban a hőátvitel irányított, tervezett formában történik. A hőátviteli, illetve a hőenergiával működtetett műveletek az élelmiszeriparban a legelterjedtebb és legjelentősebb műveletek. Például: anyagok melegítése és hűtése, kondenzálás, szárítás, bepárlás, lepárlás (desztilláció és rektifikálás).

A hőtani műveletek a legtöbbször áramlástani műveletekkel együtt jelennek meg (kevert tartály melegítése, csőben áramló folyadék hűtése stb.). Illetve a hőátvitel közben anyagátadás is történik (szárítás, rektifikálás).

## A hőátmenet formái

Hővezetés (kondukció)

A hővezetés során az anyag egymással közvetlenül érintkező elemi részecskéi hőmozgásuk révén adják át egymásnak a hőt. A hőmozgást végző elemi részecskék lehetnek molekulák (gázok és folyadékok esetén), vagy atomok (szilárd testek kristályrácsaiban), vagy a diffúziós mozgást végző szabad elektronok (fémekben). A hővezetésnél az anyag (makroméretekben) nem változtatja helyét.

Hősugárzás (radiáció)

A hősugárzás során a hő a sugárzó test atomjainak hőmozgása következtében kibocsátott különböző hullámhosszú elektromágneses rezgések formájában terjed. Minden test képes hősugárzásra, amelyet más test elnyel és ismét hővé alakít. A sugárzásos hőátvitelnek tehát két részfolyamata van: a hősugárzás és a hőelnyelés.

Konvekció (hőszállítás)

Konvekciós hőátadás gázokban vagy folyadékokban mehet végbe. A fluidum makroszkopikus részeinek áramlása és elkeveredése következtében megy át a hőenergia a melegebb helyről a hidegebb helyre.

- *Természetes konvekció*nak nevezzük azt a hőterjedést, amikor a fluidum mozgását a különböző hőmérsékletű helyek között kialakuló sűrűségkülönbség idézi elő.
- A mesterséges vagy *kényszerkonvekció*, esetén a fluidumot külső behatással, pl.: keveréssel, vagy szivattyúzással kényszerítjük áramlásra.

A valóságban a hőátmenet egyes formái külön-külön ritkán fordulnak elő, a folyamatok rendszerint egyidejűleg mennek végbe. Pl.: meleg szilárd fal és a mellette áramló hideg folyadék között egyidejűleg megy végbe konvekció, hővezetés és hősugárzás.

6.1. táblázat Jelölések

| **Paraméter** | **Jelölés** | **Mértékegység** |
|---|---|---|
| Hőmérséklet | T | K vagy °C |
| Idő | t | s |
| Hőmennyiség | Q | J |
| Hőáram | q | W |
| Hőáramsűrűség | q’ | $W/m^2$ |
| Hőátadó felület | A | $m^2$ |
| Hővezetési tényező | $\lambda$ | W/(m·K) |
| Hőátadási tényező | $\alpha$ | $W/(m^2 \cdot K)$ |
| Hőátbocsátási tényező | k | $W/(m^2 \cdot K)$ |

Az egyes paraméterek közötti összefüggések:

$$q' = \frac{q}{A} \qquad (6.1.)$$
$$Q = q \cdot t$$

## 1. Hővezetés

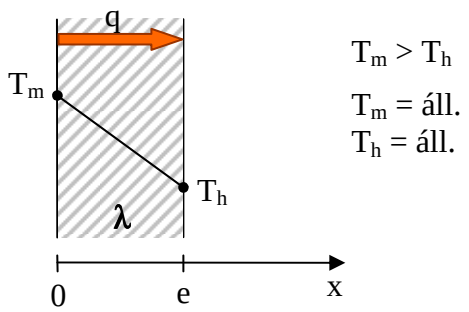
Tiszta hővezetés valósul meg pl.: szilárd testekben vagy igen vékony (lamináris áramlású) folyadék vagy gázréteg két pontja illetve lapja között. A hővezetés folyamatát Fourier I. differenciálegyenlete írja le. Ennek egydimenziós alakja x irányra felírva stacionárius (időben állandósult) állapotban:

$$q = -\lambda \cdot A \cdot \frac{dT}{dx} \qquad (6.2.)$$

ahol: q – az x irányú hőáram [W]
$\lambda$ – az anyag hővezetési tényezője [W/(m·K)]
A – hőátadó felület [$m^2$]
$\frac{dT}{dx}$ – a hőmérséklet „gradiens” [K/m]

A törvény azt fejezi ki, hogy a hőáram egyenesen arányos a felülettel, a hőmérséklet-gradienssel, valamint az anyagra jellemző hővezetési tényezővel. A negatív előjel azért szükséges, mert $\frac{dT}{dx}$ gradiens vektor a kisebb hőmérséklet érték felé mutat, ezért negatív érték (a hő a melegebb helyről a hidegebb felé áramlik).

## 1.1. Egyrétegű síkfal hővezetése




**6.1. ábra** Egyrétegű síkfal hővezetése

Végezzük el a Fourier I. törvény integrálását az egyrétegű síkfal esetére:

$$q = -\lambda \cdot A \cdot \frac{dT}{dx}$$

$$q \cdot dx = -\lambda \cdot A \cdot dT$$

$$q \cdot \int_0^e dx = -\lambda \cdot A \int_{T_m}^{T_h} dT$$

$$q \cdot [x]_0^e = -\lambda \cdot A \cdot [T]_{T_m}^{T_h}$$

$$q \cdot (e - 0) = -\lambda \cdot A \cdot (T_h - T_m)$$

$$q = -\frac{\lambda}{e} \cdot A \cdot (T_h - T_m)$$

Egyrétegű síkfal esetén a következő egyenletből számítható a <u>hőáram:</u>

$$\boxed{q = \frac{\lambda}{e} \cdot A \cdot (T_m - T_h)} \qquad (6.3.)$$

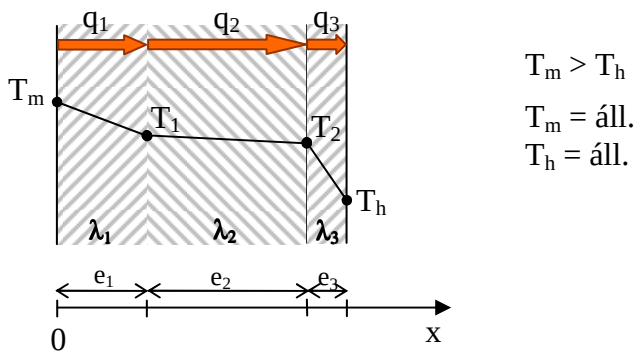
A hőáram egyenesen arányos a fal két oldalán mért hőmérsékletkülönbséggel, a felülettel, és a hővezetési tényezővel, viszont fordítottan arányos a fal vastagságával.

6.2. táblázat Néhány anyag hővezetési tényezője

| **Anyag** | **λ [W/(m·K)]** | **Anyag** | **λ [W/(m·K)]** |
|---|---|---|---|
| Gyémánt | 900-2320 | Zománc | 1 |
| Arany | 318 | Vakolat | 0,5 |
| Réz | 399 | Víz | 0,6 |
| Alumínium | 237 | Olaj | 0,17 |
| Vas | 72 | Plexi | 0,184 |
| Acél | 42 | Levegő | 0,025 |
| Márvány | 3,1 | Parafa | 0,041 |
| Szén | 3 | Üveggyapot | 0,046 |
| Kazánkő | 2,3 | Stirocel | 0,04 |
| Üveg | 1,3 | Gyapjú | 0,03 |

## 1.2. Többrétegű síkfal hővezetése

A gyakorlatban a hővezetés legtöbbször többrétegű falon keresztül történik, hiszen például a duplikátorok belül zománcozottak, kívül szigeteltek.




**6.2. ábra** Háromrétegű síkfal hővezetése

Az egyrétegű síkfalra levezetett képlet szerint az egyes rétegekre külön-külön felírható:

$$q_1 = \frac{\lambda_1}{e_1} \cdot A \cdot (T_m - T_1)$$

$$q_2 = \frac{\lambda_2}{e_2} \cdot A \cdot (T_1 - T_2)$$

$$q_3 = \frac{\lambda_3}{e_3} \cdot A \cdot (T_2 - T_h)$$

Ha $T_m$ és $T_h$ állandó, akkor az átment hő minden rétegben állandó:

$$q_1 = q_2 = q_3 = q$$

Rendezzük át az összefüggéseket:

$$\frac{q}{A} \cdot \frac{e_1}{\lambda_1} = T_m - T_1$$

$$\frac{q}{A} \cdot \frac{e_2}{\lambda_2} = T_1 - T_2$$

$$\frac{q}{A} \cdot \frac{e_3}{\lambda_3} = T_2 - T_h$$

Az egyenleteket összeadva a köztes hőmérsékletek kiesnek:

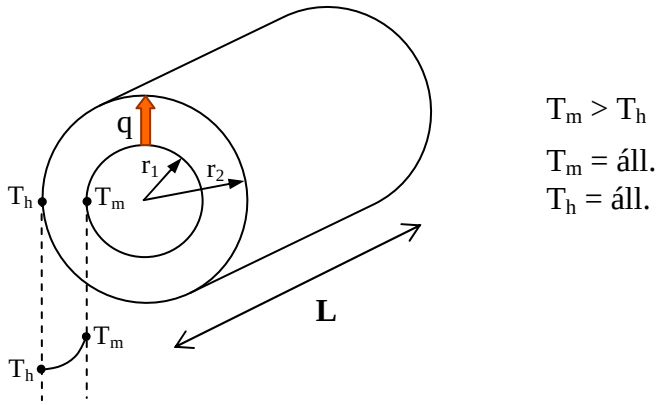
$$\frac{q}{A} \cdot \left( \frac{e_1}{\lambda_1} + \frac{e_2}{\lambda_2} + \frac{e_3}{\lambda_3} \right) = T_m - T_h$$

Vagyis az átment hőáram a következőképpen számítható:

$$\boxed{q = \frac{A}{\frac{e_1}{\lambda_1} + \frac{e_2}{\lambda_2} + \frac{e_3}{\lambda_3}} \cdot (T_m - T_h) = \frac{A}{\sum_i \frac{e_i}{\lambda_i}} \cdot (T_m - T_h)} \qquad (6.4.)$$

## 1.3. Egyrétegű hengeres fal hővezetése

Hengeres fal esetén, ha a belső és a külső átmérő aránya $d_{belső}/d_{külső} < 0.6$ akkor figyelembe kell venni, hogy a hővezetés irányában a felület változik (pl. a rajz szerinti csőben áramlik a meleg közeg, a hővezetés irányában a felület tágul).




**6.3. ábra** Egyrétegű hengeres fal hővezetése

A Fourier-egyenlet (r irányban):

$$q = -\lambda \cdot A(r) \cdot \frac{dT}{dr}$$

$$A = 2 \cdot r \cdot \pi \cdot L$$

$$q = -\lambda \cdot 2 \cdot r \cdot \pi \cdot L \cdot \frac{dT}{dr}$$

$$q \cdot \int_{r_1}^{r_2} \frac{dr}{r} = -\lambda \cdot 2 \cdot \pi \cdot L \cdot \int_{T_m}^{T_h} dT$$

$$q \cdot \ln \frac{r_2}{r_1} = -\lambda \cdot 2 \cdot \pi \cdot L \cdot (T_h - T_m)$$

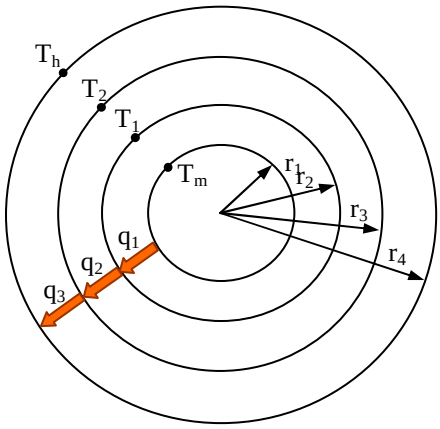
$$q \cdot \ln \frac{r_2}{r_1} = \lambda \cdot 2 \cdot \pi \cdot L \cdot (T_m - T_h)$$

Egyrétegű hengeres fal esetén a hőáram a következő egyenletből számolható:

$$\boxed{q = \frac{\lambda \cdot 2 \cdot \pi \cdot L}{\ln \frac{r_2}{r_1}} \cdot (T_m - T_h)} \qquad (6.5.)$$

## 1.4. Többrétegű hengeres fal hővezetése

Az ipari gyakorlatban a csövek falát szigeteljük, vagy a csöveken belül szilárd lerakódás keletkezhet. Ekkor több, különböző hővezető-képességű rétegen halad át a hő vezetéssel. Egy háromrétegű fal példáját tekintve:




$T_m > T_h$

$T_m$ = áll.
$T_h$ = áll.

**6.4. ábra** Háromrétegű hengeres fal hővezetése

Az egyrétegű hengeres falra levezetett képlet szerint az egyes rétegekre külön-külön felírható:

$$q_1 = \frac{2 \cdot \pi \cdot L}{\frac{1}{\lambda_1} \cdot \ln \frac{r_2}{r_1}} \cdot (T_m - T_1)$$

$$q_2 = \frac{2 \cdot \pi \cdot L}{\frac{1}{\lambda_2} \cdot \ln \frac{r_3}{r_2}} \cdot (T_1 - T_2)$$

$$q_3 = \frac{2 \cdot \pi \cdot L}{\frac{1}{\lambda_3} \cdot \ln \frac{r_4}{r_3}} \cdot (T_2 - T_h)$$

Ha $T_m$ és $T_h$ állandó, akkor az átment hő minden rétegben állandó:

$$q_1 = q_2 = q_3 = q$$

Átrendezve és összeadva az egyenleteket a köztes hőmérsékletek kiesnek:

$$q = \frac{2 \cdot \pi \cdot L}{\frac{1}{\lambda_1} \cdot \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{\lambda_2} \cdot \ln \frac{r_3}{r_2} + \frac{1}{\lambda_3} \cdot \ln \frac{r_4}{r_3}} \cdot (T_m - T_h)$$

Többrétegű hengeres fal esetén a hőáram a következőképpen számolható:

$$\boxed{q = \frac{2 \cdot \pi \cdot L}{\sum_i \left( \frac{1}{\lambda_i} \cdot \ln \frac{r_{i+1}}{r_i} \right)} \cdot (T_m - T_h)} \qquad (6.6.)$$

## 2. Hősugárzás

A hőenergia egy része minden testben sugárzó energiává alakul át. A sugárzás az atomon belüli folyamat eredménye: különböző hullámhosszú elektromágneses rezgések.

Minden test minden halmazállapotban, minden hőmérsékleten bocsát ki sugárzó hőt. A kisugárzott energia más testekre jutva ott

- elnyelődik (abszorpció) $q_{elny.}$
- visszaverődik (reflexió) $q_{vissz.}$
- áthalad (transzmisszió) $q_{áth.}$

A hármas jelenség együttesen valósul meg: $q = q_{elny.} + q_{vissz.} + q_{áth.}$

### 2.1. Abszolút fekete test

Azt a testet, amely a ráeső hősugárzást teljesen elnyeli, abszolút fekete testnek nevezzük. Ilyen (közelítőleg) a Nap, az égbolt, a zúzmara. Az anyagok színét a róluk visszavert (fény)sugárzás határozza meg. Feketetest idealizált formában sohasem fordul elő a természetben, de számos csillagászati objektum megközelítőleg feketetest. A feketetest jól modellezhető egy üreges gömbbel, amibe vékony lyukat fúrtak, ahol a bejutott sugárzás csapdába esik. Az abszolút fekete test is sugároz ki hőt. A Stefan-törvény értelmében a T hőmérsékletű abszolút fekete test által kisugárzott <u>hőáramsűrűség:</u>

$$q'_0 = E_0 = \delta_0 \cdot T^4 \left[ \frac{W}{m^2} \right] \qquad (6.7.)$$

ahol $\delta_0 = 5{,}67 \cdot 10^{-8} \frac{W}{m^2 K^4}$ – az abszolút fekete test emissziós tényezője

T – hőmérséklet (kizárólag K-ben lehet behelyettesíteni!)

Célszerűségi okokból inkább az alábbi formulát alkalmazzuk:

$$E_0 = C_0 \cdot \left( \frac{T}{100} \right)^4 \qquad (6.8.)$$

ahol $C_0 = 5{,}67 \frac{W}{m^2 K^4} = \delta_0 \cdot 10^8$

Boltzmann a Stefan-féle empirikus összefüggést termodinamikailag igazolta, ezért **Stefan – Boltzmann törvény** néven ismerjük.

## 2.2. Szürke test

A szürke test által kisugárzott energia is arányos a hőmérséklet 4. hatványával:

$$E_1 = C_1 \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^4 = \varepsilon_1 \cdot C_0 \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^4 \qquad (6.9.)$$

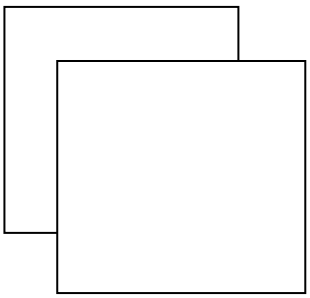
ahol $C_1$ a szürke test emissziós tényezője

A szürke test feketeségi foka ($\varepsilon$) a szürke test és abszolút fekete test emissziós tényezőjének a hányadosa:

$$\varepsilon_1 = \frac{C_1}{C_0} = \frac{E_1}{E_0} \qquad (6.10.)$$

## 2.3. Kirchoff törvénye

**Absz. fekete** T hőmérsékletű
∞ nagy felületű lap



T hőmérsékletű
∞ nagy felületű **szürke** lap

Azonos felületű és hőmérsékletű (∞ nagyságú) abszolút fekete és szürke testet helyezünk egymáshoz közel, így a kibocsátott sugárzásuk teljes egészében a másikra esik. A két lap termodinamikai egyensúlyban csak úgy maradhat, ha a szürke test által kisugárzott hő (veszteség) azonos a fekete testről érkező, a szürke által elnyelt hővel.

a szürke test által kisugárzott hő = a szürke test által elnyelt hő

$$\varepsilon_1 \cdot C_0 \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^4 = A \cdot C_0 \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^4 \qquad (6.11.)$$

<u>Kirchoff törvénye</u>: A szürke test relatív kibocsátó (emisszió) képessége számszerűen azonos a relatív elnyelő (abszorpció) képességével: $\varepsilon_1 = A$.

## 2.4. Meleg test hővesztesége

Mivel minden test sugároz ki hőt minden hőmérsékleten, így a $T_1$ hőmérsékletű test nemcsak lead hőt a hidegebb $T_2$ hőmérsékletű környezetének, hanem onnan fel is vesz hőt. Az effektív hővesztesége: $T_1$ (test) > $T_2$ (környezet) esetén:

$$q'_{effektív} = q'_{leadott} - q'_{felvett} = \underbrace{\varepsilon_1 \cdot C_0}_{C_1} \cdot \left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \underbrace{\varepsilon_1 \cdot C_0}_{C_1} \cdot \left(\frac{T_2}{100}\right)^4 \quad (6.12.)$$

$$\boxed{q'_{eff} = C_1 \cdot \left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4\right]} \quad (6.13.)$$

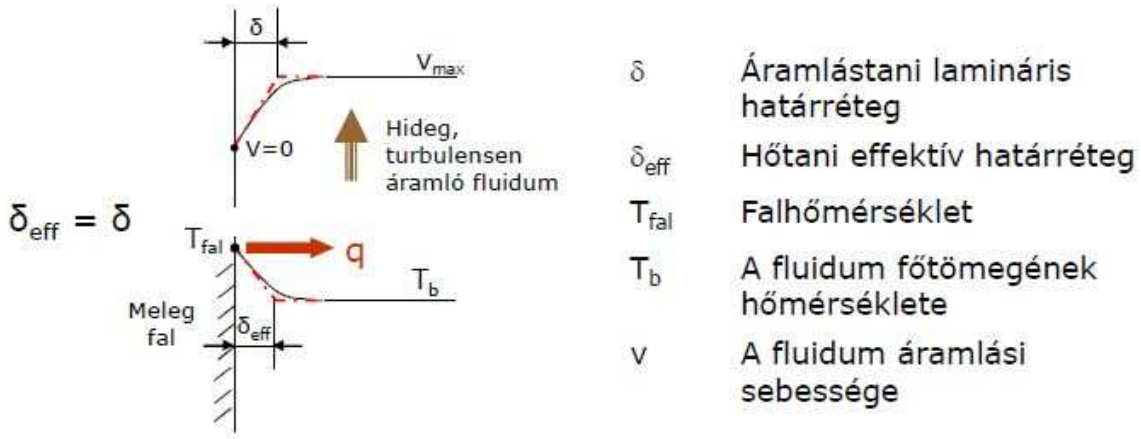
## 3. Konvekció (hőszállítás), hőátadás

A konvektív hőátadás hőszállítással történő hőátadást jelent, azaz az anyag részecskéi elmozdulnak és viszik magukkal a hőtartalmukat. Konvektív hőátadás csak fluidumokban (folyadék, gáz, gőz) mehet végbe. A fluidum részecskéinek elmozdulása bekövetkezhet szivattyúzás, keverés stb. következtében, vagy a fluidumban keletkezett sűrűségkülönbség miatt. Az előbbi két esetben kényszerkonvekcióról, az utolsó esetben természetes konvekcióról beszélünk. A gyakorlatban tiszta konvekció nincs, a hőszállítás mellett mindig van hővezetés (kondukció) is. Ezt az együttes folyamatot **hőátadás**nak nevezzük.

### 3.1. Kényszerkonvekció

A mérnök számára a jól tervezhető, kézben tartható folyamatok a fontosak, ezért a kényszerkonvekció jelentősége lényegesen nagyobb, mint a természetes konvekcióé. Vegyünk egy függőleges sík falat, amely mellett fluidum áramlik felfelé. A következő vázlat a fluidum sebességprofilját és hőmérsékletprofilját ábrázolja állandósult állapotban:

Áramlás síklap mellett végtelen térben




**6.5. ábra** Síklap mellett áramló fluidum sebesség- és hőmérsékletprofilja

Kísérleti tapasztalat: $T_{fal} \neq T_b$ a „hőellenállás” miatt. A hőellenállás csökkenthető a fluidum áramlási sebességének csökkentésével, de nem szüntethető meg. A fal mellett néhány molekularéteg adhézióval tapad a falhoz (súrlódás miatt). A fal mellett vékony filmréteg alakul ki, amelyben a hő vezetéssel terjed, távolabb hőszállítás is van. Áramlástanból ismerjük a sebességprofilt, a fal melletti határréteg (= áramlástani ellenállás) fogalmát → ez egyben a hőtani ellenállás. A $\delta_{eff}$ vastagságú lamináris határrétegben a hő vezetéssel terjed.

A Newton−féle empirikus hűlési törvénnyel leírható a faltól a fluidum főtömege felé áramló hő:

$$q = \alpha \cdot A \cdot \underbrace{(T_{fal} - T_b)}_{\text{hajtóerő}} \tag{6.14.}$$

Az **α hőátadási tényező** W/(m$^2$K) dimenziójú, azaz azt a hőmennyiséget jelenti, amelyet egységnyi felületen, egységnyi hőmérsékletkülönbség hatására egységnyi idő alatt a fluidum felvesz (vagy lead). Értéke függ a fluidum anyagi tulajdonságaitól, a rendszer geometriai adataitól és az áramlási feltételektől.

A főtömeg hőmérséklete ($T_b$) turbulens áramlás, vagyis jó keveredés esetén közel van a minimum hőmérséklethez, a fal mellett viszont meredeken, lineárisan nő. Ez a lineáris hőmérsékletváltozás a hővezetésre jellemző.

A falnál kialakuló vékony hidrodinamikai határréteg a teljes hőellenállást magában foglalja: a fal mellett az egymáson elcsúszó lamináris rétegekben a hő vezetéssel terjed. A hőátadási tényező **filmelméleti** értelmezés szerint:

$$\alpha \cdot A \cdot (T_{fal} - T_b) = \frac{\lambda}{\delta_{eff}} \cdot A \cdot (T_{fal} - T_b) \tag{6.15.}$$

$$\alpha = \frac{\lambda}{\delta_{eff}} \tag{6.16.}$$

azaz, az α hőátadási tényező egyenesen arányos a fluidum λ hővezetési tényezőjével, és fordítottan arányos a $\delta_{eff.} \approx \delta$ hőtani (áramlástani) határréteggel. Ha növeljük a folyadék sebességét a csőben, a lamináris határréteg vastagsága ($\delta_{eff}$) csökken és a hőátadási tényező értéke nő. Így a hőátadási tényező ebből az egyszerű összefüggésből (6.16.) könnyen meghatározható volna. De a gyakorlatban nem tudjuk mérni a fal mellett kialakuló határréteg ($\delta_{eff}$) vastagságát. A hőátadási tényező kísérleti úton történő meghatározása során a mérések feldolgozása nem szolgáltatott eléggé áttekinthető és egyértelmű eredményt. Ezért más feldolgozást alkalmaztak: dimenzionál analízissel határozták meg a hőátadási tényező (α) függvényét.

### 3.2. A hőátadási tényező meghatározása dimenzionál analízissel

Dimenzionál analízis: Matematikailag kimutatható, hogy bármely fizikai összefüggés felírható a benne szereplő független változók hatványkifejezésével.

A hőátadási tényező függ a készülék geometriájától, az áramlási viszonyoktól, és a fluidum fizikai jellemzőitől: $\alpha = f\,(d, v, \eta, \lambda, \rho, c_p)$.

Itt a d – a cső átmérője (m), a v – a fluidum sebessége (m/s), $\eta$ – a fluidum dinamikai viszkozitása (Pa·s), $\lambda$ – a fluidum hővezetési tényezője (W/(m·K)), $\rho$ – a fluidum sűrűsége (kg/m$^3$) és $c_p$ – a fluidum fajhője (J/(kg·°C)). Ezen tagok dimenzióinak hatványkifejezéseivel a következő egyenletet kapjuk a levezetésnél:

$$\alpha = C \cdot \left( \frac{d \cdot v \cdot \rho}{\eta} \right)^e \cdot \left( \frac{c_p \cdot \eta}{\lambda} \right)^f \cdot \frac{\lambda}{d} \qquad (6.17.)$$

$$\left( \frac{\alpha \cdot D}{\lambda} \right) = C \cdot \left( \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\eta} \right)^e \cdot \left( \frac{c_p \cdot \eta}{\lambda} \right)^f \qquad (6.18.)$$

$$\boxed{Nu = C \cdot Re^e \cdot Pr^f} \qquad (6.19.)$$

A (6.19.) egyenletet **kritériális egyenlet**nek nevezzük, melyből a hőátadási tényező meghatározható. Az egyenletben szereplő ’C’ konstans és ’e’, ’f’ kitevők értékét kísérletekből lehet meghatározni. Ezek függnek a berendezés geometriájától (cső a csőben, csőköteges, lemezes, stb. hőcserélőről van-e szó), az áramlási viszonyoktól (lamináris, átmeneti, turbulens áramlás). A gyakorlatban szakkönyvekből kell megkeresni a feltételeinknek megfelelő egyenletet.

A (6.19.) egyenletben szereplő **dimenziómentes számok**:

$Nu = \left( \frac{\alpha \cdot D}{\lambda} \right)$ – Nusselt szám

$Re = \left( \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\eta} \right)$ – Reynolds szám

$Pr = \left( \frac{c_p \cdot \eta}{\lambda} \right)$ – Prandtl szám

A dimenziómentes számokban az anyagi jellemzők függnek a hőmérséklettől. Szokásos a jellemzőket vagy a $T_b$ (bulk – főtömeg), vagy a $T_f$ (film) hőmérsékletén behelyettesíteni, ahol $T_f = (T_{fal}+T_b)/2$. A továbbiakban a Nu, Re, Pr számok mellett a b index azt jelenti, hogy a fluidum fizikai állandóit a főtömeg $T_b$ hőmérsékletén kell venni. Ha az index f, akkor az állandók a $T_f$ filmhőmérsékletre vonatkoznak.

### 3.3. Néhány példa kritériális egyenletekre

## 1. Csőben áramló fluidum, lamináris áramlás

$$Nu_b = C \cdot Pe_b^{0,23} \cdot \left(\frac{D}{L}\right)^{0,5}$$

$$Pe_b = Re_b \cdot Pr_b = \frac{D \cdot v \cdot \rho_b \cdot c_{p_b}}{\lambda_b}$$

$C = 15$ melegítésnél
$C = 11{,}5$ hűtésnél

ha $5000 < Pe < 40000$, $100 < L/D < 400$

## 2. Csőben áramló fluidum, turbulens áramlás

$$Nu_b = 0{,}023 \cdot Re_b^{0,8} \cdot Pr_b^{0,4}$$

$$Nu_f = 0{,}023 \cdot Re_f^{0,8} \cdot Pr_f^{0,33}$$

D = a cső belső átmérője

Nagy viszkozitású folyadékra:

$$Nu_b = 0{,}023 \cdot Re_b^{0,8} \cdot Pr_b^{0,33} \cdot \left(\frac{\eta_b}{\eta_f}\right)^{0,14}$$

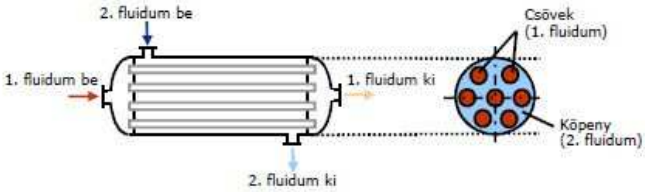
## 3. Hőátadás csőköteges hőcserélő köpenyterében

$$Nu_b = C \cdot Re_{a,b}^{0,6} \cdot Pr_b^{0,33} \cdot \left(\frac{\eta_b}{\eta_{fal}}\right)^{n}$$

$$Re_{a,b} = \frac{d_a \cdot v \cdot \rho_b}{\eta_b}$$

$$Nu_b = \frac{\alpha \cdot d_a}{\lambda}$$

$$C = 1{,}15 \cdot D_e^{0,6}$$




$d_a$ – a kis csövek külső átmérője

$D_e$ – a köpenytér egyenértékű átmérője

Ha a hőcserélő terelőlemez nélküli 'n' értéke 0.

## 4. Csőre merőleges áramlás a csövön kívül

$$Nu_f = 1{,}12 \cdot B \cdot Re_f^{m} \cdot Pr_f^{\frac{1}{3}}$$

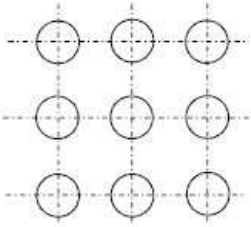
D = a cső külső átmérője

| Re | B | m |
|---|---|---|
| 1.....4 | 0,891 | 0,330 |
| 4.....40 | 0,821 | 0,385 |
| 40.....4000 | 0,615 | 0,466 |
| 4000.....40000 | 0,174 | 0,618 |
| 40000.....250000 | 0,0239 | 0,805 |

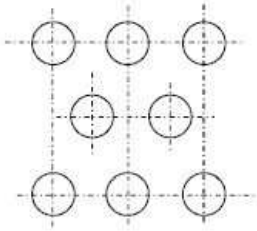
## 5. Csőkötegre merőleges áramlás

$$Nu_b = C \cdot Re_b^{\,m} \cdot Pr_b^{\,n} \cdot \left(\frac{Pr_b}{Pr_{fal}}\right)^{0,25}$$

| $Re_b$ | C | m | n |
|---|---|---|---|
| 5.....1000 | 0,5 | 0,5 | 0,38 |
| $10^3....2 \cdot 10^5$ | 0,25 | 0,6 | 0,38 |
| $> 2 \cdot 10^5$ | 0,023 | 0,8 | 0,37 |



Soros csőelrendezés



Eltolt csőelrendezés

## 6. Kanyarcsőben (csőspirál)

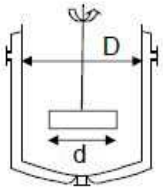
$\alpha$ értéke függ a csősor számától is, az első csősor $\alpha$-ja a maximálisnak 60-70 %-a. Kb. a negyedik-ötödik csősornál éri el a maximális értéket. Korrekciós tényezők diagramban találhatók.

Az egyenes csőre számított $\alpha$-ból:

$$\alpha_{spirál} = \alpha_{egyenes} \cdot \left(1 + 1,77 \cdot \frac{D}{R}\right)$$

ahol D – a cső belső átmérője
R – a kanyar (ív) sugara

## 7. Hőátadás keverős készülékben a folyadékoldalon




$$Nu_b = C \cdot Re_b^{\frac{2}{3}} \cdot Pr_b^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\eta_b}{\eta_{fal}}\right)^{0,14}$$

$$Re_b = \frac{d^2 \cdot n \cdot \rho_b}{\mu_b}$$

$$Nu_b = \frac{\alpha \cdot D}{\lambda_b}$$

C = 0,36 – 0,76 keverőtől függően
d – keverőlapát átmérője

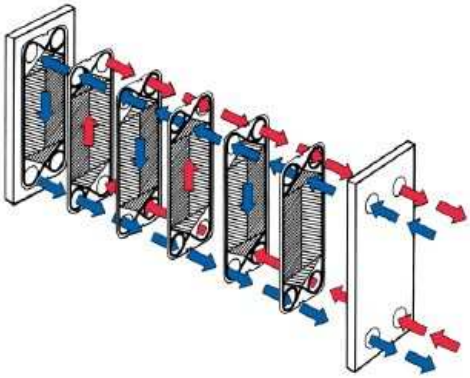
## 8. Hőcsere lemezes hőcserélőben

$$Nu_b = 0,273 \cdot Re_b^{\,0,65} \cdot Pr_b^{\,m} \cdot \left(\frac{s}{l}\right)^{0,35}$$

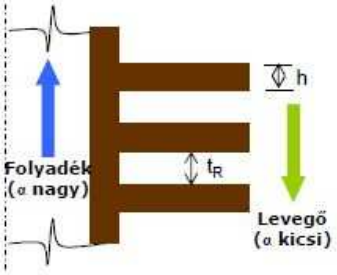
$m = 0,3 - 0,5$

$s = 1,6 - 6$ mm

s, l : a lemezek kialakításának geometriai paraméterei



## 9. Bordáscsöves hőcserélő hőcseréje




A bordák 10-20-szorosára növelik a felületet.

Meg kell határozni a külső borda nélküli felület (sima csőre) $\alpha_0$ értékét és azt korrigálni:

$$\alpha_{bordás} = \alpha_0 \cdot \xi \cdot \left( \frac{b_b \cdot A_R}{A} + \frac{A - A_R}{A} \right)$$

$$\xi = 1 - 0{,}18 \cdot \left( \frac{h}{t_R} \right)^{0{,}63}$$

ahol

A – teljes bordázott csőfelület
$A_R$ – bordák felülete
$\xi$ – borda geometriájából adódó konstans
$b_b$ – bordahatásfok diagramból
h – borda vastagsága
$t_R$ – bordák közti távolság

6.3. táblázat Hőátadási tényező tájékoztató értékei

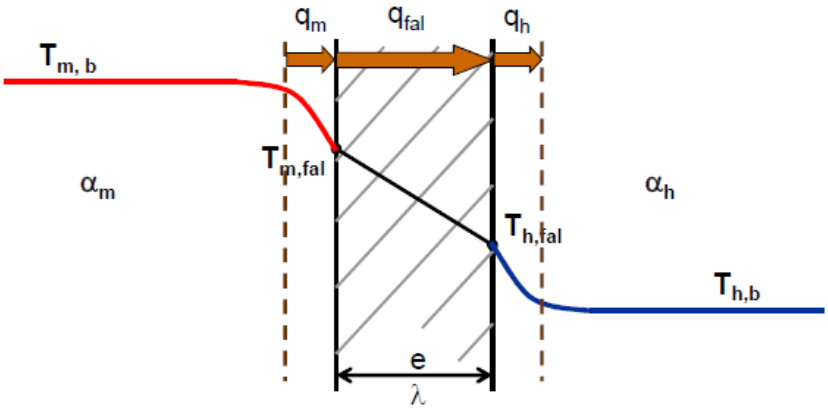
| **Anyag** | **Hőátadási tényező [W/(m²·K)]** | **Nagyságrend** |
|---|---|---|
| Gáz | 1 – 60 | ~10 – 100 |
| Túlhevített gőz | 30 – 120 | ~10 – 100 |
| Folyadék | | |
| Természetes konvekció | 60 – 180 | ~100 |
| Kényszerkonvekció | | |
| lamináris áramlás | 120 – 350 | ~100 |
| turbulens áramlás | 350 – 2500 | ~1000 |
| Forrás | 1700 – 7000 (50.000) | ~10.000 |
| Kondenzáció (vízgőz) | | |
| filmkondenzáció | 6.000 – 20.000 | ~10.000 |
| cseppkondenzáció | 30.000 – 40.000 | ~10.000 |

## 4. Hőátbocsátás

Két, egymástól fallal elválasztott fluidum közötti hőcserét **hőátbocsátás**nak nevezzük. Egy pohár tea hűlése a levegőn jól mutatja a folyamat összetettségét:

1. A meleg fluidum (tea) átadja a hőt a pohár falának. A meleg fluidumon belül együttesen végbemenő hőszállítást és hővezetést az $\alpha_m$ hőátadási tényező fejezi ki.
2. A pohár szilárd fala átvezeti a hőt. Ezt a hőterjedési formát a $\lambda/e$ tényező határozza meg.
3. A hidegebb fluidum (levegő) felveszi a hőt. A hőterjedésnek ezt a formáját a hideg fluidumban párhuzamosan végbemenő hővezetés + hőszállítás + hősugárzás együttesen jelenti: $\alpha_h+\alpha_{sug}$. A sugárzás csak gázok felé jelentős, folyadékok felé elhanyagolható.

Egyszerűsítsük le a vizsgálatot sík falra és a fal mindkét oldalán jól kevert (keveredő) fluidumokra:




**6.6. ábra** Hőátbocsátás elvi vázlata

A keverés következtében a fluidumok főtömegében a hőmérsékletek állandók ($T_{m,b}$=áll. és $T_{h,b}$=áll.), de a fal mellett kialakuló lamináris rétegekben jelentős hőfokesés van, itt ugyanis a hő csak vezetéssel tud terjedni. Egyszerűsítsük a hőmérsékletprofilokat az aszimptótákkal a szokásos módon. A meleg oldalon, a fluidum főtömegében a filmrétegig hőszállítás, a filmben hővezetés van. A kettőt együtt jellemzi az $\alpha_m$ hőátadási tényező. A fal

hővezetését a **λ/e** tényező fejezi ki. A hideg oldalon a filmrétegben hővezetés, a hideg fluidum főtömegében hőszállítás van. A kettőt együtt jellemezzük az $\alpha_h$ hőátadási tényezővel. Hanyagoljuk el a sugárzást.

Stacionárius állapotban a meleg oldalon a főtömegből a falig átadott hőáram:

$$q_m = \alpha_m \cdot A \cdot \left(T_{m,b} - T_{m,fal}\right) \tag{6.20.}$$

A falon átvezetett hő:

$$q_{fal} = \frac{\lambda}{e} \cdot A \cdot \left(T_{m,fal} - T_{h,fal}\right) \tag{6.21.}$$

A hideg oldal által felvett hő:

$$q_h = \alpha_h \cdot A \cdot \left(T_{h,fal} - T_{h,b}\right) \tag{6.22.}$$

Az egyes hőáramoknak meg kell egyezniük, mivel stacionárius állapot van:

$$q_m = q_{fal} = q_h = q \tag{6.23.}$$

Rendezzük át a (6.20.), (6.21.), (6.22.) összefüggéseket és adjuk össze a bal, illetve a jobb oldalakat:

$$\frac{q}{A} \cdot \frac{1}{\alpha_m} = T_{m,b} - T_{m,fal}$$

$$\frac{q}{A} \cdot \frac{e}{\lambda} = T_{m,fal} - T_{h,fal}$$

$$\frac{q}{A} \cdot \frac{1}{\alpha_h} = T_{h,fal} - T_{h,b}$$

$$\frac{q}{A} \cdot \left(\frac{1}{\alpha_m} + \frac{e}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_h}\right) = T_{m,b} - T_{h,b} \tag{6.24.}$$

A (6.24.) egyenletből kifejezhető a hőáram:

$$q = \underbrace{\frac{1}{\frac{1}{\alpha_m} + \frac{e}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_h}}}_{k} \cdot A \cdot \left(T_{m,b} - T_{h,b}\right) \tag{6.25.}$$

A (6.25.) egyenletben az $A \cdot \left(T_{m,b} - T_{h,b}\right)$ kifejezés szorzóját nevezzük **hőátbocsátási tényező**nek:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_m} + \frac{e}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_h}} \tag{6.26.}$$

A hőátbocsátási tényezőt k-val jelöljük, melynek dimenziója $W/(m^2 \cdot K)$. Az egyenlőség reciprokát véve hőellenállás-jellegű összefüggést kapunk:

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_m} + \frac{e}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_h} \tag{6.27.}$$

Ez azt fejezi ki, hogy a hőátbocsátásra jellemző 1/k hőellenállás az egyes hőellenállások összege. A kifejezés emlékeztet minket a hővezetésnél tanult ellenállásra, s nem véletlenül. Hőtani szempontból a fal és a két filmréteg jelent ellenállást, s itt a hőáram vezetéssel megy át. A hőátbocsátás azonban fogalmilag többet fejez ki a többrétegű hővezetésnél. A hőátadás során a hő a fluidum főtömegéből a makrorészek mozgásával jut a hőtani filmig, majd vezetéssel a filmen át a falig. A két hőközlés együttesét a már részleteiben tárgyalt módon egyszerűsítettük le és fejeztük ki a hőátadási tényezővel, $\alpha$-val. A hőátbocsátási tényező magában foglalja a két oldal hőátadási tényezőit és a hővezetési tagot.

A hőáram az 'A' nagyságú felületen keresztül a k hőátbocsátási tényezővel kifejezve, ha a fluidumok főtömegének hőmérsékletei állandóak:

$$q = k \cdot A \cdot \left(T_{m,b} - T_{h,b}\right) \tag{6.28.}$$

6.4. táblázat Hőátbocsátási tényező tájékoztató értékei kényszeráramlás esetére

| Meleg fluidum | Hideg fluidum | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| | Folyadék | | Forrásban levő folyadék | | Gáz (levegő v. túlhevített gőz) |
| | Víz | Olaj | Víz | Olaj | |
| Víz | 900 – 1800 | 120 – 300 | 300 – 900 | 150 – 350 | 10 – 60 |
| Kondenzálódó vízgőz | 900 – 5000 | 120 – 300 | – | – | – |
| Gáz | 10 – 60 | – | 10 – 60 | – | 10 – 30 |

4.2. táblázat Hőátbocsátási tényező tájékoztató értékei természetes áramlás esetére

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Víz | 150 – 300 | 30 – 60 | 120 – 350 | 30 – 120 | 5 – 20 |
| Kondenzálódó vízgőz | 300 – 1200 | 60 – 180 | 2000 – 5000 | 300 – 800 | 5 – 10 |
| Gáz | 5 – 20 | – | 5 – 20 | – | 3 – 10 |

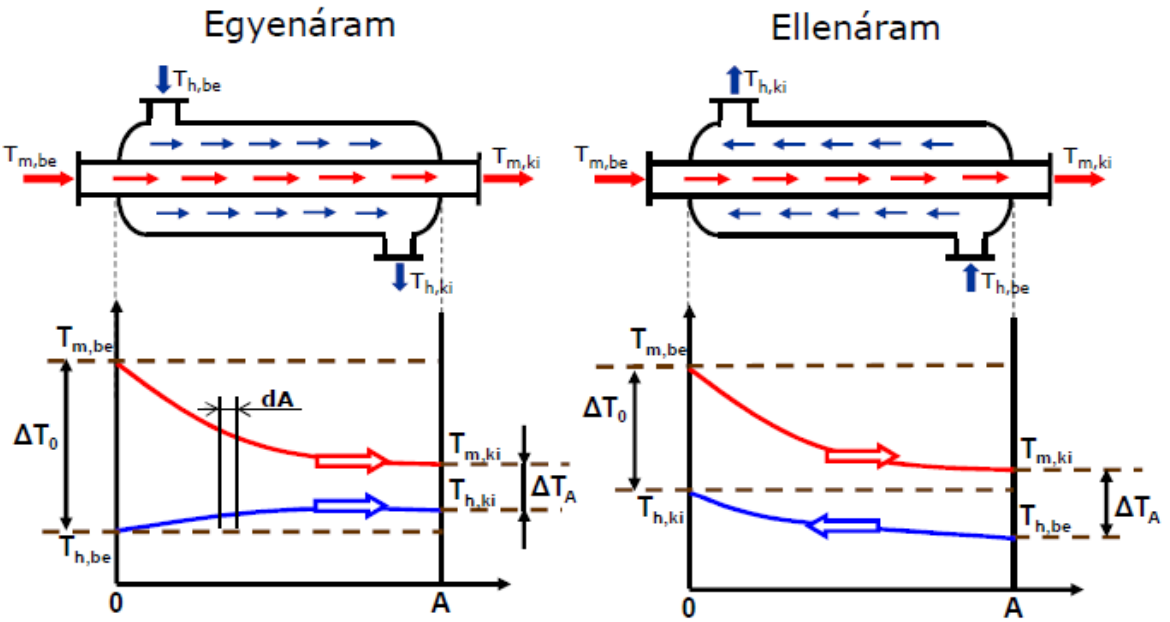
6.5. táblázat Hőátbocsátási tényező tájékoztató értékei különböző hőcserélőkre

| Hőcsere típusa | Fluidum | | Hőcserélő | k [W/(m$^2$·K)] | |
|---|---|---|---|---|---|
| | | | | min | max |
| Folyadék – folyadék fázisváltozás nélkül | Víz | Víz | Csőköteges | 400 | 1000 |
| | | | Lemezes | 2000 | 3000 |
| | Víz | Szerves folyadék | Csőköteges | 200 | 600 |
| | | | Lemezes | 1000 | 1500 |
| | | | Csőspirálos | 300 | 1000 |
| | Víz | Viszkózus vizes oldat | Lemezes | 500 | 1000 |
| Hűtés | Víz | Vizes oldat | Csőspirál | 400 | 700 |
| Kondenzálás, forralás | Vízgőz | Vizes oldat | Csőköteges | 900 | 2500 |
| | | | Duplikátor | 300 | 400 |
| | | | Inox | 900 | 2500 |
| | Vízgőz | Levegő | Csőköteges | 10 | 30 |

## 4.1. Átlagos hőmérsékletkülönbség

A hőátbocsátás képletének bevezetésekor feltételeztük, hogy a fluidumok főtömegének hőmérséklete állandó a fal két oldalán. A $T_{m,b}$=áll. és $T_{h,b}$=áll. feltétel azonban csak forrásban lévő folyadékokra, illetve kondenzálódó gőzökre igaz. Általános esetben a fluidumok hőmérséklete a hőcserélő készülékben változik: a melegebb lehűl, a hidegebb felmelegszik. Ilyen esetben a hőátbocsátás egyenlete csak differenciális alakban írható fel egy nagyon kicsi dA felületre:

$$dq = k \cdot dA \cdot \left(T_{m,b} - T_{h,b}\right) \tag{6.29.}$$




**6.7. ábra** Egyenáramú- és ellenáramú hőcserélők működési elve, és a hőcserélőkben kialakuló hőmérséklet-profilok

A (6.29.) differenciálegyenletet megoldva egyenáramú hőcserélőre a következő összefüggést kapjuk a hőáramra:

$$q = k \cdot A \cdot \frac{(T_{m,be} - T_{h,be}) - (T_{m,ki} - T_{h,ki})}{\ln \frac{T_{m,be} - T_{h,be}}{T_{m,ki} - T_{h,ki}}} \qquad (6.30.)$$

A (6.30.) egyenletben szereplő hőmérsékletekből álló hányadost nevezzük **átlagos, vagy logaritmikus hőmérséklet-különbség**nek (röviden $\Delta T_{log}$):

$$\Delta T_{log} = \frac{\Delta T_{nagy} - \Delta T_{kicsi}}{\ln \frac{\Delta T_{nagy}}{\Delta T_{kicsi}}} = \frac{\Delta T_0 - \Delta T_A}{\ln \frac{\Delta T_0}{\Delta T_A}} \qquad (6.31.)$$

A hőátbocsátás képlete ezután:

$$q = k \cdot A \cdot \Delta T_{log} \qquad (6.32.)$$

Ez az összefüggés érvényes, ha a hideg és meleg fluidum hőmérséklete nem állandó és feltételezi, hogy ***k*** az egész hőcserélőben állandó, ami nem mindig igaz, de az esetek többségében ***k*** jó közelítéssel állandónak tekinthető.

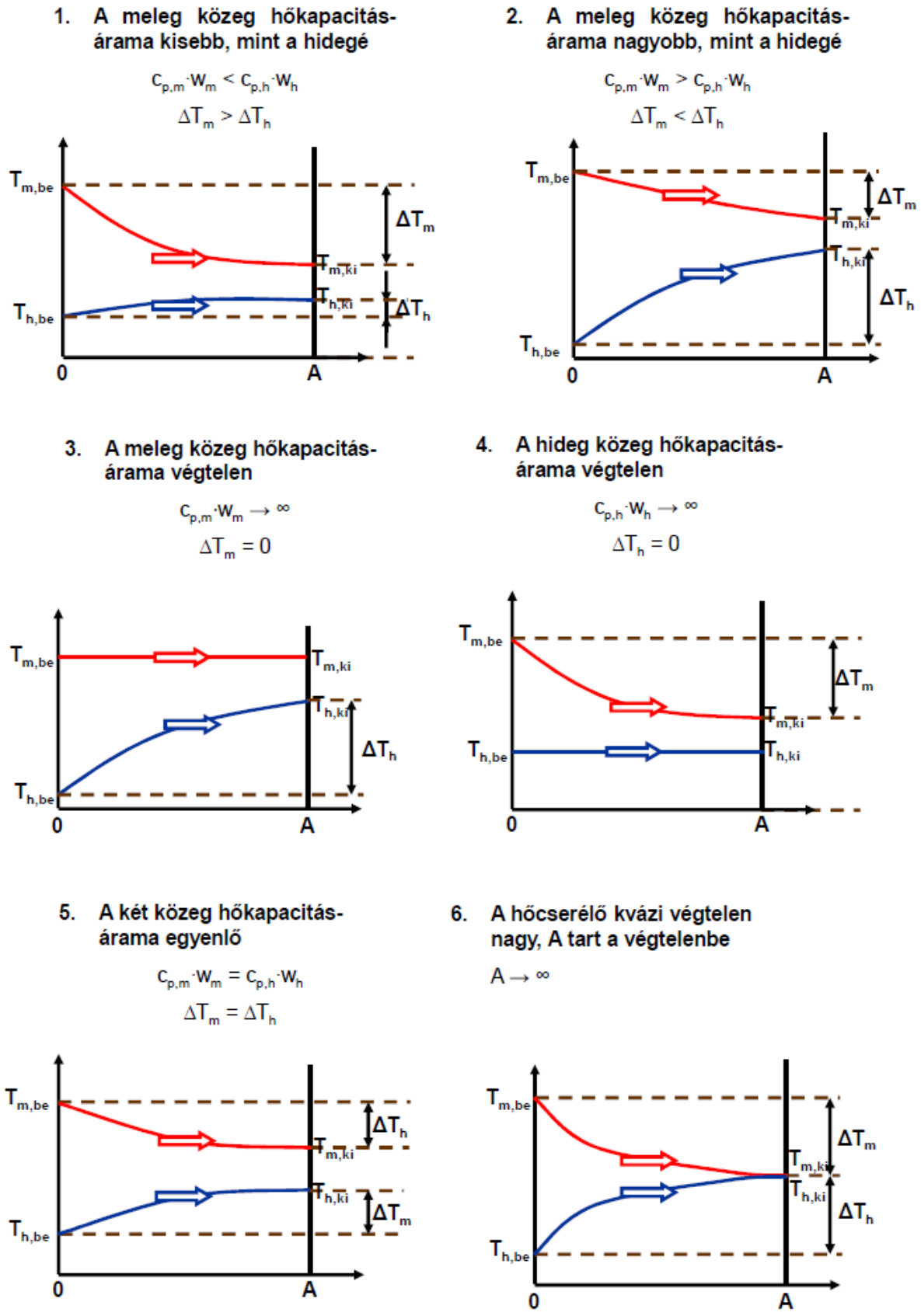
## 4.2. Hőcserélőkben kialakuló hőmérséklet profilok

### 4.2.1. Egyenáramú hőmérséklet profilok

A diagramokon a felső görbe jelenti a meleg, az alsó pedig a hideg fluidum hőmérsékletét a felület függvényében. Mindkét fluidum a bal oldalon lép be a hőcserélőbe, illetve a jobb oldalon lép ki. A hőkapacitásáram a fluidum tömegáramának és fajhőjének a szorzata: cp·w.

Tökéletesen szigetelt rendszerben nincs hőveszteség, ezért a meleg fluidum által leadott hő megegyezik a hideg fluidum által felvett hővel:

$$w_m \cdot c_{p,m} \cdot \Delta T_m = w_h \cdot c_{p,h} \cdot \Delta T_h \qquad (6.33.)$$




**6.8. ábra** Egyenáramú hőcserélőkben kialakuló hőmérséklet-profilok

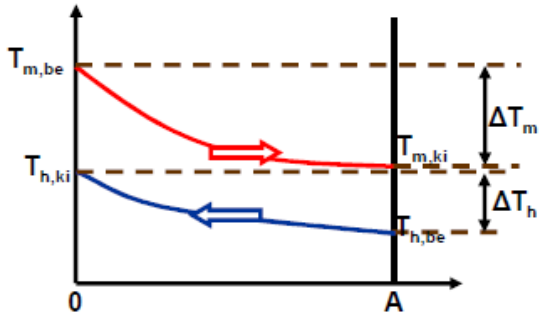
### 4.2.2. Ellenáramú hőmérséklet profilok

A diagramokon a felső görbe jelenti a meleg, az alsó pedig a hideg fluidum hőmérsékletét a felület függvényében. A meleg fluidum a bal oldalon lép be, illetve a jobb oldalon lép ki. A hideg fluidum (ellenáramban haladva) a jobb oldal felől a bal oldal felé áramlik.

**1. A meleg közeg hőkapacitás-árama kisebb, mint a hidegé**

$c_{p,m} \cdot W_m < c_{p,h} \cdot W_h$

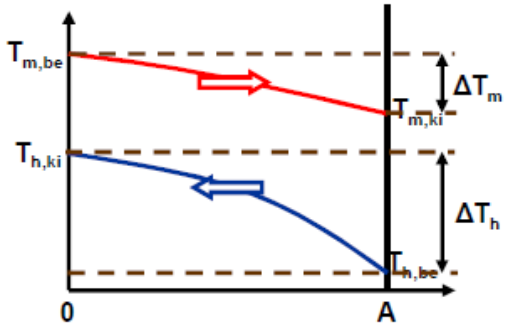
$\Delta T_m > \Delta T_h$




**2. A meleg közeg hőkapacitás-árama nagyobb, mint a hidegé**

$c_{p,m} \cdot W_m > c_{p,h} \cdot W_h$

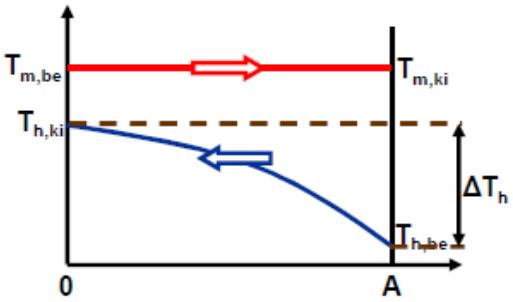
$\Delta T_m < \Delta T_h$




**3. A meleg közeg hőkapacitás-árama végtelen**

$c_{p,m} \cdot W_m \rightarrow \infty$

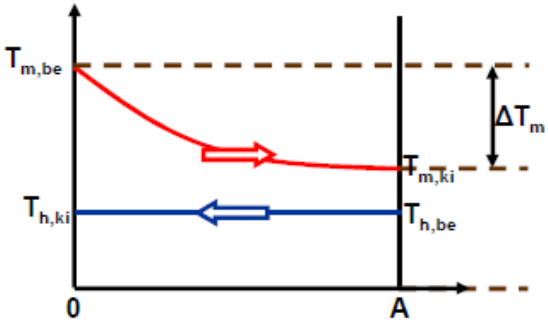
$\Delta T_m = 0$

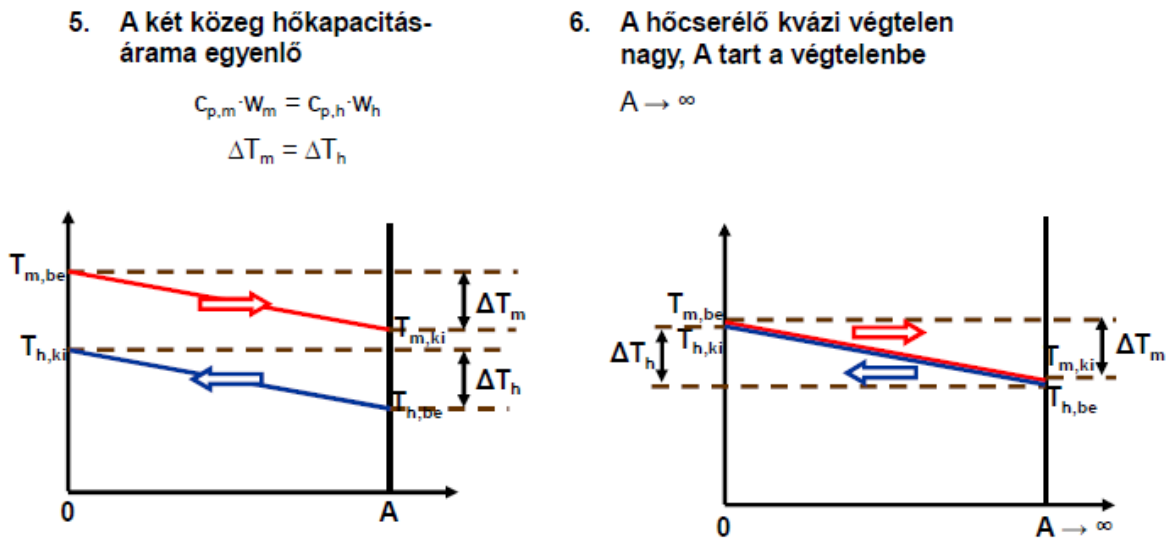



**4. A hideg közeg hőkapacitás-árama végtelen**

$c_{p,h} \cdot W_h \rightarrow \infty$

$\Delta T_h = 0$






**6.9. ábra** Ellenáramú hőcserélőkben kialakuló hőmérséklet-profilok

## 5. Hőcserélő méretezés lépései

Végcél: hőátadó felület, hőcserélő főbb geometriai, üzemi jellemzőinek meghatározása

1. Ismert anyagáramok, hőmérsékletek: $w_1$, $w_2$, $T_1$, $T_2$, $T_3$, $T_4$

2. Anyagjellemzők meghatározása a közegek átlagos hőmérsékletén: $\rho_1$, $\eta_1$, $c_{p1}$, $\lambda_1$; $\rho_2$, $\eta_2$, $c_{p2}$, $\lambda_2$

3. Hőáram és $\Delta T_{log}$ kiszámítása:

$$q = w \cdot c_p \cdot \Delta T_{log} \quad \text{és} \quad \Delta T_{log} = \frac{\Delta T_N - \Delta T_K}{\ln \frac{\Delta T_N}{\Delta T_K}}$$

4. Ellen-, egyen-, keresztáram, hőcserélő típusának meghatározása

5. Tapasztalati átlagértékek alapján a hőátbocsátási tényező értékének felvétele (6.6. táblázat)

6.6. táblázat A hőátbocsátási tényező tapasztalati átlagértékei

| Közeg | | Hőátbocsátási tényező [W/(m$^2$·K)] |
|---|---|---|
| köpenyoldali | csőoldali | |
| Víz | Víz | 1300 – 2800 |
| Gőz | Tej | 1000 – 1200 |
| Gőz | Cukorlé, kb. 15 °Brix | 550 – 850 |
| Gőz | Cukorlé, >60 °Brix | 350 – 700 |
| Szerves oldószer | Víz | 250 – 850 |
| Fűtőolaj | Víz | 80 – 150 |
| Szerves oldószer | Szerves oldószer | 100 – 350 |

6. Hőátadó felület közelítő kiszámítása:

$$A = \frac{q}{k \cdot \Delta T_{log}} = \frac{c_{p_1} \cdot w_1 \cdot \left(T_{1,be} - T_{1,ki}\right)}{k \cdot \Delta T_{log}} \tag{6.34.}$$

7. Geometriai tervezés:
   a. hőcserélő pontos típusának meghatározása
   b. csövek elrendezése, lemezek kiválasztása, darabszám, csőhossz kiszámítása…

   nincs általános szabály, szakterület speciális igényeit kell figyelembe venni. (Segítség: nagyobb nyomású közeget csövekbe vezessük, gőz kondenzálódása csöveken kívül történjen, a lerakódások a könnyebben tisztítható oldalon keletkezzenek, stb.)

8. Pontos geometriai adatok ismeretében sebesség (v), Re szám, hőátadási tényezők ($\alpha_1$, $\alpha_2$) számítása mindkét oldalra

9. Tényleges hőátbocsátási tényező számítása a hőellenállásokból

10. Felvett és számított hőátbocsátási tényező összehasonlítása. Eltérés $\leq$ 5 %, jó a tervezett hőcserélő. Eltérés $\geq$ 5 %, újraszámolás

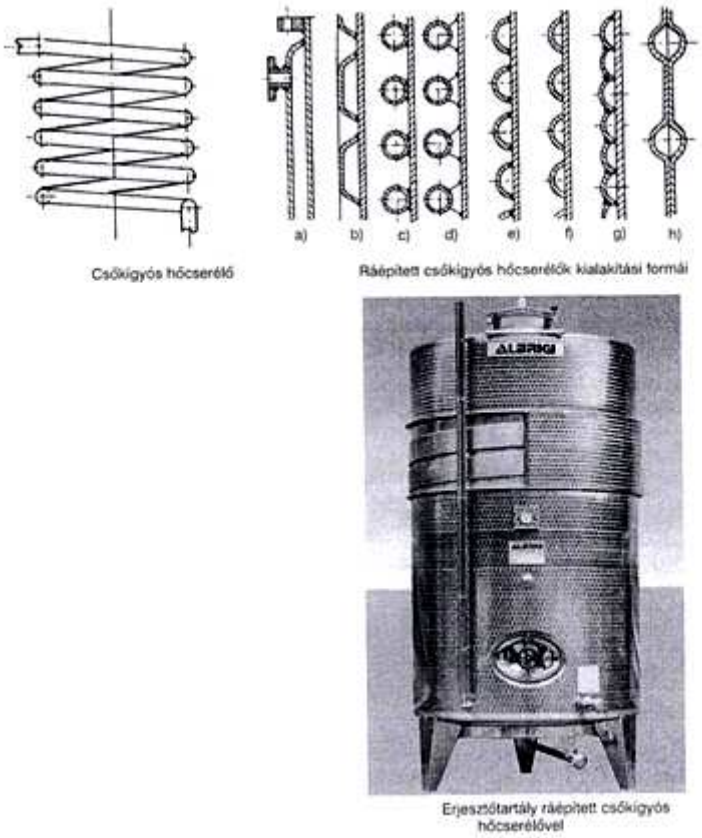
**Nyomásesés hőcserélőkben**

A hőcserélő üzemi költségeit az szabja meg, hogy mennyibe kerül a hőcserélőben részt vevő közegek átszállítása a hőcserélőn keresztül. Adott közegmennyiségek esetén ezt a közegek nyomásesése, nyomásvesztesége határozza meg. Mindkét közeg nyomásveszteségét külön-külön ki kell számítani és figyelembe venni, Áramlástani képletek segítségével számíthatjuk. Nem kör keresztmetszetű csövek, csatornák esetén a hidraulikai egyenértékű átmérővel kell számolni. Csőben történő áramlás (lamináris és turbulens) esetén:

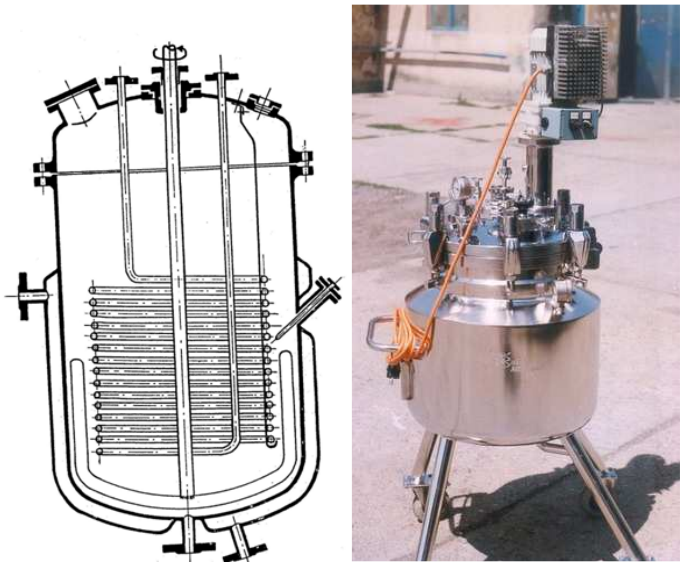
$$\Delta p = f \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v^2 \cdot \rho}{2} \tag{6.35.}$$

# 6. Hőtani berendezések

A 6.10. és 6.11. ábrán látható csőkígyós hőcserélők ill. duplikátorok a szakaszos hőcserélő berendezésekhez tartoznak, az általában domború fenekű tartályok nagy méretűek , több $m^3$ térfogatú folyadék melegítésére alkalmasak egy időben. A tartály belsejében elhelyezett, különböző kialakítású csőkígyó belsejében áramlik a fűtőközeg (6.10. ábra). A hőátadó felület növelhető a duplafalú tartály kialakítás segítségével, ahol a köpenytérben is áramolhat kiegészítő fűtésként a fűtőgőz/folyadék.

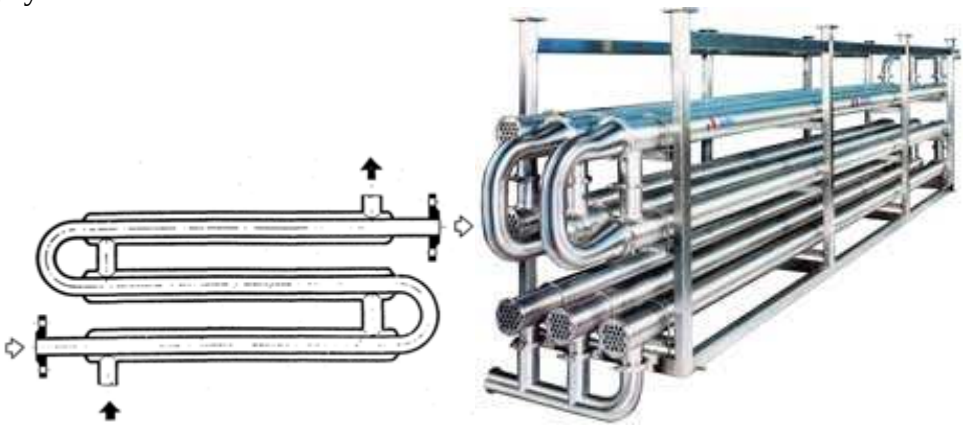



**6.10. ábra** Csőkígyós hőcserélők

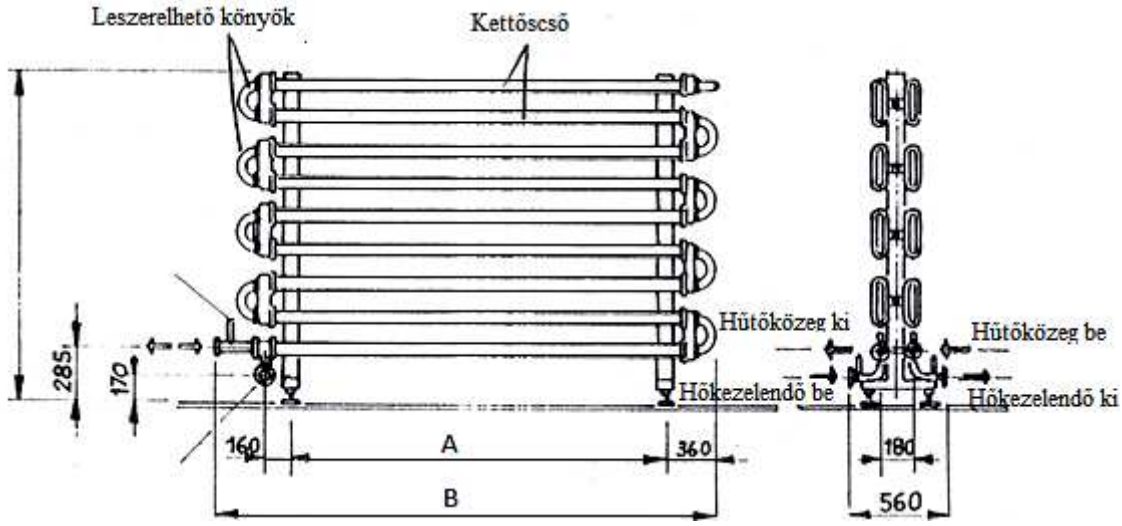


**6.11. ábra** Keverős duplikátor kanyarcsöves kiegészítő fűtőfelülettel

A cső-a-csőben hőcserélő (6.12. ábra) és a kettőscsöves hőcserélő (6.13. ábra) esetében is a kis átmérőjű lévezető csövek körül nagy átmérőjű csövek helyezkednek el koncentrikusan, így a két cső között fűtőtér alakul ki. Ide vezetik be a fűtőközeget. A lécsövek belsejébe szivattyú segítségével az alsó csonkon érkezik a lé nagy áramlási sebességgel, majd miután végighalad a sorba kapcsolt csöveken, felül távozik. Eközben megtörténik a hőátadás a két közeg között. A cső-a-csőben elrendezésű hőcserélők esetében mindkét közeg folyadék, mivel a keletkező kondenzátum az alsó csőfelületet elzárná a fűtőgőz elő, így csökkenne a fűtőfelület. Mindkét berendezésnél többjáratú hőcserélőkről beszélünk. A járat fogalmán azt a számot értjük, ahányszor a fűtendő vagy hűtendő lé irányt változtat a hőcserélő csövek hossztengelye mentén.



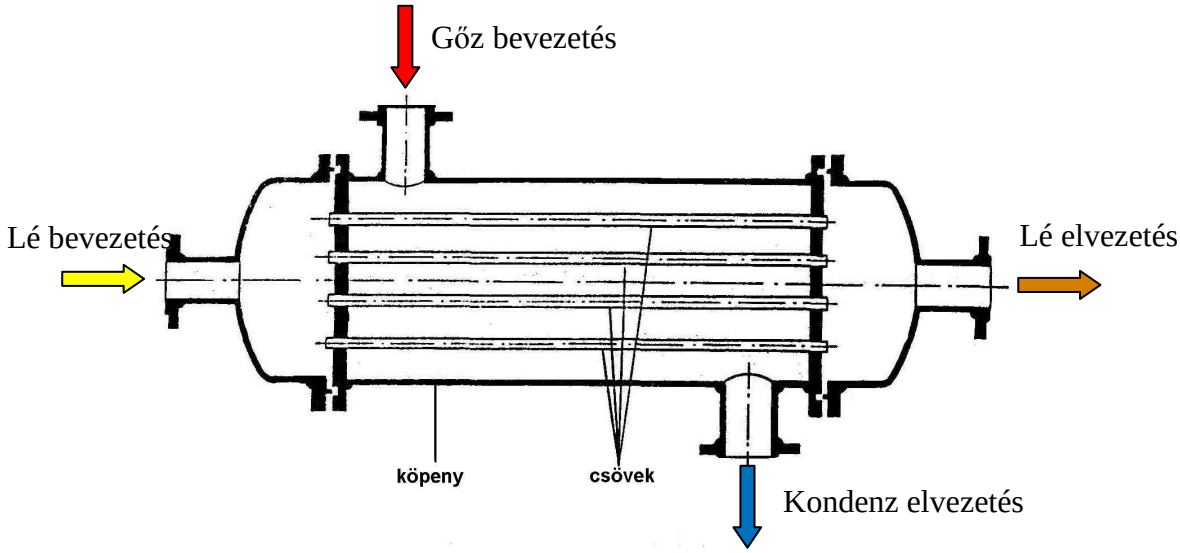
**6.12. ábra** Cső-a-csőben hőcserélő



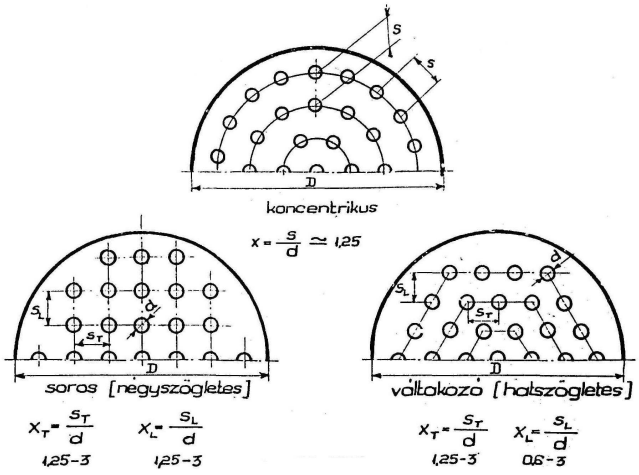

**6.13. ábra** Kettőscsöves hőcserélő

A 6.14. – 6.16. ábrán egy- ill. többjáratú csőköteges hőcserélők láthatóak. Itt a csőkötegfalba hegesztik a melegítőcsöveket. A párateret nagy átmérőjű köpeny alkotja, ide vezetik be a fűtőgőzt. A köpenytérben a gőz lekondenzálódik, és a keletkező kondenzátum az alsó csőcsonkon keresztül távozik. Mivel a nem kondenzálódó gázok (pl. levegő) a hőátadás szempontjából ellenállást jelentenek, ezért szükséges azok eltávolítása, mely a berendezés legfelső pontjára szerelt légtelenítőcsap segítségével oldható meg.

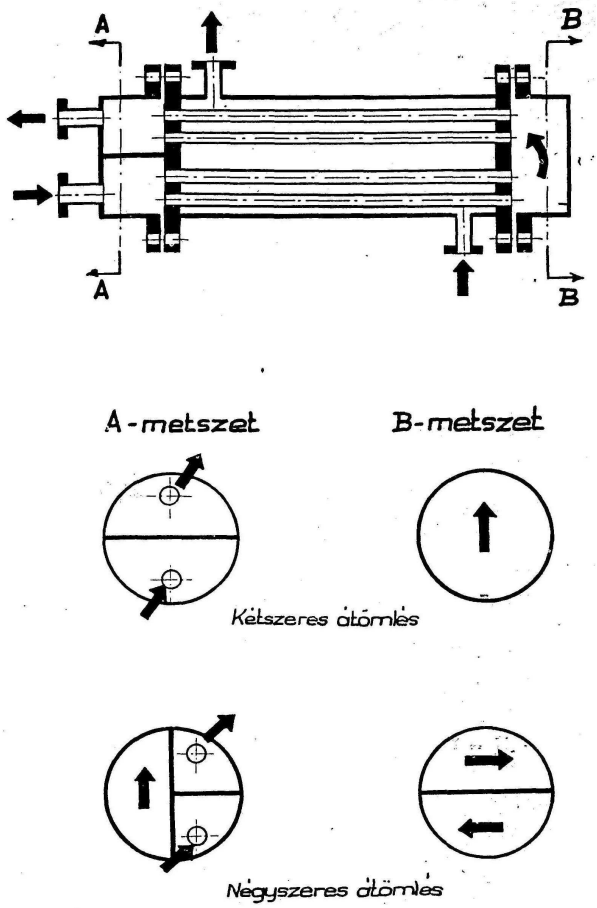
Csőköteges hőcserélő a pálinkakészítés során előhűtőként is alkalmazható, ilyenkor a fekvőhengeres, rozsdamentes berendezés köpenyterében glikolos vizet áramoltatnak.




**6.14. ábra** Egyjáratú csőköteges hőcserélő



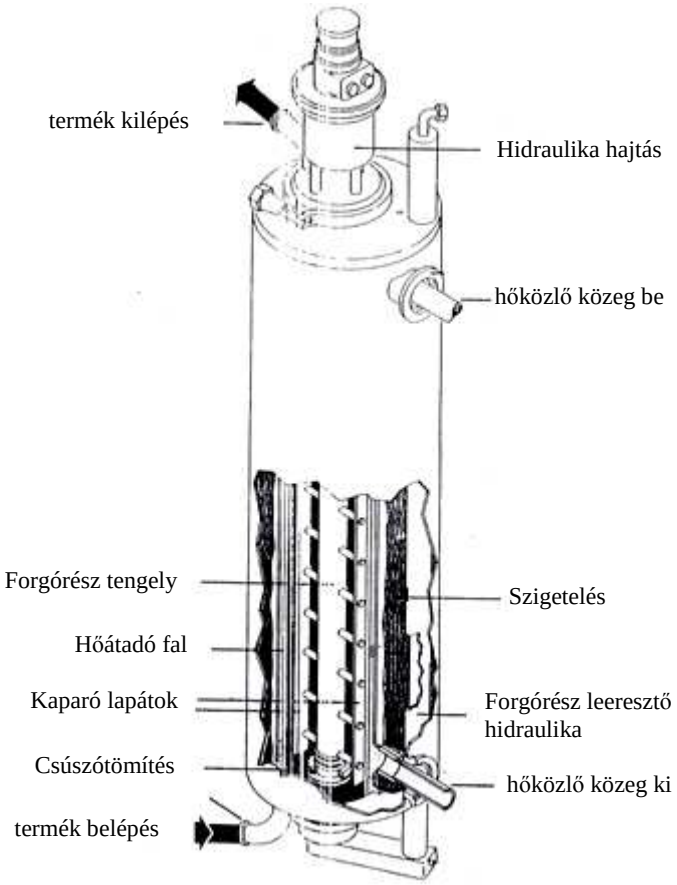

**6.15. ábra** Csőköteg elrendezések




**6.16. ábra** Többjáratú csőköteges hőcserélők és metszeti képeik

A 6.17. ábrán látható kapartfalú hőcserélő kis mennyiségű anyagok hőátadása esetén alkalmazható. A függőleges tengelyre rögzített lapátok egy vékony filmréteget alakítanak ki a fal belső felületén. A lé tartózkodási ideje kicsi, a hőátadás gyorsan megy végbe, és nagy hőátbocsátási tényező érhető el ezzel a készülékkel.

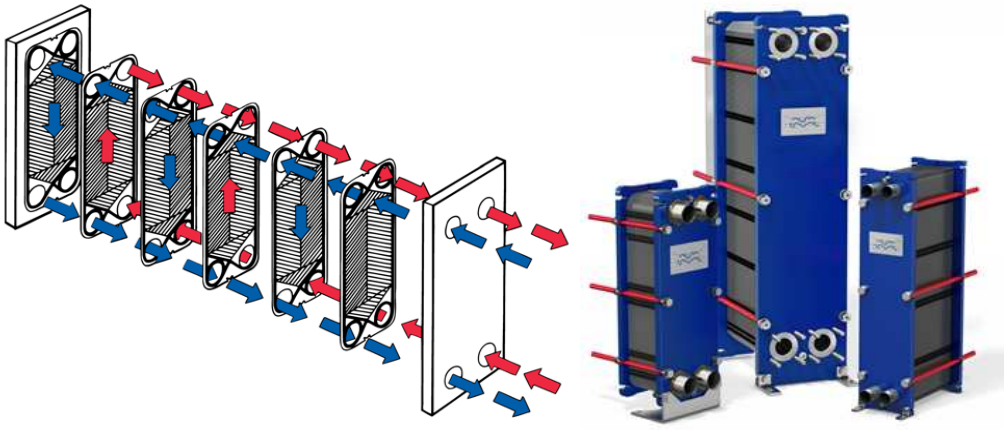
Kissé módosított változata a kis folyadékterű, függőleges tengelyű kapartfalú filmbepárló, melyet viszkózus, ill. hőérzékeny anyagok bepárlásánál alkalmaznak.




**6.17. ábra** Kapartfalú hőcserélő (ALFA-LAVAL Contherm.)

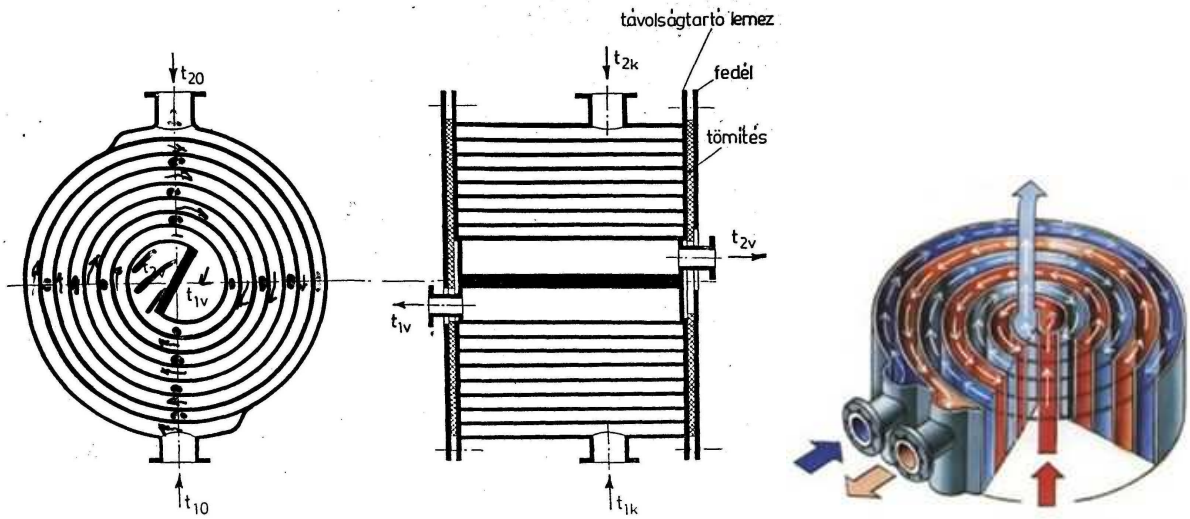
A lemezes hőcserélő esetében a két, hőátadásban résztvevő közeget egymástól lemez választja el (6.18. ábra). A rozsdamentes lemezeket összeszorítás után gumitömítések zárják le. Mindegyik hőcserélő lemezen összesen négy nyílás van, amelyek összeszerelés után gyakorlatilag zárt vezetéket alkotnak. A 6.19. ábrán egy ellenáramú elrendezés látható. A lemezek összeszorítását csavarorsóval végzik úgy, hogy azokat homloklapok zárják le. A lemezes hőcserélőkben a hőátadó felületet hullámosított lemezek alkotják, ez egyrészt a lemezek merevségét biztosítja, és növekszik a hőátadó felület, másrészt az áramló közeg turbulens áramlását biztosítja, így növekszik a hőátadási, ezzel pedig a folyamatra jellemző hőátbocsátási tényező. A lemezes hőcserélőben elérhető hőátbocsátási tényezők legalább 50 %-kal nagyobbak, mint a csőköteges hőcserélőké. Előnye továbbá, hogy a hőátadó felület rugalmasan változtatható, ill. könnyen szét- és összeszerelhető, egyszerűen tisztítható.

**6.18. ábra** Lemezes hőcserélő egy lemezének képe



**6.19. ábra** Lemezes hőcserélők

Speciális kialakítású lemezes hőcserélőnek tekinthető a spirállemezes hőcserélő (6.20. ábra). A felmelegítendő anyag a létérben egyre szűkülő köríven kering, míg vele egyen- vagy ellenáramban a felmelegítést végző anyag (pl. gőz) kering. Ebben a berendezésben nagyon jók a hőátadási viszonyok, és előnye, hogy nagyon kicsi a hőveszteség. Hátránya a bonyolultabb kialakítás.




**6.20. ábra** Spirállemezes hőcserélők

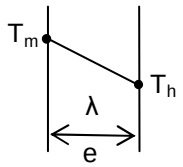
# HŐTANI SZÁMÍTÁSI FELADATOK

## Mintafeladatok hőtanból

**1. feladat**

**Számítsa ki egy egyrétegű síkfalon átmenő hőáramot, és hőáramsűrűséget, ha a fal vastagsága 25 cm, hővezetési tényezője 0,93 W/(mK), felülete 15 m$^2$. A belső falfelület hőmérséklete 180 °C, a külső felületé 33 °C. Mennyi hő megy át a falon egy nap alatt?**

$e = 25$ cm $= 0{,}25$ m
$\lambda = 0{,}93$ W/(m·K)
$A = 15$ m$^2$
$T_m = 180$ °C
$T_h = 33$ °C
$t = 1$ nap $= 86400$ s




$q = ?$
$q' = ?$
$Q = ?$

$$q = \frac{\lambda}{e} \cdot A \cdot (T_m - T_h) = \frac{0{,}93}{0{,}25} \cdot 15 \cdot (180 - 33) = 8202{,}6\,\text{W}$$

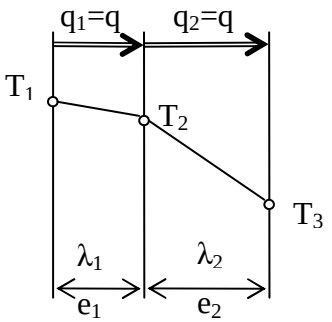
$$q' = \frac{q}{A} = \frac{8202{,}6}{15} = 546{,}84\,\frac{\text{W}}{\text{m}^2}$$

$$Q = q \cdot t = 8202{,}6 \cdot 86400 = 7{,}087 \cdot 10^8\,\text{J} = 708{,}7\,\text{MJ}$$

**2. feladat**

**Egy kemence síknak tekinthető fala két rétegből áll. Az első réteg 10 cm vastag tűzálló téglából készült, melynek hővezetési tényezője 1,44 W/(m·K). A második réteg 20 cm vastag vörös tégla, melynek hővezetési tényezője 0,58 W/(m·K). A tűzálló téglából készült fal hőmérséklete 710 °C, a vörös téglából készült falé pedig 130 °C. Számítsa ki a falon átment hőáramot, ha a falak felülete 1,5 m$^2$! Határozza meg egy nyolc órás műszak alatti hőveszteséget J-ban!**

$e_1 = 10$ cm $= 0{,}1$ m
$\lambda_1 = 1{,}44$ W/(mK)
$e_2 = 20$ cm $= 0{,}2$ m
$\lambda_2 = 0{,}58$ W/(mK)
$T_1 = 710$ °C
$T_3 = 130$ °C
$A = 1{,}5$ m$^2$
$t = 8$ h $= 28800$ s




$$q = \frac{A}{\frac{e_1}{\lambda_1} + \frac{e_2}{\lambda_2}} \cdot (T_1 - T_3)$$

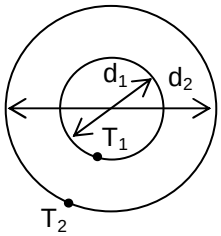
$$q = \frac{1{,}5}{\frac{0{,}1}{1{,}44} + \frac{0{,}2}{0{,}58}} \cdot (710 - 130) = 2100{,}07 \text{ W}$$

$$Q = q \cdot t = 2100{,}07 \cdot 28800 = 6{,}05 \cdot 10^7 \text{ J}$$

**3. feladat**

**Egy polyuretán szigetelőcső belső átmérője 600 mm, külső átmérője 720 mm, a belső felület hőmérséklete 150°C, a külső felületé 25°C. A cső anyagának hővezetési tényezője 0,04 W/(mK). Számítsa ki a 100 m hosszú csővezetéken egy nap alatt vezetéssel leadott hőmennyiséget!**

$d_1$ = 0,6 m
$d_2$ = 0,72 m
$T_1$ = 150°C
$T_2$ = 25°C
$\lambda$ = 0,04 W/(mK)
L = 100 m
t = 3600 · 24 = 86400 s




Egyrétegű hengeres fal hővezetése esetén a hőáram számítása:
(Az elméleti jegyzetben sugarak szerepelnek a képletben, de átmérővel is számolhatunk, hiszen az arányuk ugyanannyi lesz)

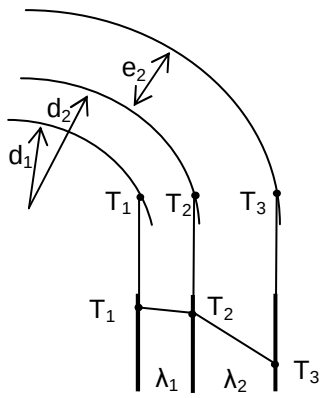
$$q = \frac{2 \cdot \pi \cdot L \cdot \lambda}{\ln \frac{d_2}{d_1}} \cdot (T_1 - T_2) = \frac{2 \cdot \pi \cdot 100 \cdot 0{,}04}{\ln \frac{0{,}72}{0{,}6}} \cdot (150 - 25) = 17231 \text{ W} = 17{,}2 \text{ kW}$$

Hőmennyiség: $Q = q \cdot t = 17231 \cdot 86400 = 1{,}488 \cdot 10^9$ J = 1488 MJ

**4. feladat**

**Egy hűtőgép acélból készült ammónia vezetékét 40 mm vastag üveggyapot szigeteléssel látták el, melynek hővezetési tényezője 0,046 W/(mK). Az acélcső külső átmérője 30 mm, belső átmérője 20 mm, hővezetési tényezője 42 W/(mK). Az acélcső belső felületének hőfoka -10°C, a szigetelés külső felületéé +20°C. Számítsa ki a hőáramot a cső 2 m-es szakaszán, valamint az acélcső falán a hőfokesést!**

$e_2$ = 40 mm = 0,04 m
$\lambda_2$ = 0,046 W/(mK)
$d_1$ = 20 mm = 0,02 m
$d_2$ = 30 mm = 0,03 m
$\lambda_1$ = 42 W/(mK)
$T_1$ = -10°C
$T_3$ = +20°C



$$d_3 = d_2 + 2 \cdot e_2 = 30 + 2 \cdot 40 = 110 \text{ mm} = 0{,}11 \text{ m}$$

$$q = \frac{2\pi \cdot L(T_1 - T_3)}{\frac{1}{\lambda_1}\ln\frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{\lambda_2}\ln\frac{r_3}{r_2}} = \frac{2\pi \cdot L(T_1 - T_3)}{\frac{1}{\lambda_1}\ln\frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\lambda_2}\ln\frac{d_3}{d_2}} = \frac{2\pi \cdot 2 \cdot (-10 - 20)}{\frac{1}{42}\ln\frac{0{,}03}{0{,}02} + \frac{1}{0{,}046}\ln\frac{0{,}11}{0{,}03}} = -13{,}34 \text{ W}$$

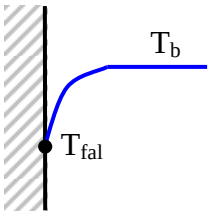
A negatív előjel fizikai tartalma: a hőáram irányát mutatja a cső belseje felé (kívülről áramlik a hő).

$$T_2 - T_1 = q \cdot \frac{\ln\frac{d_2}{d_1}}{2\pi \cdot L \cdot \lambda_1} = 13{,}34 \cdot \frac{\ln\frac{0{,}03}{0{,}02}}{2\pi \cdot 1 \cdot 42} = 0{,}0205°\text{C}$$

**5. feladat**

**Egy 2,5 m$^2$ felületű fal mentén levegő áramlik. A levegő főtömegének hőmérséklete 120°C. A hőátadási tényező 27 W/(m$^2$K), a fal hőmérséklete 45°C. Számítsa ki, hogy 3 óra alatt mekkora hőmennyiség adódik át a levegőből a falra !**

$A = 2{,}5 \text{ m}^2$
$T_b = 120°C$
$T_{fal} = 45°C$
$\alpha = 27 \text{ W/(m}^2\text{K)}$
$t = 3 \text{ h} = 3 \cdot 3600 \text{ s} = 10\,800 \text{ s}$
$Q = ?$




hőáram: $q = \alpha \cdot A \cdot (T_b - T_{fal}) = 27 \cdot 2{,}5 \cdot (120-45) = 5062{,}5$ W
hőmennyiség: $Q = q \cdot t = 5062{,}5 \cdot 10800 = 54675$ kJ

**6. feladat**

**Egy 5 m hosszú és 2 m magas fal felületén óránként 12000 kJ hőt adunk át hőszállítással a levegőből a falra. A hőátadási tényező 11 W/(m$^2$K), az áramló közeg főtömegének hőmérséklete 95°C. Számítsa ki a fal felületének hőmérsékletét!**

$a = 5$ m
$b = 2$ m
$Q = 12000$ kJ $= 12000000$ J
$t = 1$ h $= 3600$ s
$\alpha = 11 \text{ W/(m}^2\text{ K)}$
$T_b = 95°C$
$T_{fal} = ?$

$A = a \cdot b = 2 \cdot 5 = 10 \text{ m}^2$

$$q = \frac{Q}{t} = \frac{12000000}{3600} = 3333{,}33 \text{ W}$$

$$q = \alpha \cdot A \cdot (T_b - T_{fal})$$

$$T_{fal} = T_b - \frac{q}{\alpha \cdot A} = 95 - \frac{3333{,}33}{11 \cdot 10} = 64{,}7\ °C$$

**7. feladat**

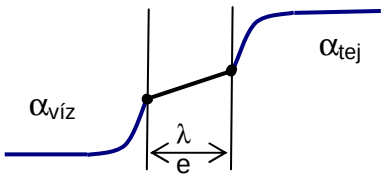
**Egy 26/21 mm acélcső hővezetési tényezője 42 W/(mK). A csőben hideg víz áramlik, a vízoldali hőátadás tényező 2326 W/(m$^2$K), a cső külső felületén 291 W/(m$^2$K) hőátadási tényezőjű tej áramlik.**

**a) Mekkora a hőátbocsátási tényező?**

**b) Mekkora lenne a hőátbocsátási tényező, ha 2 rétegű a csőfal, a második réteg vastagsága 10 mm, hővezetési tényezője 0,8 W/(mK)?**

**a)**

$d_k$ = 26 mm
$d_b$ = 21 mm
$\lambda_1$ = 42 W/(mK)
$\alpha_{víz}$ = 2326 W/(m$^2$K)
$\alpha_{tej}$ = 291 W/(m$^2$K)




$$e_1 = \frac{d_k - d_b}{2} = \frac{26 - 21}{2} = 2{,}5\ \text{mm} = 0{,}0025\ \text{m}$$

$$k_1 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{víz}} + \frac{e_1}{\lambda_1} + \frac{1}{\alpha_{tej}}} = \frac{1}{\frac{1}{2326} + \frac{0{,}0025}{42} + \frac{1}{291}} = 254{,}72 \frac{W}{m^2K}$$

**b)**

$e_2$ = 10 mm
$\lambda_2$ = 0,8 W/(mK)

$$k_2 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{víz}} + \frac{e_1}{\lambda_1} + \frac{e_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_{tej}}} = \frac{1}{\frac{1}{2326} + \frac{0{,}0025}{42} + \frac{0{,}01}{0{,}8} + \frac{1}{291}} = 60{,}88 \frac{W}{m^2K}$$

**8. feladat**

**Egy egyenáramú hőcserélőben 100 kg/h meleg vizet 80 °C-ról hűtünk le 50 °C-ra, 20 °C-os hideg vízzel. A meleg víz fajhője 4190 J/(kg·°C), a hideg vízé 4170 J/(kg·°C). Mennyi hideg vízre van szükség, ha a hideg vizet csak 10 °C-kal engedjük melegedni és a hőveszteséget elhanyagoljuk?**

$w_m$ = 100 kg/h
$T_{m,be}$ = 80 °C
$T_{m,ki}$ = 50 °C
$T_{h,be}$ = 20 °C
$c_{p,m}$ = 4190 J/(kg°C)
$c_{p,h}$ = 4170 J/(kg°C)

$\Delta T_h = 10$ °C
$w_h = ?$

$$T_{h,ki} = T_{h,be} + \Delta T_h = 20 + 10 = 30 \text{ °C}$$
$$q_m = q_h$$
$$w_m \cdot c_{p,m} \cdot \Delta T_m = w_h \cdot c_{p,h} \cdot \Delta T_h$$
$$w_h = \frac{w_m \cdot c_{p,m} \cdot \Delta T_m}{c_{p,h} \cdot \Delta T_h} = \frac{100\frac{kg}{h} \cdot 4190 \cdot (80-50)}{4170 \cdot 10} = 301{,}44\ \frac{kg}{h}$$

**9. feladat**
**Egy 90 mm külső átmérőjű, 5 mm falvastagságú csőben víz áramlik. A cső hossza 6 m, a víz főtömegének sebessége 2 m/s, főtömegének hőmérséklete 50 °C. Számítsa ki a víz hőátadási tényezőjét!**
**Táblázatból kikereshetők a víz fizikai jellemzői ($T_b$ = 50°C-on):**

**$\lambda$ = 0,643 W/(mK)**
**$\rho$ = 988,1 kg/m$^3$**
**$c_p$ = 4,181 kJ/(kgK)**
**$\eta$ = 5,44 · 10$^{-4}$ Pas**

**<u>Kritériális egyenletek csőben áramló fluidumra:</u>**

**Turbulens áramlásra, a főtömegre nézve:** $Nu_b = 0{,}023 \cdot Re_b^{0,8} \cdot Pr_b^{0,4}$

**Lamináris áramlásra:** $Nu_b = C \cdot Pe^{0,23} \cdot \left(\frac{d_b}{L}\right)^{0,5}$ $\quad Pe = Re \cdot Pr$

**C = 15 felfűtésnél, C = 11,5 lehűtésnél**

<u>Megoldás:</u>
$$d_b = d_k - 2 \cdot e = 0{,}09 - 2 \cdot 0{,}005 = 0{,}08\,m$$
$$Re = \frac{d_b \cdot v \cdot \rho}{\eta} = \frac{0{,}08 \cdot 2 \cdot 988{,}1}{5{,}44 \cdot 10^{-4}} = 290618 = 2{,}9 \cdot 10^5$$
Re > 10 000 → turbulens áramlás
Re szám alapján kiválasztható a szükséges kritériális egyenlet: $Nu_b = 0{,}023 \cdot Re_b^{0,8} \cdot Pr_b^{0,4}$

$$Pr = \frac{c_p \cdot \eta}{\lambda} = \frac{4{,}181 \cdot 10^3 \cdot 5{,}44 \cdot 10^{-4}}{0{,}643} = 3{,}54$$
$$Nu = 0{,}023 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4} = 0{,}023 \cdot 290618^{0,8} \cdot 3{,}54^{0,4} = 895{,}34$$
$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{d_b} = \frac{894{,}3 \cdot 0{,}643}{0{,}08} = 7196{,}3\frac{W}{m^2K}$$

**10. feladat**

**Egy üzemben 10 kg/s tömegáramú paradicsomlevet meleg vízzel melegítünk elő. A hőcserélőbe belépő paradicsomlé 15 °C-os, ezt kell 50 °C-ra melegíteni. A víz közben 90 °C-ról 60 °C-ra hűl le. Mekkora hőátadó felület szükséges, ha a hőcserélő**

**a) ellenáramban**

**b) egyenáramban működik?**

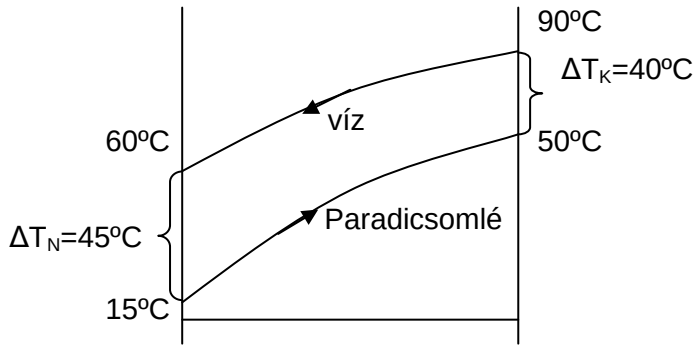
**A hőátbocsátási tényező 2100 W/(m$^2$K), a paradicsomlé fajhője 3,2 kJ/(kgK).**

$w_{par}$ = 10 kg/s
$T_{par,be}$ = 15 °C
$T_{par,ki}$ = 50 °C
$T_{víz,be}$ = 90 °C
$T_{víz,ki}$ = 60 °C
k = 2100 W/(m$^2$K)
$c_{p,par}$ = 3,2 kJ/(kgK)

**a) ellenáram**

A hőátadó felület az alábbi képletből számítható:

$$q = k \cdot A \cdot \Delta T_{log} \rightarrow A = \frac{q}{k \cdot \Delta T_{log}}$$ ismeretlen a hőáram és az átlagos hajtóerő.




$\Delta T_{meleg} = \Delta T_{víz}$ = 90-60 = 30 °C
$\Delta T_{hideg} = \Delta T_{par}$ = 50-15 = 35 °C → ezt a profilt rajzoljuk fel először

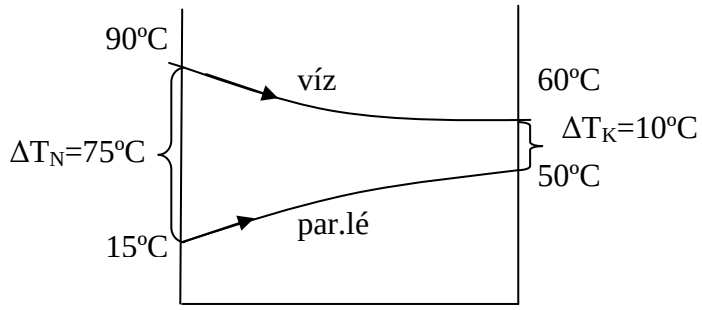
$$\Delta T_{log} = \frac{45-40}{\ln\frac{45}{40}} = 42{,}45^{o}\,C$$

A hőáram a paradicsom által felvett hőből számítható:

$$q = c_{p,par} \cdot w_{par} \cdot \Delta T_{par} = 3{,}2 \cdot 10^3 \cdot 10 \cdot (50-15) = 1{,}12 \cdot 10^6\,W$$

$$A = \frac{1{,}12 \cdot 10^6}{2100 \cdot 42{,}4} = 12{,}56\ m^2$$

**b) egyenáram**




$$\Delta T_{log} = \frac{75-10}{\ln\frac{75}{10}} = 32{,}26^{o}\,C$$

$$A = \frac{1{,}12 \cdot 10^{6}}{2100 \cdot 32{,}26} = 16{,}53\ m^{2}$$

Nagyobb hőcserélő felület szükséges egyenáramú üzemeltetés esetén, mivel kisebb az átlagos hajtóerő.

## Gyakorló példák hőtanból

1. Egy kemence 20 cm vastag falán keresztül vezetéssel leadott hőáram 168 kW. A fal hőmérséklete a belső oldalon 200 °C, a külső oldalán pedig 60 °C, felülete 6 $m^2$. Számítsa ki a fal hővezetési tényezőjét, és a hőáramsűrűséget! [$\lambda$ = 40 W/(mK); q' = 28000 W/$m^2$]
2. Egy 2,5 mm vastagságú rézből készült sík falon keresztül 4 óra alatt a vezetéssel leadott hőmennyiség 9422,78 MJ. A réz hővezetési tényezője 399 W/(mK), a fal felülete 0,205 $m^2$. A hideg oldalon a fal 60 °C-os. Számítsa ki a fal meleg oldali a hőmérsékletét! [$T_m$ = 80 °C]
3. Egy kétrétegű síkfal mérete 4×10 m. Az első réteg 15 cm vastag, hővezetési tényezője 10 W/(mK), a második réteg hővezetési tényezője 0,8 W/(mK). A fal belső oldalán 25 °C-ot mértek, külső oldalán -10 °C-ot, a falon keresztül vezetéssel leadott hőáram 18064,5 W volt. Számítsa ki a második réteg vastagságát cm-ben! [$e_2$ = 5 cm]
4. Egy 5 cm belső átmérőjű, kör keresztmetszetű szigetelés vastagsága 150 mm, hossza 2,5 m, hővezetési tényezője 0,05 W/(mK). A belső falhőmérséklet 60 °C, a külső falhőmérséklet 15 °C. Számítsa ki a vezetéssel leadott hőáramot, és az 5 óra alatt átadott hőmennyiséget kJ-ban! [q = 18,16 W; Q = 327 kJ]
5. Milyen hosszú az a 34 mm külső-, és 30 mm belső átmérőjű csővezeték, melyben a vezetéssel leadott hőáram 50200 W, valamint a cső hővezetési tényezője 50 W/(mK), belső hőmérséklete 35 °C, külső hőmérséklete 30 °C?[L = 4 m]
6. Egy 130/124 mm átmérőjű bronzból készült cső 14 m hosszan a föld felett húzódik. A bronz hővezetési tényezője 62 W/(m·K). A csőben 120 °C-os fluidum áramlik, a csőfal belső hőfoka 117 °C. A csövet poliuretán szigeteléssel látták el, melynek hővezetési tényezője 0,035 W/(m·K) és hőmérséklete 38 °C. Milyen vastag a szigetelés, ha egy nap alatt a vezetéssel leadott hőáram 290,54 W? [$e_2$ = 0,3 m]
7. Egy 42 °C-os fal mellett 50 °C-os fluidumot áramoltatunk. Számítsa ki a fluidum hőátadási tényezőjét, ha a fluidumtól a falig 196 MW/$cm^2$ hőáramsűrűséget mértek! [$\alpha$ = 2450 W/($m^2$K)]
8. Víz és etanol közötti hőcsere folyamán a hőátbocsátási tényező értéke 1510 W/($m^2$K). A víz oldali hőátadási tényező 4500 W/($m^2$K). A két fluidumot elválasztó fal vastagsága 5 mm, hővezetési tényezője 60 W/(mK). Számítsa ki az etanol oldali hőátadási tényez értékét! [$\alpha_{et}$ = 2803,51 W/($m^2$K)]
9. Egy kondenzátorban 60 °C-os gőzt kondenzáltatunk 30 °C-os hűtőközeggel. A gőzoldali hőátadási együttható 1,163·$10^4$ W/($m^2$K). A kondenzátor falának hővezetési együtthatója 58 W/(mK). A vízoldali hőátadási együttható 5815 W/($m^2$K), a kondenzátor falvastagsága 20 mm. Számítsa ki a kondenzátor falán a hőáramsűrűséget! [q' = 49770 W/$m^2$]
10. Pasztőrözés után a tejet vízzel hűtjük le. A hőcsere folyamán 3,325 W/($m^2$K) hőátbocsátási tényezőt mértek. A vízoldali hőátadási tényező 3480 W/($m^2$K), a tej oldali 2200 W/($m^2$K). A fluidumokat elválasztó fal kétrétegű. Az első réteg vastagsága 2 mm, hővezetési tényezője 42 W/(mK). Számítsa ki a második réteg vastagságát, ha annak hővezetési tényezője 0,04 W/(mK)! [$e_2$ = 12 mm]
11. 4,25 kg/h tömegáramú etil-alkoholt hűtünk vízzel. Az alkohol 76 °C-on lép be a hőcserélőbe, és 24 °C-on hagyja el azt. Vele ellenáramban áramlik a belépéskor 5 °C-os víz, mely 17 °C-ot melegszik a kilépésig. Az etil-alkohol fajhője 3,35 kJ/(kg°C), a vízé 4,18 kJ/(kg°C). Számítsa ki a víz tömegáramát és a logaritmikus hőmérséklet különbséget! [$w_{víz}$ = 10,42 kg/h; $\Delta T_{log}$ = 33,51 °C]
12. Etanolt áramoltatunk egy 4 mm vastagságú, 80 mm külső átmérőjű csőben 1,5 m/s sebességgel. Az etanol fizikai jellemzői: sűrűsége 850 kg/$m^3$, dinamikai viszkozitása

$6 \cdot 10^{-4}$ Pa·s, fajhője 3350 J/(kg°C), hővezetési tényezője 0,46 W/(mK). Számítsa ki az etanol hőátadási tényezőjét! [$\alpha_{et}$ = 3724,72 W/(m$^2$K)]

<u>Kritériális egyenletek csőben áramló fluidumra:</u>

Turbulens áramlásra, a főtömegre nézve: $Nu_b = 0{,}023 \cdot Re_b^{0,8} \cdot Pr_b^{0,4}$

Lamináris áramlásra: $Nu_b = C \cdot Pe^{0,23} \cdot \left(\frac{d_b}{L}\right)^{0,5}$ $\quad Pe = Re \cdot Pr$

C = 15 felfűtésnél, C = 11,5 lehűtésnél

13. Egy 50 mm átmérőjű, 6 m hosszú csőben 0,4 m/s sebességgel ricinusolajat áramoltatunk. A ricinusolaj fizikai jellemzői: sűrűsége 954 kg/m$^3$, dinamikai viszkozitása 46,4 mPa·s, fajhője 1926 J/(kg°C), hővezetési tényezője 0,18 W/(mK). A kritériális egyenletek megegyeznek a 12-es feladatban leírtakkal. Számítsa ki a ricinusolaj hőátadási tényezőjét! [$\alpha_{ric.olaj}$ = 82,05 W/(m$^2$K)]
14. Egy 10 mm belső átmérőjű csőben vizet áramoltatunk, melynek hőátadási tényezője 6500 W/(m$^2$K). A víz fizikai jellemzői: sűrűsége 999,8 kg/m$^3$, dinamikai viszkozitása 1 mPa·s, fajhője 4,18 kJ/(kg°C), hővezetési tényezője 0,59 W/(mK). A kritériális egyenletek megegyeznek a 12-es feladatban leírtakkal. Határozza meg a víz áramlási sebességét! [$v_{víz}$ = 1,5 m/s]
15. 82 °C-os tejet hűtünk hűtővízzel 35 °C-ra. A víz 4 °C-on lép be a hőcserélőbe. A tej térfogatárama 80 L/h, fajhője 3,75 kJ/(kg°C), sűrűsége 1030 kg/m$^3$. A hűtéshez óránként 150 liter vizet használunk, melynek fajhője 4,18 kJ/(kg°C), sűrűsége 999,8 kg/m$^3$. Számítsa ki a víz kilépő hőmérsékletét, valamint a hőáramot! Határozza meg, hogy mekkora lesz a hőátadó felület, és a logaritmikus hőmérsékletkülönbség, ha a hőcserélőt egyen- és ellenáramban működtetjük! A tömegáram a térfogatáram és sűrűség szorzatával egyenlő. [$T_{víz,ki}$ = 27,17 °C; $\Delta T_{log,egyen}$ = 30,53 °C; $A_{egyen}$ = 0,14 m$^2$; $\Delta T_{log,ellen}$ = 41,79 °C, $A_{ellen}$ = 0,102 m$^2$]

# VII. LEPÁRLÁS

## 1. A lepárló műveletek és berendezések rövid áttekintése

A lepárlás olyan szétválasztó művelet, amelynek során folyadékelegy illékonyabb komponenseit a kevésbé illékonyaktól elpárologtatás és kondenzálás segítségével választjuk el. A szétválasztást az teszi lehetővé, hogy a folyadékkal érintkező és vele termodinamikai egyensúlyban lévő gőzfázisban az illékonyabb komponensek koncentrációja nagyobb, mint folyadékfázisban.

Desztillációnak nevezzük az egyszeri lepárlást, rektifikálásnak pedig a többszöri, azaz ismételt lepárlást és kondenzálást.

A desztillációról az első írásos emlékek alexandriai alkimistáktól származnak időszámításunk utáni első századból. Bár ezekben az írásokban közvetlenül nem esik szó sem a desztillációról, sem a desztillációs készülékekről, de említenek olyan készülékeket, melyek desztilláló berendezéseknek tekinthetők. Ezek az írások azt írják le, hogyan vizsgálták a természet körforgását és hogyan próbálták meg utánozni, így ezek az írásos emlékek a párologtatásról és a kondenzációról is írnak. A desztillált vizet időszámításunk utáni 2. században már ismerték Alexandros Aphrodisiensis leírása szerint. Az arabok az egyiptomiaktól vették át ezt a műveletet és a kémiai kísérletek hatásosságát fokozták vele. Ők olyan berendezéseket (alembik, lepárlókazán, és retorta) készítettek, melyekkel hatékonyan tudtak desztillálni.

A 12. században a desztilláció felhasználása új irányzatot vett, ugyanis ekkor kezdték el alkalmazni alkoholok kinyerésére. Ennek az eljárásnak a fejlődése tette lehetővé a frakcionált desztilláció felfedezését a 13. században, melyet Tadeo Alderotti nevéhez kötnek.

Az utóbbi két évszázadban a lepárlás kulcsfontosságú, rendkívül széles körben alkalmazott műveletté fejlődött (kőolajipar, szénhidrogénipar, szerves- és szervetlen vegyipar, élelmiszeripar, gyógyszeripar, oldószerek regenerálása, stb.).

**A lepárlás műveleti megvalósításai**

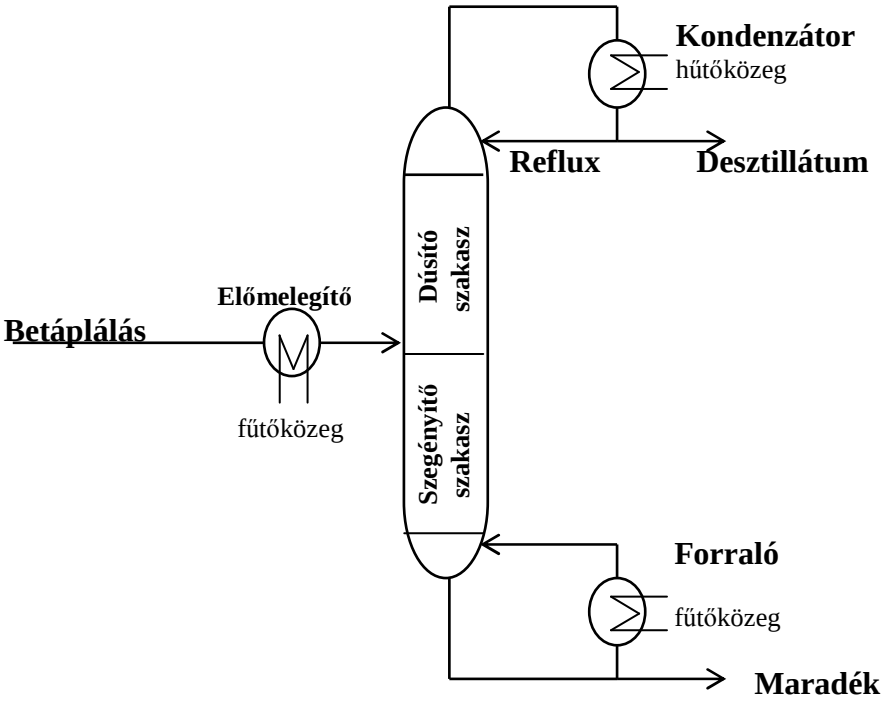
1.) Folytonos egyensúlyi desztilláció, vagy flash desztilláció. Lényege, hogy a szétválasztandó folyadékelegy-áramot folytonosan párologtatjuk el úgy, hogy a keletkezett gőz egyensúlyban legyen a folyadékkal. A kapott két fázist folytonosan elkülönítjük egymástól, összetételük (egyéb feltételek változatlansága mellett) időben állandó. A flash alkalmazhatóságát korlátozza, hogy az elválasztás mértéke csekély.

2.) Folytonos rektifikálás, vagy frakcionálás. Ez ismételt desztilláció, többfokozatú ellenáramú lepárlási művelet. Lehetővé teszi, hogy a szétválasztandó folyadékelegyet komponenseire bontsuk, (általában két komponens esetén egy, C komponens esetén C-1 berendezéssel) az általunk előírt tisztasági követelményeknek megfelelően. A folytonos rektifikálás sémáját a 7.1. ábra mutatja. A rektifikáló kolonna (szokásos még a kolonna mellett az oszlop, vagy torony elnevezés) körkeresztmetszetű függőleges oszlop, amelyben a gőz- és folyadékfázis rendszerint tányérokon, vagy tölteten érintkezik egymással. A kolonna közepe táján vezetjük be a szétválasztandó elegyet (betáplálás), amely gyakran folyadék-halmazállapotú.

A forralást fűtőközeg (pl. fűtőgőz) végzi az ún. visszaforralóban (üstben). Az elforralt anyag fölfelé áramló gőzét a kondenzátorban (pl. hűtővízzel) csapatjuk le. A nyert folyadék

egy részét reflux (visszafolyás) formájában visszavezetjük az oszlopba, másik része a *desztillátum*, vagy fejtermék, amelyet folyamatosan elvezetünk. A kolonna aljáról szintén folyamatosan elvezetett *maradék* a fenéktermék. A két termék közül a desztillátum az illékonyabb, a maradék a kevésbé illékony komponensekben lesz dús.

A folytonos rektifikálás kis és nagy betáplálás esetén egyaránt alkalmazható, ez a legelterjedtebb ipari lepárlási művelet.




**7.1. ábra** Folytonos rektifikálás vázlata

3.) Szakaszos desztilláció vagy differenciális desztilláció. Ennél a lepárlási módnál a teljes folyadékelegy-mennyiséget üstbe töltjük, fűtéssel forrponton tartjuk, utántöltés nélkül elpárologtatjuk, miközben a gőzt kondenzáljuk és elvezetjük. Mind a folyadék, mind a gőz összetétele folyamatosan szegényedik az illékonyabb komponensekben. Kisebb, elsősorban laboratóriumi méretekben alkalmazzák.

4.) Szakaszos rektifikálás. Lényege, hogy az üstbe töltött teljes folyadékelegy-mennyiséget utántöltés nélkül párologtatjuk el, de a gőzöket egy üst fölé helyezett tányéros, vagy töltött oszlopon keresztülvezetve kondenzáljuk, miközben a kondenzátum egy részét refluxként visszavezetjük az oszlop fejébe.

Ha a rektifikálást állandó refluxaránnyal hajtjuk végre, akkor a rektifikálás időbeli előrehaladásával mind a folyadék, mind a gőz összetétele szegényedik az illékonyabb komponensekben. Ez szétválasztást tesz lehetővé: a fejterméket különböző összetételű frakciókra lehet bontani, ha a terméket az idő előrehaladtával különböző szedőkbe gyűjtjük.

Ha a rektifikálást időben növekvő refluxaránnyal hajtjuk végre, akkor a fejtermék összetétele szegényedik az illékonyabb komponensekben.

A folyamat végén az üstben marad az un. maradék. A szakaszos rektifikálást csak kis mennyiségek szétválasztásánál alkalmazzák.

## 2. Gőz-folyadék egyensúly

A gőz-folyadék egyensúly olyan összefüggés, amely kapcsolatot teremt a gőzfázis és a vele termodinamikai egyensúlyban levő folyadékfázis között.

Egyensúly akkor alakul ki, ha két, nem egyensúlyi fázist végtelen ideig érintkeztetünk egymással. A gyakorlatban a desztilláció és rektifikálás során meglehetősen rövid érintkeztetési idő áll rendelkezésre, így a fázisok összetétele csak megközelítheti az egyensúlyt.

A lepárló oszlop szétválasztóképességének tervezéséhez megbízható egyensúlyi adatokra van szükségünk, előfordulhat azonban, hogy a kívánt nyomáson és hőmérsékleten nem állnak rendelkezésre mérési adatok.

A gőz-folyadék fázisegyensúlyra vonatkozó alapösszefüggések lehetővé teszik, hogy hiányos mérési adatsort kiegészítsünk, a meglévő adatokat más nyomásra és hőmérsékletre átszámítsuk, valamint azt, hogy többkomponensű elegyek egyensúlyi adatait a kétkomponensű elegypárok adataiból határozhassuk meg.

Ha semmilyen egyensúlyi adat nem áll rendelkezésre, akkor (legalább részben) meg kell azokat mérnünk, vagy becsülnünk.

A számítógépek széleskörű elterjedésének köszönhetően a számítások végzése gyorsabb és olcsóbb, mint mérések lefolytatása, tehát a fázisegyensúlyokra vonatkozó alapösszefüggések alkalmazásával a tervezéshez szükséges kísérleti vizsgálatokat minimálisra csökkenthetjük.

### 2.1. Alapösszefüggések

Egyensúlyi állapotban az illékonyabb komponensek koncentrációja nagyobb a gőzfázisban, mint a folyadékfázisban (az azeotróp elegyek bizonyos tartományait kivéve, ahogy az a 7.3. ábrán látható). A két fázis egyensúlyi koncentrációinak viszonyát az egyensúlyi arány (megoszlási hányados) fejezi ki:

$$K_i = y_i^* / x_i \qquad (7.1.)$$

ahol $K_i$ az i-edik komponens egyensúlyi aránya,

$x_i$ az i-edik komponens móltörtje a folyadékban,

$y_i^*$ az i-edik komponens móltörtje a gőzben, egyensúly esetén.

(A * jelölést az egyensúly hangsúlyozására használjuk, a későbbi alfejezetekben ettől a legtöbbször eltekintünk).

Az egyensúlyi arány általában függ a hőmérséklettől, a nyomástól és a folyadék összetételétől. Két komponens egyensúlyi arányainak hányadosa lehetővé teszi a két komponens illékonyságainak összehasonlítását, ez a hányados a <u>relatív illékonyság:</u>

$$\alpha_{ij} = K_i / K_j \qquad (7.2.)$$

ahol $\alpha_{ij}$ az i-edik komponens illékonysága a j-edik komponenséhez viszonyítva.

A relatív illékonyságnál az illékonyabb komponenst szokás viszonyítani a kevésbé illékonyhoz, ezért az $\alpha_{ij} > 1$. Az i-edik komponens elválasztása a j-ediktől annál könnyebb, minél nagyobb $\alpha_{ij}$ értéke.

## 2.2. Ideális elegyek

Ideális elegyek esetén a folyadékfázisra érvényes a Raoult-törvény; gőzfázisra pedig a Dalton-törvény, ezért a gőz-folyadék egyensúlyi adatok a tiszta komponensek gőznyomásadataiból számolhatók. A Raoult törvény:

$$p_i = p_i^* \cdot x_i \tag{7.3.}$$

ahol $p_i$ az i-edik komponens parciális nyomása a gőzfázisban,
$p_i^*$ a tiszta i-edik komponens gőznyomása,
$x_i$ az i-edik komponens móltörtje a folyadékfázisban.

A Dalton törvény szerint az i-edik komponens parciális nyomása arányos az össznyomással és a komponens gőzfázisbeli móltörtjével:

$$p_i = p \cdot y_i \tag{7.4.}$$

ahol $y_i$ az i-edik komponens móltörtje a gőzfázisban,
$p$ a gőztér nyomása.

Az i-edik tiszta komponens $p_i^*$ nyomása (gőzállapotban) az Antoine-egyenlettel közelíthető:

$$\log \quad p_i^* = a + \frac{b}{T + c} \tag{7.5.}$$

ahol a, b és c állandók,
T az abszolut hőmérséklet, K-ben.

Ideális elegyre az egyensúlyi arány:

$$K_i = \frac{y_i^*}{x_i} = \frac{p_i^*}{p} \tag{7.6.}$$

Ideális elegyek relatív illékonysága állandó hőmérsékleten állandó. Kétkomponsensű elegyre (7.2.)-vel:

$$\alpha_{12} = \frac{K_1}{K_2} = \frac{p_1^*}{p_2^*} \tag{7.7.}$$

Ha figyelembe vesszük, hogy két komponensre fennáll:

$$x_2 = 1 - x_1 \quad \text{és} \quad y_2^* = 1 - y_1^*$$

akkor

$$\alpha = \alpha_{12} = \frac{y_1^* / x_1}{y_2^* / x_2} = \frac{y_1^* / x_1}{(1 - y_1^*)/(1 - x_1)} \tag{7.8.}$$

Ebből az összefüggésből az α relatív illékonyság ismeretében számítható a gőzfázis egyensúlyi összetétele:

$$y^* = \frac{\alpha \cdot x}{1 + (\alpha - 1) \cdot x} \tag{7.9.}$$

ahol y* az x-hez tartozó egyensúlyi koncentráció.

Ideális kétkomponensű elegyek relatív illékonysága és az 1,013 bar nyomáshoz tartozó normál forráspontja között jó közelítést ad a Melpolder-Headington-féle összefüggés.

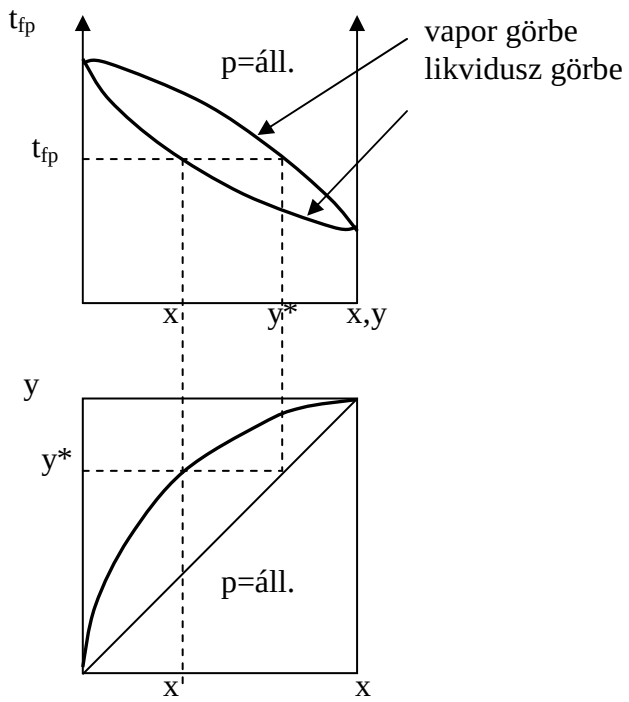
A mérnöki számítások céljára elegendő pontossággal tekinthetjük ideálisnak az azonos homológ sorhoz tartozó vegyületek (pl. szénhidrogének) folyadékelegyeit.

A gázelegyek gyakorlatilag mindig ideálisként számolhatók 2 bar nyomás alatt.

Ideálistól kissé eltérő kétkomponensű elegyekre is fennáll, hogy α értéke szűk hőmérséklet-tartományban közel állandónak tekinthető.

Az egymással egyensúlyban levő két fázis hőmérsékletét olvashatjuk le a forrponti-diagramról (7.2. ábra).

Az egyensúlyi diagram a folyadék és a vele egyensúlyban lévő gőz koncentrációja közötti összefüggést mutatja. A függőleges tengelyen a gőz-, a vízszintes tengelyen a folyadék koncentrációja szerepel (móltört esetleg tömegtört dimenzióban). A 45 °-os egyenes az egyensúlyi átló.




**7.2. ábra** Kétkomponensű elegy forrásponti- és egyensúlyi diagramja

## 2.3. Nemideális folyadékfázis, nemideális gőzfázis

Nemideális elegyek esetében az elegyítéskor létrejövő kölcsönhatások nem egyeznek meg az elegyítés előtt külön-külön tapasztalt kölcsönhatásokkal.

Nemideális folyadék-fázisra a Raoult-törvény nem érvényes. Erre az esetre az egyensúlyi viszonyokat a folyadékfázis aktivitási koefficiensével szokták jellemezni:

$$K_i = \frac{y_i^*}{x_i} \cdot \frac{\gamma_i^L \cdot p_i^*}{p} \qquad (7.10.)$$

ahol $\gamma_i^L$ aktivitási koefficiens a hőmérséklet és folyadékösszetétel függvénye és nagysága $10^{-8}$ (erős savak) és $10^5$ (nemelegyedő folyadékok) között változhat. A gyakorlatban értéke: $\gamma_i^L = 0{,}1 - 20$.

Az aktivitási koefficiensek állandó hőmérsékleten több ismert modellből számíthatók, pl. Scatchard-Hildebrand, Margules, Perter, van Laar, Wilson, Renon-Prausnitz (NRTL) összefüggések [13]. A számítási képletek állandói nagyszámú elegypárra ismertek.

Nemideális gőzfázis esetén a Dalton-törvény nem érvényes, az ideálistól való eltérést a fugacitási tényezővel kell figyelembe venni. Kétkomponensű nemideális elegyek leggyakoribb egyensúlyi és forrpont-diagram típusait mutatja a 7.3. ábra.

1-2 bar nyomáson minden gőzelegy ideálisnak tekinthető, s nem túl nagy nyomáson is kielégítő pontossággal becsülhető ideálisnak.

## 2.4. Korlátoltan elegyedő rendszerek

Korlátoltan rendszerek egyensúlyi és forrásponti diagramjai láthatók a 7.3. ábrán. Minél jobban elegyedik a két komponens, annál inkább hasonlít a diagram az ideális elegyek diagramjára.

## 2.5. Többkomponensű elegyek

Sok számítási eljárás áll rendelkezésre többkomponensű elegyek egyensúlyának meghatározásához, ezek többsége igen munkaigényes és számítógép alkalmazása nélkül nem kezelhető.

Egyszerűvé válik a számítás, ha megengedhető a kulcskomponensekkel való közelítés.

Kulcskomponensek mind a fejtermékben, mind a fenéktermékben általában a jelentős mennyiségben előforduló komponensek, koncentrációjuk mindkét termékben előírt. Az illékonyabb a könnyű kulcskomponens, a kevésbé illékony a nehéz kulcskomponens.

A legegyszerűbb esetben a többkomponensű elegy úgy kezelhető, mintha csak a két kulcskomponenst tartalmazó (biner) elegy lenne. Ez a számítás pl. a körülbelül 70 komponenst tartalmazó nyers alkohol tisztításának számítását leegyszerűsíti etanol-víz eleggyel való számításra.

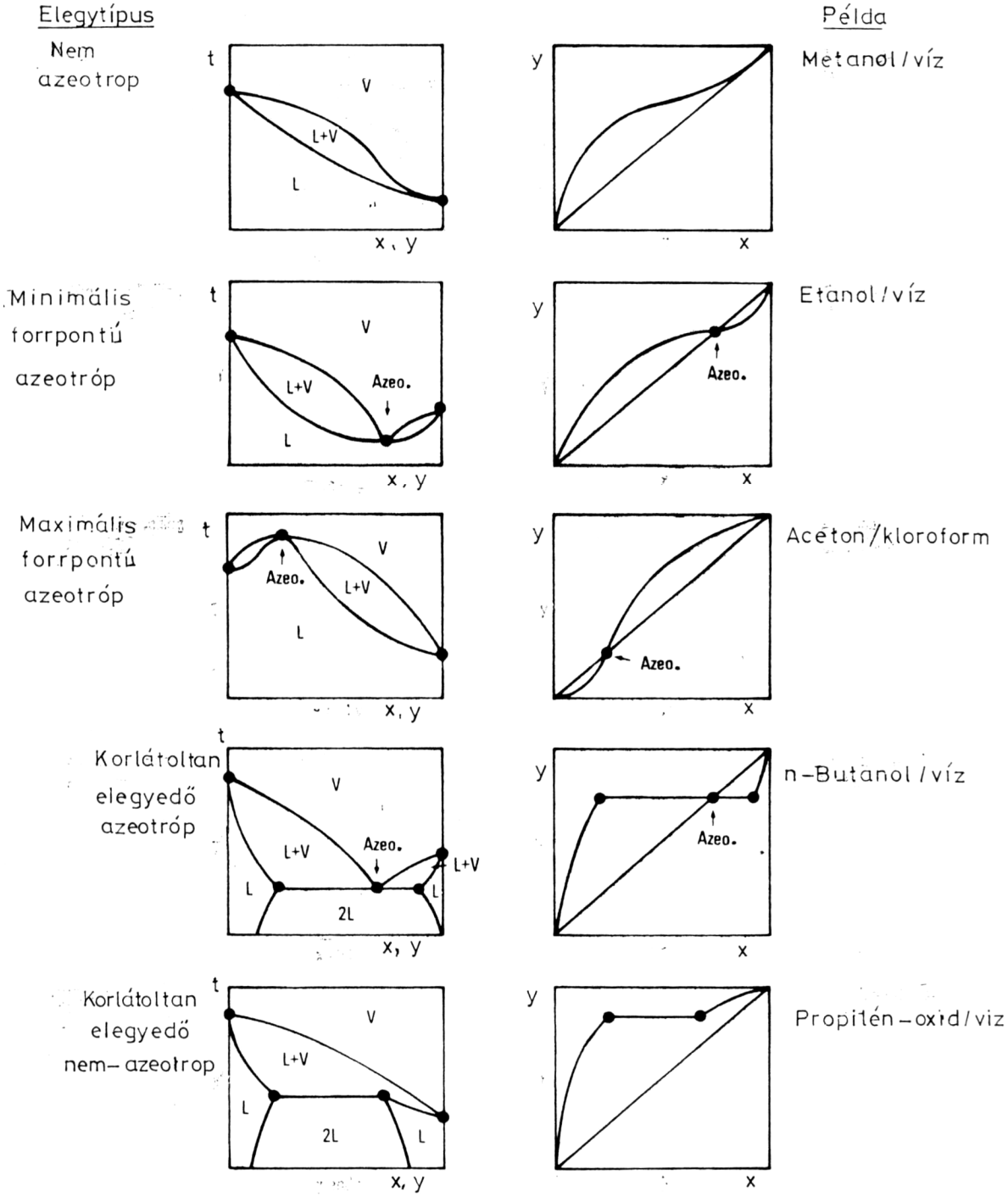
Ha a kulcskomponensek ideálisnak, vagy közel ideálisnak tekinthetők, használhatjuk az ideális elegyekre vonatkozó összefüggéseket.

Ha a rendszer nem ideális, kísérleti adatokat kell keresnünk, vagy előállítanunk.

Ha kísérleti adatok nem állnak rendelkezésre:

- empírikus engyenletekkel néhány kísérleti pontból becsülhetünk fázisegyensúlyt,
- a tiszta komponensek, illetve biner elegyek adataiból számolhatunk.

A kétkomponensű elegypárok egyensúlyi adatainak ismeretében a különböző eljárások különböző módon szolgáltatnak többkomponensű egyensúlyi adatokat.




**7.3. ábra** Kétkomponensű elegyek gőz-folyadék egyensúlyi és forráspont diagramjai

## 2.6. Komplex elegyek

A komplex elegyek azok az igen nagyszámú komponenst tartalmazó elegyek, amelyeknél az elemzési nehézségek gyakorlatilag lehetetlenné teszik az elegyek összetételének mennyiségi és minőségi meghatározását. Ezért a komplex elegy rektifikálása a tiszta komponensek tulajdonságai alapján nem jellemezhető.

A legfontosabb ipari komplex elegyek a kőolajok és párlataik, de dolgoznak komplex elegyekkel az élelmiszer- és műanyagiparban is.

A komplex elegyek rektifikálása csak empirikus módszerekkel, általában a szétválasztóképesség becslésére felhasznált un. pszeudokomponensek módszerével számolható, de a számításhoz nem nélkülözhetők bizonyos laboratóriumi kísérleti adatok.

Bár sem a gőz-folyadék egyensúlyt számító, sem a kolonna-számító eljárások nem egzaktak, a komplex elegyek rektifikálásának számítása megfelelőnek tekinthető.

## 2.7. Gőz-folyadék egyensúlyi adatforrások

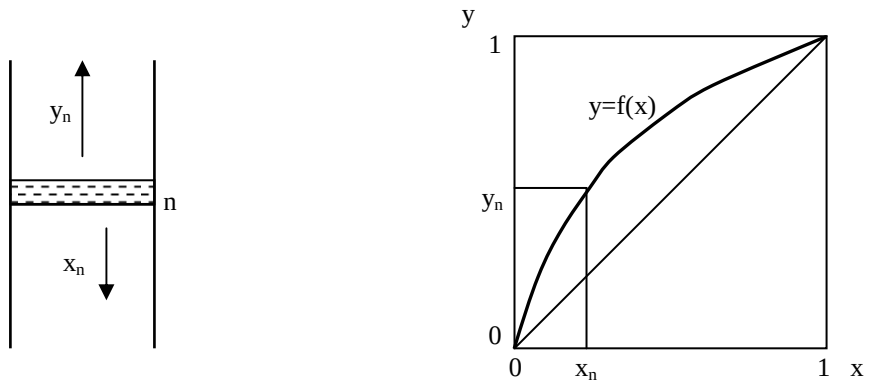
Több adatgyűjtemény található, amely mért gőz-folyadék egyensúlyi adatokat tartalmaz. Nagyszámú elegyre feldolgozott adatokat is közölnek: pl. az Antoine, Van Laar, Margules-, Wilson-egyenletek állandóit, a relatív illékonyságot, stb.

# 3. A folytonos lepárlás elméleti alapjai

## 3.1. Folytonos egyensúlyi desztilláció

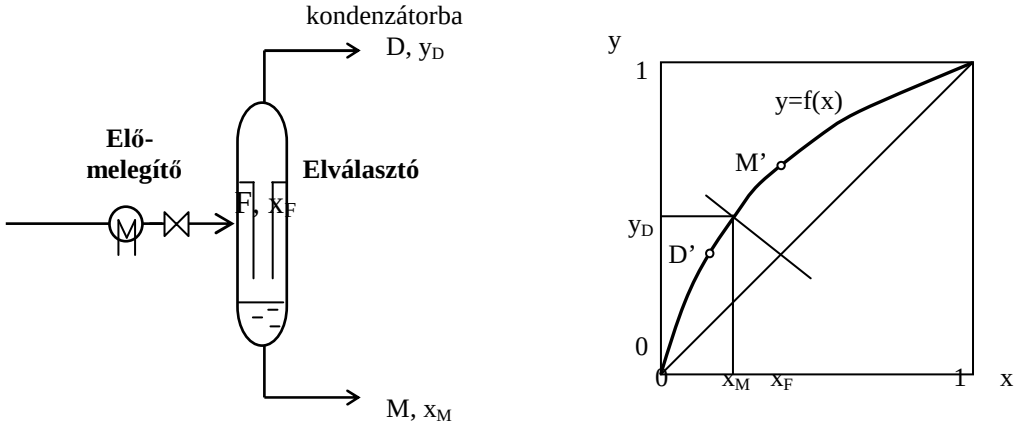
A folytonos egyensúlyi desztilláló egyetlen egyensúlyi egység, a belőle távozó folyadék és gőz egymással termodinamikai egyensúlyban van.

Az ismételt desztillációt megvalósító folytonos rektifikálásnál az egyensúlyi egységet elméleti tányérnak, vagy egyensúlyi tányérnak nevezik (7.4. ábra).




**7.4. ábra** Az elméleti tányér (egyensúlyi egység) fogalma

A folytonos egyensúlyi desztilláló berendezésbe bevezetik a szétválasztandó folyadékelegy áramát (F), folytonosan forralják és az szétválik egyensúlyi összetételű folyadék- ($x_M$) és gőzfázisra ($y_D$) (7.5. ábra). A forraló (csőköteges gőzfűtésű hőcserélő, vagy csőkemence) után gyakran fojtószelepet is alkalmaznak. A felmelegedett folyadék (a fojtás után, vagy fojtás nélküli) állandó nyomáson szétválik gőz- és folyadékfázisra, amelyet fázis-szétválasztó különít el. A gőzfázist kondenzátor (leggyakrabban csőköteges hőcserélő) kondenzálja. A művelet során az idő függvényében a rendszer össznyomása, hőmérséklete, valamint a két egyensúlyi fázis összetétele nem változik.




**7.5. ábra** Folytonos egyensúlyi desztilláció sémája

Folytonos desztillációt általában akkor alkalmaznak, ha a két komponens forráspontja között nagy a különbség, vagy ha a desztillációt más fázisszétválasztó művelettel kapcsolják össze.

Az anyagmérleget móláramokra (kmol/s), esetleg tömegáramokra (kg/s) szokás felírni. A teljes anyagmérleg:

$$F = D + M \tag{7.11.}$$

ahol F a betáplált elegy mólárama,
M a maradék mólárama,
D a desztillátum mólárama.

Az illékony komponens anyagmérlege:

$$F \cdot x_F = D \cdot y_D + M \cdot x_M \tag{7.12.}$$

ahol $x_F$ a betáplált elegy móltörtje,
$x_M$ a maradék (folyadékfázis) móltörtje,
$y_D$ a desztillátum (gőzfázis) móltörtje.

Ebből a gőzösszetételt kifejezve a folyamat munkavonalának egyenletét kapjuk:

$$y_D = -\frac{M}{D} \cdot x_M + \frac{F \cdot x_F}{D} \tag{7.13.}$$

A munkavonal átmegy az ($x_M$, $y_D$) és ($x_F$, $x_F$) pontokon és iránytangense (7.12.)-vel kifejezve:

$$-\frac{M}{D} = -\frac{y_D - x_F}{x_F - x_M} \tag{7.14}$$

A gyakorlatban a feladat úgy jelentkezik, hogy ismert F mennyiségű $x_F$ összetételű elegyet kell szétválasztani $y_D$ és ($x_M$) összetételű termékekre. A (7.11.) és (7.12.) összefüggések alapján ebből a D és M mennyiségek meghatározhatók és a munkavonal is rögzített lesz.

Az M/D arány a közölt hő mennyiségével változtatható. Ha végtelenül kis mennyiségű gőzt állítunk elő, annak összetétele lesz a lehető legdúsabb az illékony komponensben (D' pont), ha az előállított maradék mennyisége végtelenül kevés, akkor az elválasztás a leggyengébb (M' pont).

A gyakorlatban a desztillátum összetételét a D' és M' pontok között szokták megválasztani.

A művelet $q_v$ hőszükséglete a 7.5. ábrán szereplő berendezésre (kondenzátor nélkül) a hőmérlegből számolható.

$$F \cdot h_F + q_v = D \cdot H_D + M \cdot h_M \tag{7.15.}$$

ahol $H_D$ a telített gőz entalpiája,
$h_F$, $h_M$ a folyadék entalpiája.

A H, h entalpiákat mólnyi mennyiségre (kJ/kmol), esetleg egységnyi tömegre (kJ/kg) kell megadni, az anyagáramok dimenzióitól függően.

A kondenzátorban elvonandó $q_k$ hőáramot (teljes kondenzáció esetén) a desztillátum párolgáshője adja:

$$q_k = D\,(H_D - h_D) \tag{7.16.}$$

Megjegyezzük, hogy általános esetben gőz és folyadék együttesen is beléphet a desztilláló készülékbe, és a desztillátum is lehet kétfázisú. Ez esetben az anyagmérleg az illékonyabb komponensre:

$$V_F \cdot y_F + L_F \cdot x_F = V_D \cdot y_D + L_D \cdot x_D + M \cdot x_M \tag{7.17.}$$

ahol V a gőz, L a folyadékhányadot jelöli a betáplálásban, ill. a desztillátumban:

$$V_F + L_F = F \quad \text{illetve} \quad V_D + L_D = D \tag{7.18.}$$

$y_F$ illetve $x_F$ a betáplálás gőz- illetve folyadékhányadának összetétele móltörtben,
$y_D$ illetve $x_D$ a desztillátum gőz- illetve folyadékhányadának összetétele móltörtben.

A két fázis jelenlétét a hőmérlegben is figyelembe kell venni.

<u>Többkomponensű</u> ideális elegy esetén a (7.11.) – (7.18.) összefüggések minden komponensre felírhatóak.

Ha az i-edik komponens egyensúlyi összefüggése egyenessel közelíthető:

$$y_{i,D} = m_i \cdot x_{i,M} \tag{7.19.}$$

ahol $m_i$ állandó, akkor az M/D arány (folyadékbetáplálás és gőzdesztillátum esetére):

$$\frac{M}{D} = \frac{y_{i,D} - x_{i,F}}{x_{i,F} - \dfrac{y_{i,D}}{m_i}} \tag{7.20.}$$

A (7.20.) egyenletben az $y_{i,D}$ értékek összegének egységnyinek kell lennie:

$$\sum_i y_{i,D} = 1 \tag{7.21.}$$

## 3.2. Folytonos rektifikálás

A folytonos rektifikálás elméleti alapjait a kétkomponensű elegy példáján tárgyaljuk. A folytonos rektifikálással elérhető szétválasztást nem korlátozza az egy egyensúlyi egységben elérhető gőz-folyadék egyensúly, mert a szétválasztást több lépcsőben valósítjuk meg.

### 3.2.1. A rektifikáló oszlop belső szerkezete, a megválasztás szempontjai

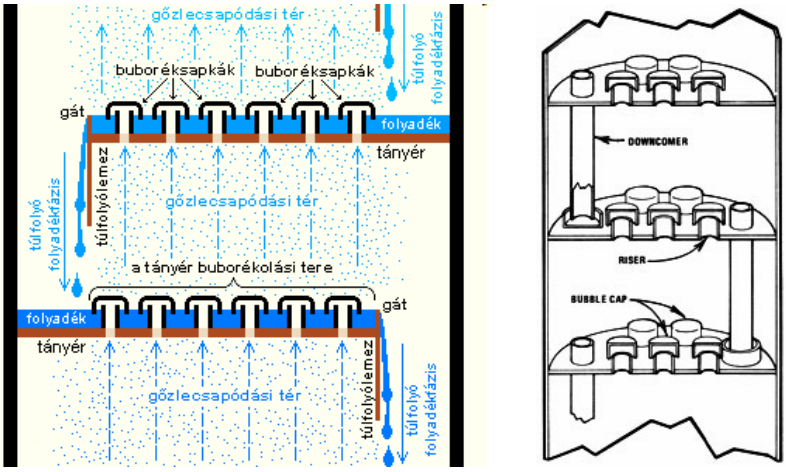
A rektifikáló oszlop belső szerkezeteit leggyakrabban két fő csoportra osztják:
- tányérok, amelyek lépcsőzetes fázisérintkezést valósítanak meg,
- töltetek, amelyeken a fázisok érintkezése folytonos.

A két fő csoport között átmeneti megoldások is vannak.

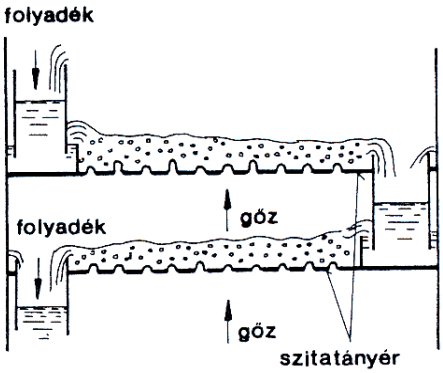
A tányéros oszlopok tányértípusai (7.6. ábra) lehetnek túlfolyósak (buboréksapkás, szelepes, szitatányér, stb.) és túlfolyó nélküliek (rács-, túlfolyó nélküli szita, gyűrűszelepes, stb.) Az oszlopban egymás fölé épített tányérokon a folyadék kaszkád-szerűen halad lefelé, míg a gőz a tányér nyílásain (pl. szitatányér), vagy kéményein (pl. buboréksapkás tányér) felfelé áramolva habréteget hoz létre, amelyben az anyagátadás (kondenzálás, elpárologtatás) jó hatásfokkal megtörténik.

A töltött oszlop olyan hengeres köpeny, amelyet valamilyen töltettel látnak el. A tölteteknek is nagyszámú fajtája ismeretes: Raschig-gyűrű, Intalox-nyereg, Berl-nyereg, stb. Manapság jobban elterjedtek a kis áramlási ellenállású rendezett töltetek (pl. Sulzer-töltetek).

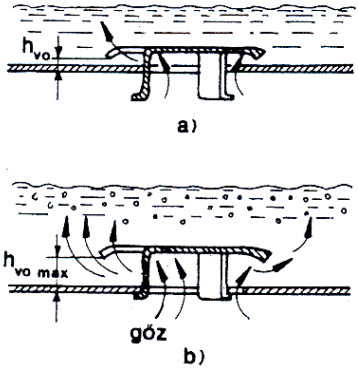
A töltet felületén lefelé csorog a folyadék, míg ellenáramban felfelé halad a gőz. Az anyagátadás a szilárd töltet felületén kialakuló filmrétegben megy végbe.



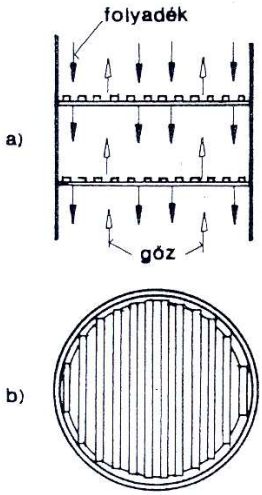

a. Buboréksapkás tányér



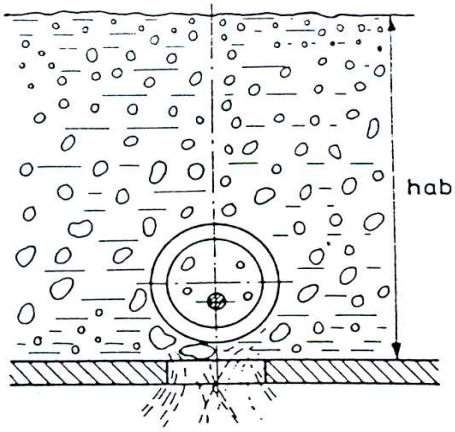

b. Szitatányér




c. Szelepes tányér




d. Rácstányér




e. Gyűrűszelepes tányér

**7.6. ábra** Rektifikáló tányérkialakítások és a tányérok működése

a. Rendezetlen töltelék testek

b. Rendezett töltetek

**7.7. ábra** Rektifikáló oszlopok töltetfajtái

Tányéros oszlopot a következő esetekben célszerű alkalmazni:

1.) Nagy oszlopátmérő (1-8 m) szükséges. A tányéroknak a töltetnél kisebb súlya miatt ez szilárdságtanilag előnyös, ugyanakkor nem okoz gondot a folyadék elosztása (töltött oszlopokban a folyadék csatornát képezhet). Nagy átmérőjű tányérnál viszont nem könnyű megoldani, hogy a tányér sík legyen (több darabból kell készíteni) és gondot okoz a vízszintes szerelés is.
2.) Rugalmasan üzemeltethető berendezésre van szükség. A változó folyadék- és gőzterheléshez legjobban alkalmazkodik a szelepes tányér. Ha ezt nem tudjuk (vagy akarjuk) megvalósítani, akkor buboréksapkás-, esetleg szitatányért alkalmazunk.
3.) A folyadékterhelés kicsi a gőzterheléshez viszonyítva. Ekkor a töltött oszlopnál előfordulhat, hogy a töltet felülete nincs teljes mértékben nedvesítve, így rendkívüli mértékben leromlik az anyagátadás.
4.) Nyomás alatt üzemeltetjük a kolonnát. Ilyen esetben elsősorban a törékeny, pl. kerámia töltetű kolonnát kell kerülnünk a leállási dekompresszió során bekövetkező törések miatt.
5.) Egyszerűen legyártható oszlopbelső szükséges. A szitatányér ekkor különösen előnyös, mert egy közepesen felszerelt lakatosműhely is elkészítheti.
6.) Fontos, hogy az oszlop könnyen karbantartható és tisztítható legyen. Tányéros oszlopoknál a szükséges kisebb szerelések és a tisztítás a búvónyílásokon keresztül történhet. Viszont ha már cserére kerül a belső szerkezet, egyszerűbb a töltet cseréje, mint a tányéré.

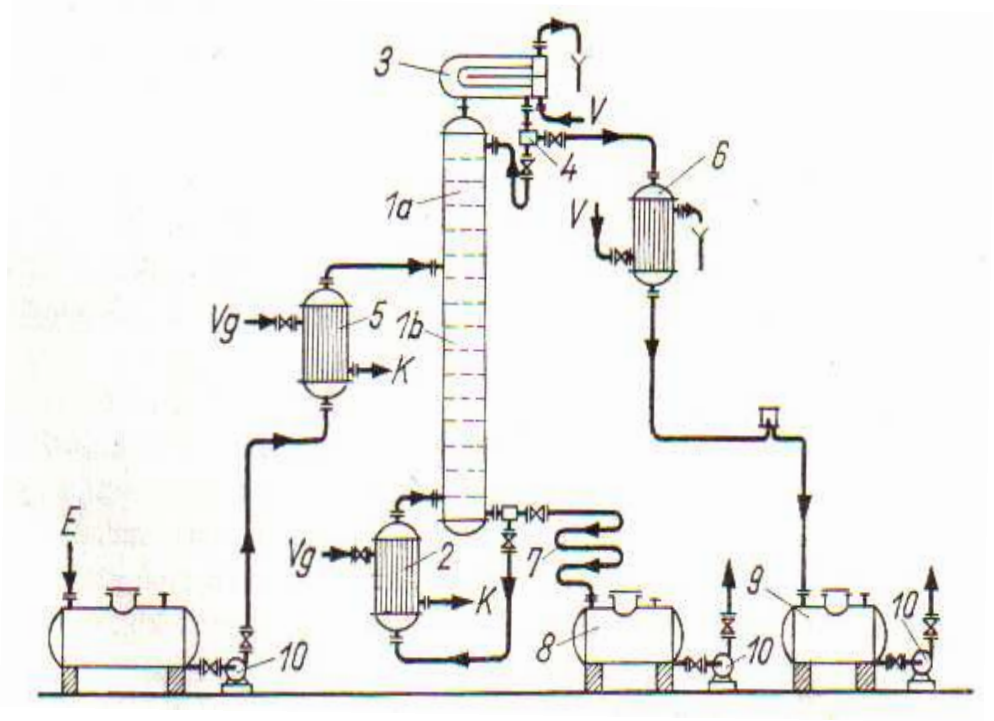
A töltött oszlop (hagyományos töltettel) legfontosabb alkalmazási területei:

1.) Viszonylag kis átmérő (0,1-1,5 m) és kis oszlopmagasság (0,5-10 m). Ekkor érvényesül a töltött oszlopnak az az előnye a tányéros oszlophoz képest, hogy a szerkezet egyszerű és olcsó. Nagy átmérőnél a csatornákat képző folyadék szakaszonkénti újraelosztása megdrágítja és bonyolultabbá teszi az oszlopot.
2.) Vákuumdesztillációnál igen előnyös a töltött oszlop kis nyomásesése.
3.) A folyadékterhelés sokkal nagyobb a gázterhelésnél, tömegárama legalább 50-szer nagyobb. Ekkor a folyadék jól nedvesíti a töltetfelületet, ami jó anyagátadást eredményez.
4.) Igen olcsó, pl. műanyag töltet is megfelelő, ha az elegy nem tartalmaz műanyagoldó komponenst és a kolonna-hőmérsékleten a töltet nem olvad meg.
5.) Kis, egyszerű berendezés is elegendő, pl. félüzemi kísérleti munkáknál. Ha az elegy erősen korrozív, különös figyelemmel kell eljárnunk a berendezés anyagának megválasztásánál, elemeznünk kell az elegy összetételét és hőmérsékletét is.

A rendezett töltetes oszlopok újabban kezdenek tért hódítani. Rendkívül kis nyomásesésűek, ugyanakkor nagy átmérőjű oszlop is építhető velük. Gazdaságos üzemeltetésük következtében több területen kiszorították a hagyományos tányéros oszlopokat.

### 3.2.2. Rektifikáló berendezés elemei

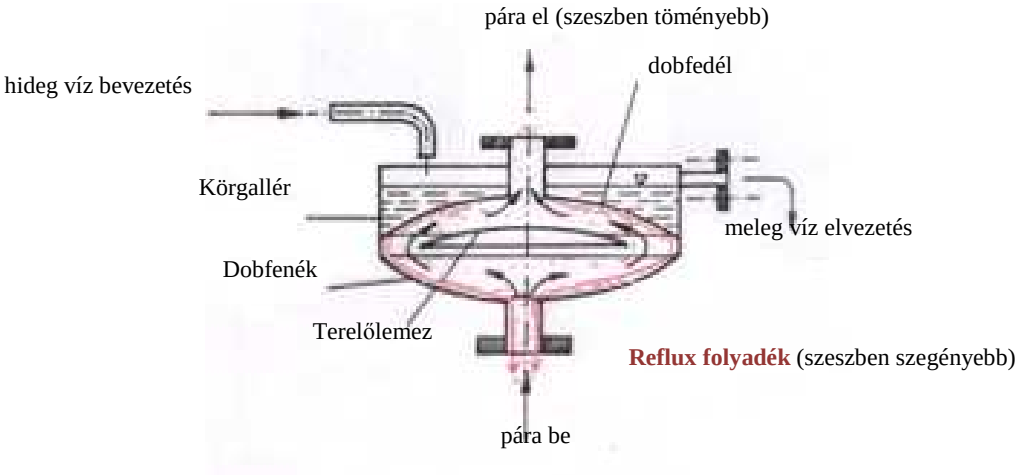
A folytonos rektifikáló oszlop szokásos főbb kiegészítő berendezései: a (vissza)forraló, a kondenzátor és az előmelegítő (7.8. ábra). Ezek az esetek többségében csöves vagy csőköteges hőcserélők. A forraló lehet üst (szakaszos rektifikálásnál mindig), vagy csőkemence is (kőolajipar).




1–rektifikálóoszlop: a. dúsítószakasz; b. szegényítőszakasz; 2–visszaforraló; 3–deflegmátor; 4–refluxelosztó; 5–előmelegítő; 6–kondenzátor; 7–a maradék hűtője; 8, 9–tartályok; 10–szivattyúk

**7.8. ábra** Folyamatos rektifikáló berendezés felépítése

A 7.9. ábrán pálinkagyártás során alkalmazott deflegmátort láthatunk.




**7.9. ábra** Pistorius-tányér (részleges kondenzáció – deflegmáció)

Ha a rektifikálást alacsony, illetve nagy nyomáson kell megvalósítani, a rektifikáló berendezéshez vákuum-, illetve kompresszor-rendszert is kell építeni.

Speciális hőhasznosítás esetén a berendezéshez kompresszor, injektor, vagy vákuumszivattyú is tartozhat.

Többkomponensű folytonos rektifikálás esetén nagytisztaságú termékeket többkolonnás rektifikáló rendszerrel tudunk előállítani.

A berendezéseket mérő- és szabályozó műszerekkel is el kell látni.

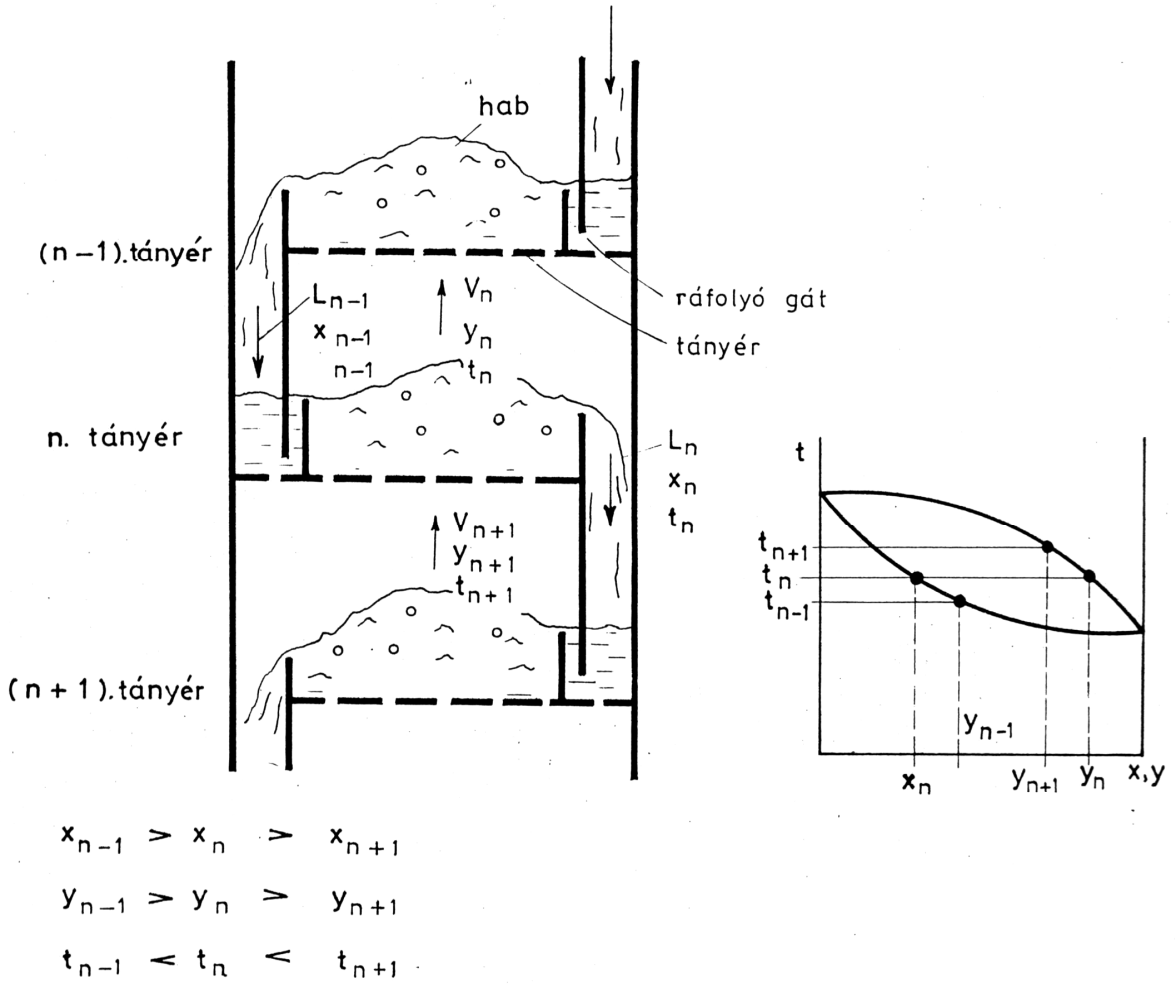
A megbízható üzemmenet csak szabályozással érhető el, amely kiküszöböli, illetve kompenzálja az üzemvitel során elkerülhetetlenül fellépő zavarások hatását.

Végül gondoskodni kell a szükséges méretű tároló tartályok, szedők, az anyagokat továbbító szivattyúk felszereléséről. Méretezni kell az összekötő csővezetékeket, szelepeket, alapozásokat, stb. Ki kell alakítani a kapcsolatokat az üzemi fűtőközeg (pl. gőz), víz, levegő és elektromos rendszerekkel.

### 3.2.3. Rektifikáló berendezés működése

A 7.10. ábrán túlfolyós tányéros oszlop részletét láthatjuk. A tányért úgy kell kialakítani, hogy azon a folyadék- és gőzfázis intenzív érintkeztetése megvalósulhasson. A tányéron vízszintes főirányban folyadékréteg alakul ki, a gőz egyenletesen elosztva belebuborékol ebbe a folyadékrétegbe és onnan továbbhalad a felette lévő tányérra. A folyadék a tányért túlfolyón át hagyja el és ömlik az alatta levő tányérra.

Tételezzük fel, hogy minden tányér ideálisan működik, azaz bármilyen összetételben is lép be a tányérra a folyadék- és gőzfázis, a kilépéskor egyensúlyi összetételűek lesznek: azaz a tányér egy elméleti tányért valósít meg.




**7.10. ábra** Anyagátadás ideális (elméleti) tányéron

Az n-edik tányérra $L_{n-1}$ mólnyi, $x_{n-1}$ koncentrációjú illékonyabb komponenst tartalmazó,
$t_{n-1} < t_n$ hőmérsékletű telített folyadék folyik le az (n-1)-edik tányérról.

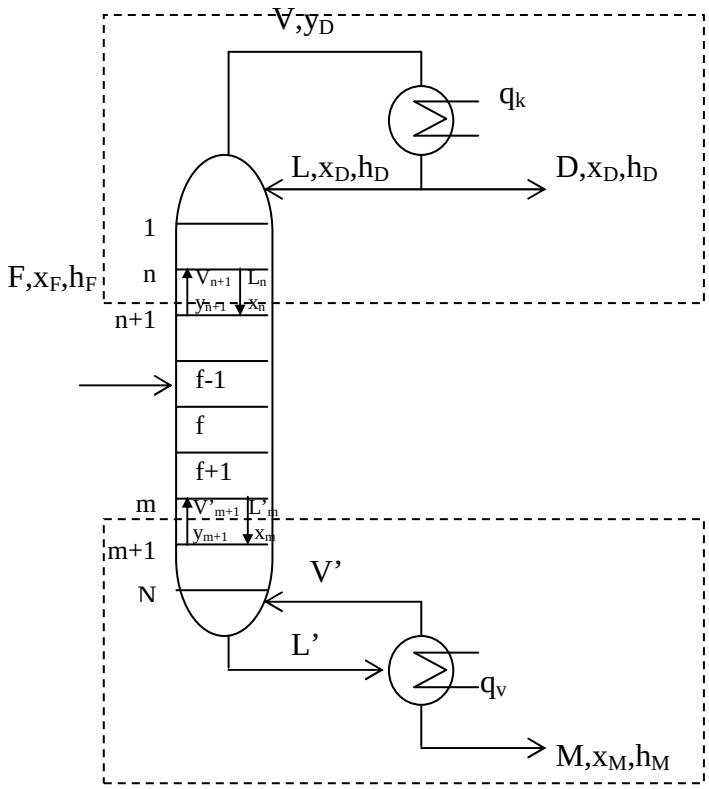
Alulról az (n+1)-edik tányérról ugyanekkor $V_{n+1}$ mólnyi, $y_{n+1}$ koncentrációjú, $t_{n+1} > t_n$ hőmérsékletű telített gőz érkezik. A gőz hőmérséklete magasabb, mint a folyadéké, így a gőz egy része átadja hőjét a folyadéknak, kondenzálódik, miközben a folyadék részben elpárolog. A folyamat addig tart, amíg a két fázis közös egyensúlyi $t_n$ hőmérséklete ki nem alakul – ehhez a $t_n$ hőmérséklethez az egyensúlyi $x_n$, $y_n$ koncentrációk tartoznak.

A vázolt ideális folyamat minden tányéron ugyanígy játszódik le. Így a kolonnában felfelé haladva a gőz az illékonyabb komponensben egyre dúsabb lesz (a tányérok egyensúlyi hőmérsékletei pedig egyre alacsonyabbak). A kolonnában lefelé haladva a kevésbé illékony komponens koncentrációja lesz egyre nagyobb.

Egy előírt szétválasztási feladatot megvalósító tányérok összessége az <u>elméleti tányérszám</u>.

A valóságban egy tányér működése csak megközelíti az elméleti tányérét, a tányérhatásfok kisebb, mint 100 %, ezért az elméletinél nagyobb <u>tényleges tányérszámú</u> oszlopot kell építenünk.

Kétkomponensű elegyet szétválasztó, egy betáplálási helyű, kéttermékes rektifikáló berendezés vázlatát mutatja a 7.11. ábra.




**7.11. ábra** Kétkomponensű elegyet szétválasztó kolonna anyag- és hőáramai

Az F betáplálást a kolonna n-edik elméleti tányérjára vezetjük be. Az elpárologtatáshoz szükséges $q_V$ hőmennyiséget a forraló közli az eleggyel. A keletkezett V gőzáram a kolonna tetején levő kondenzátorba kerül, ahol $q_K$ hőáramot elvonva kondenzáljuk. A keletkezett folyadékot két áramra osztjuk: a D desztillátum a fejtermék, az L a kolonna fejébe visszavezetett reflux. A kolonna aljából elvesszük az M fenékterméket (maradékot).

A teljes berendezésre az összes <u>anyag mérlege</u>:

$$F = D + M \tag{7.22.}$$

az illékonyabb <u>komponens mérlege</u>:

$$F \cdot x_F = D \cdot x_D + M \cdot x_M \tag{7.23.}$$

a <u>hőmérleg</u>:

$$q_V + F \cdot h_F = q_K + D \cdot h_D + M \cdot h_M + q_{veszt} \tag{7.24.}$$

A $q_{veszt}$ hőveszteség a torony megfelelő szigetelésével elhanyagolhatóvá tehető. Értékét maximálisan a bevitt hő 10 %-ának szokták venni.

A betáplálás lehet folyadék-, gőz- vagy vegyes fázisú.

Tekintsük a kolonna betáplálás feletti, un. dúsító szakaszát. A 7.11. ábra felső bekeretezett részére az anyag- és komponensmérleg:

$$V_{n+1} = L_n + D \tag{7.25.}$$

$$V_{n+1} \cdot y_{n+1} = L_n \cdot x_n + D \cdot x_D \tag{7.26.}$$

Utóbbiból a felső oszloprész munkavonalának egyenlete:

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} \cdot x_n + \frac{D}{V_{n+1}} \cdot x_D \tag{7.27.}$$

A komponenspárok párolgáshői általában igen közel állnak egymáshoz, ezért (néhány kivételtől eltekintve) fennáll, hogy a mólokban kifejezett L és V áramok állandók: ez az állandó moláris párolgás és túlfolyás tétele (Lewis feltétel) ($L_n = L_{n+1} = L$ és $V_n = V_{n+1} = V$). A tétel értelmében a következő elhanyagolásokat tehetjük:

- az elegyítési entalpiaváltozás nulla,
- a hőfokkülönbségek kiegyenlítődnek vagy elhanyagolhatók, ebből következik, hogy $t_{fp,n} = t_{fp,\ n+1}$, vagyis a Trouton-szabály szerint a moláris párolgáshő megegyezik az 1...n-edik tányérokon,
- az oszlopban végbemenő felmelegedési és lehűlési entalpiaváltozások elhanyagolhatók a párolgáshőhöz viszonyítva,
- nincs hőveszteség (az oszlop adiabatikusan működik).

Az indexek elhagyásával és az $R = L_0/D = L/D$ külső refluxarány fogalmának bevezetésével a felső oszloprész munkavonala:

$$y_{n+1} = \frac{L}{V} \cdot x_n + \frac{D}{V} \cdot x_D = \frac{R}{R+1} \cdot x_n + \frac{x_D}{R+1} \tag{7.28.}$$

Az alsó, un. szegényítő oszloprészre felírt anyagmérlegekből hasonló meggondolásokkal kapjuk az alsó oszloprész munkavonalát (7.11. ábra alsó bekeretezett részére):

$$y_{m+1} = \frac{L_m}{V_{m+1}} \cdot x_m - \frac{M}{V_{m+1}} \cdot x_M \tag{7.29.}$$

A két oszloprész móláramai általában különböznek:

$$L_n \neq L_m = L' \quad \text{és} \quad V_n \neq V_m = V'.$$

Az alsó oszloprész vesszős jelöléseivel az alsó oszloprész munkavonala:

$$y_{m+1} = \frac{L'}{V'} \cdot x_m - \frac{M}{V'} \cdot x_M \tag{7.30.}$$

Többkomponensű elegyekre a komponensmérlegeket (pl. 7.23. és 7.26.) komponensenként lehet felírni. Ha megengedett a két kulcskomponenssel való közelítés, akkor a mérlegek azonosak az előbb felírtakkal.

Az egyes hőmérlegekből számolhatók a <u>hőcserélők hőterhelései.</u>

A felső oszlop hőmérlege:

$$V \cdot H_V = q_K + L \cdot h_D + D \cdot h_D \tag{7.31.}$$

A kondenzátorban elvonandó hőmennyiség teljes kondenzáció esetén:

$$q_K = V \cdot H_V - (L + D) \cdot h_D = V \cdot (H_V - h_D) \tag{7.32.}$$

$$q_K = (R + 1) \cdot D \cdot r_D \tag{7.33.}$$

ahol $r_D = H_V - h_D$ a kondenzálandó elegy moláris párolgáshője.

A forraló $q_V$ hőterhelése $q_K$ ismeretében (7.24.)-ből számolható.

<u>Részleges kondenzáció és hideg reflux</u>: Technológiai vagy (többkolonnás rektifikálásnál) energiatakarékossági meggondolásokból előfordul, hogy a fejtermékként kapott gőznek csak egy hányadát kondenzáljuk, hogy cseppfolyós refluxot kapjunk, a desztillátumot (vagy annak egy részét) gőz alakban vezetjük el. Ez a részleges kondenzáció.

Ha a reflux hőmérséklete alacsonyabb a forrpontjánál, hideg refluxról beszélünk.

Az elméleti alapok tisztázását a leggyakrabban alkalmazott esetre, a teljes kondenzáció esetére korlátozzuk.

<u>A betáplálás hőállapota</u> befolyásolja a munkavonalak helyzetét és ezzel a szétválasztást. A betáplálás hőállapotát az un. <u>q értékkel</u> jellemezzük:

$$q = \frac{H_F - h'_F}{H_F - h_F} \tag{7.34.}$$

ahol $H_F$ a betáplált elegy egy móljának entalpiája telített gőz állapotban,

$h'_F$ a betáplált elegy egy móljának tényleges entalpiája,

$h_F$ a betáplált elegy egy móljának entalpiája forrponti telített folyadék állapotban.

A számláló az ahhoz szükséges hő, hogy a betáplálást telített gőzzé melegítsük fel. A nevező tulajdonképpen az $r_F = H_F - h_F$ moláris párolgáshő. Így a q érték a betáplált anyag egy móljának telített gőzzé alakításához szükséges hő és a párolgáshő hányadosa. A különböző betáplálásokhoz tartozó q értékek a 7.1. táblázatban találhatók.

Az alsó és felső oszloprész anyagáramai közötti kapcsolat q ismeretében:

$$L' = L + q \cdot F \tag{7.35.}$$

$$V' = V - (1 - q)\, F \tag{7.36.}$$

A <u>q vonal egyenlete</u> az egyensúlyi diagramban (7.28.), (7.30.), (7.35.) és (7.36.) felhasználásával:

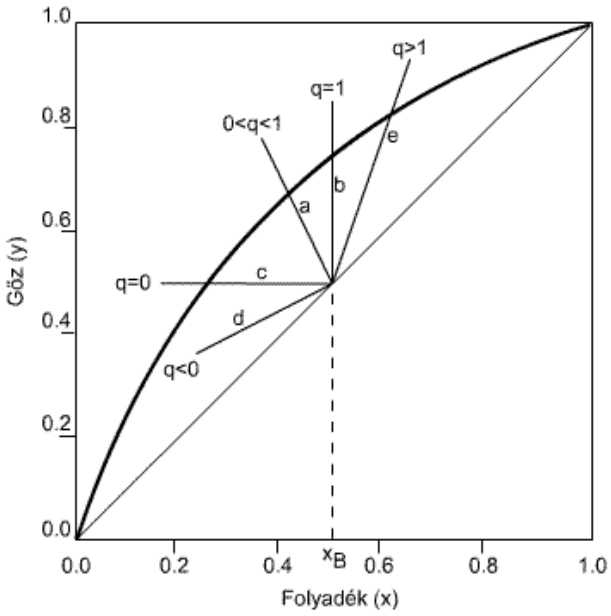
$$y = \frac{q}{q-1} \cdot x - \frac{x_F}{q-1} \tag{7.37.}$$

A q-vonal átmegy az ($x_F$, $x_F$) ponton és a munkavonalak metszéspontján, mindkét munkavonal egyenletét kielégíti, mivel a betáplálás tányérjánál van a két munkavonal metszéspontja; meredeksége: $\frac{q}{q-1}$.

**7.1. táblázat** A betáplált elegy hőállapota és a q értékei

| betáplálás állapota | | q értéke | q-vonal meredeksége |
|---|---|---|---|
| a | túltelített gőz | 1 > q > 0 | < 0 |
| b | forrponton lévő folyadék | q = 1 | végtelenhez tart |
| c | telített gőz | q = 0 | 0 |
| d | túlhevített gőz | q < 0 | 0 < meredekség < 1 |
| e | forrpont alatti folyadék | q > 1 | > 1 |

A q-vonal helyzetét a 7.12. ábra mutatja. Megjegyezzük, hogy forrponti betáplálást nem azért alkalmazunk, hogy a tányérszám kisebb legyen (erre kicsi a hatása), hanem olyan esetekben, ha a gőzáram igen kicsi (pl. oldószernyomok kihajtása), akkor a hideg folyadékba az a kevés gőz belekondenzálna.




**7.12. ábra** A q-vonalak lehetséges helyzete

Oldalelvétel és több betáplálás: Ha a kolonnán oldalelvétel van, módosulnak a belső anyag- és hőáramok:

$$L_{P_1} = L - q \cdot P_1 \tag{7.38.}$$

$$V = V_{P_1} - (1 - q) \cdot P_1 \tag{7.39.}$$

ahol $L_{P_1}$ és $V_{P_1}$ az elvételi hely alatti folyadék- ill. gőzáramok

$P_1$ az elvétel mólárama

q = 1 folyadékelvételnél (forrponti folyadék)

q = 0 gőzelvételnél (telített gőz)

Ebből az elvételi tányér alatti oszloprész munkavonalának iránytangense: $L_P/V_P$.

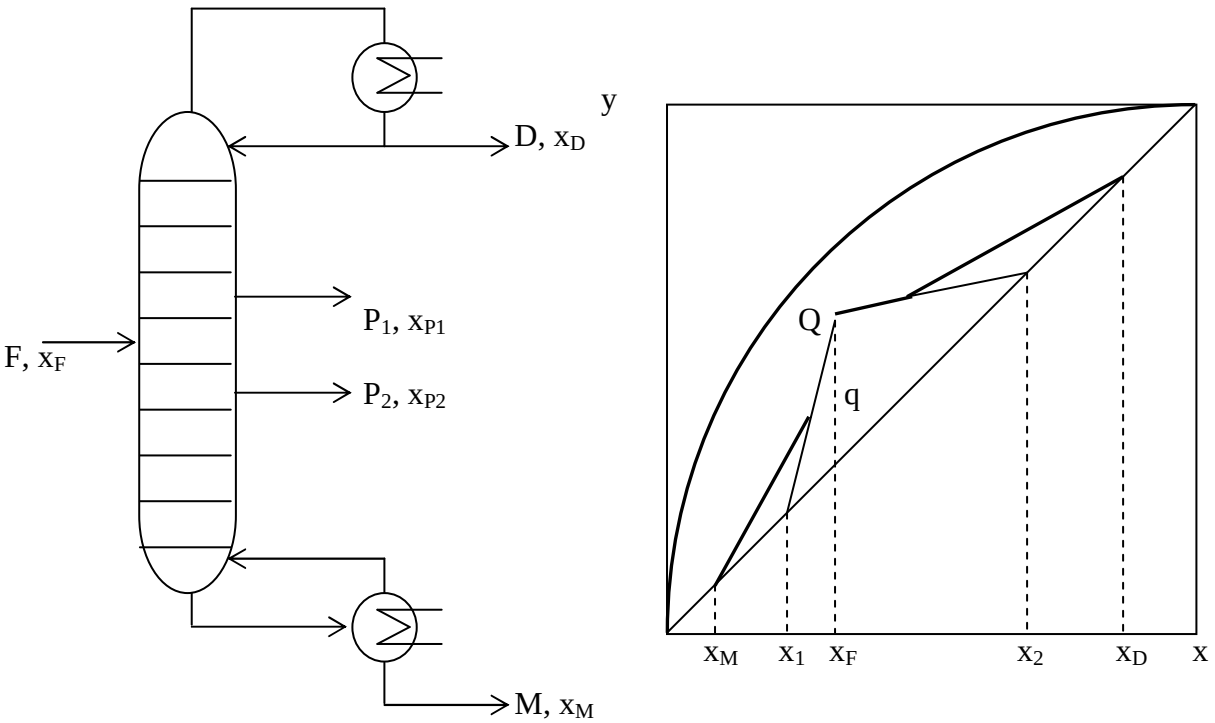
Ha az oldalelvétel fölött nincs betáplálás és más elvétel, akkor az anyagmérlegekből a betáplálás alatti munkavonal és az y = x egyenes metszésponti abszcisszája:

$$x_1 = \frac{D \cdot x_D + P_1 \cdot x_{P_1}}{D + P_1} \tag{7.40.}$$

Analóg módon a legalsó elvételre:

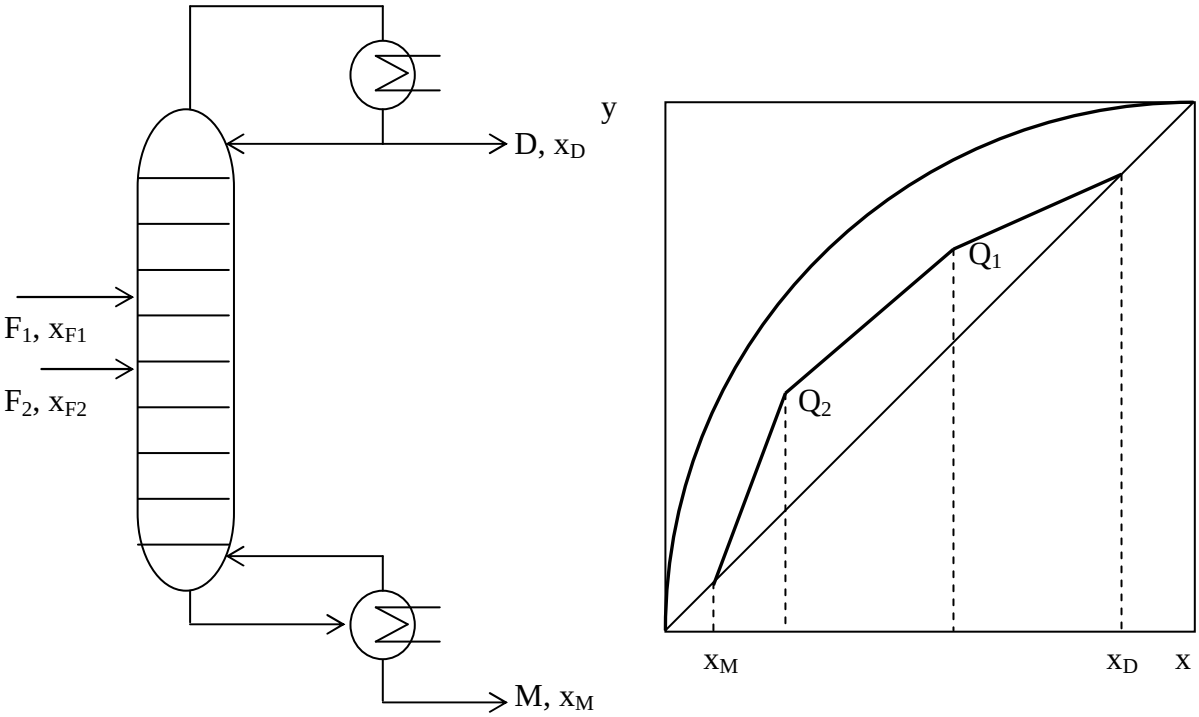
$$x_2 = \frac{M \cdot x_M + P_2 \cdot x_{P_2}}{M + P_2} \tag{7.41.}$$

A munkavonalak felrajzolásának módja gőz- illetve folyadékelvétel példájával a 7.13. ábrán látható.




**7.13. ábra** Rektifikálás oldalelvételekkel

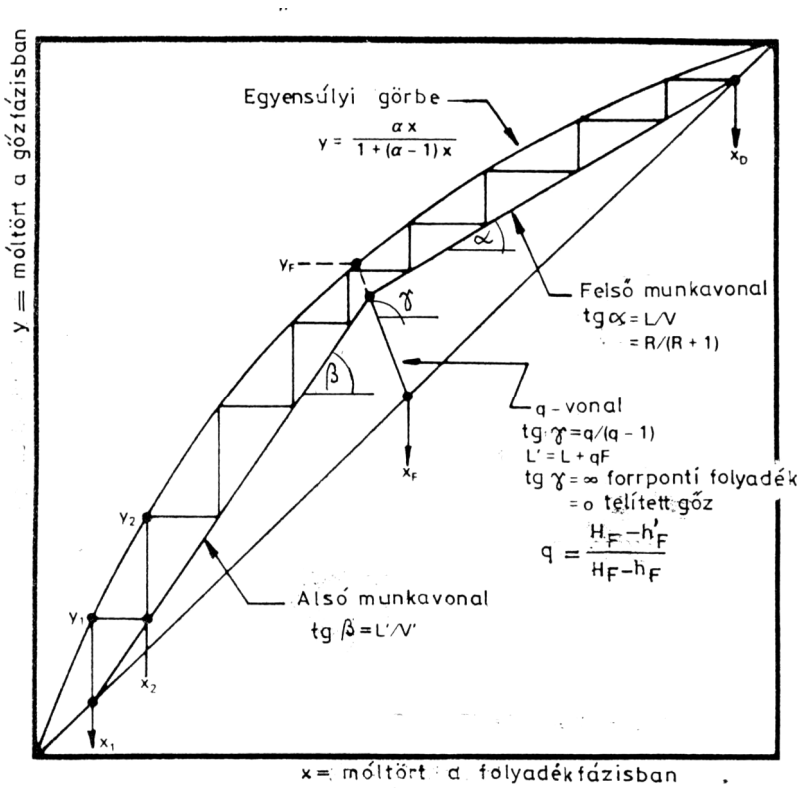
Ha a kolonnában több helyen tápláltunk be, minden betáplálási helynél alkalmaznunk kell a (7.35.) és (7.36.) egyenleteket. Minden betáplálás általában új munkavonal-meredekséget eredményez, ahogy az a 7.14. ábrán is látható.




**7.14. ábra** Több betáplálású rektifikálás

Az <u>elméleti tányérszám grafikus szerkesztése</u> a McCabe és Thiele nevéhez fűződő szerkesztési módszerrel kétkomponensű elegyekre az állandó moláris párolgás és túlfolyás feltételezésével a következő (lásd 7.15. ábra):

Felrajzoljuk a gőz-folyadék egyensúlyi görbét mol/mol dimenzióban és az átlóra bejelöljük az $x_F$, $x_D$, $x_M$ koncentrációkat. Az ($x_D$; $x_D$) ponton át $\frac{R}{R+1}$ meredekséggel berajzoljuk a felső munkavonalat. Az ($x_F$; $x_F$) ponton át $\frac{q}{q-1}$ meredekséggel meghúzzuk a q-vonalat. A felső munkavonal és a q-vonal metszéspontján és az ($x_M$; $x_M$) ponton át rajzolható az alsó munkavonal. Végül az ábrán látható módon, a munkavonal és az egyensúlyi görbe között megszerkesztjük a lépcsőket. Minden lépcső egy elméleti tányérnak felel meg. (A szerkesztés pontossága növelhető, ha a diagram kis koncenntrációjú tartományait kinagyítjuk.)




**7.15. ábra** McCabe-Thiele diagram az elméleti tányérszám megszerkesztésére

A McCabe-Thiele módszer bármilyen kétkomponensű, vagy két kulcskomponenssel jellemezhető többkomponensű elegyre alkalmazható, ha a komponensek párolgáshői nem nagyon térnek el egymástól, vagyis fennáll az állandó moláris párolgás és túlfolyás. Egyébként a munkavonal görbe. Ekkor az elméleti tányérszámot csak számolni tudjuk tányéronként felírt anyag- és hőmérlegekkel.

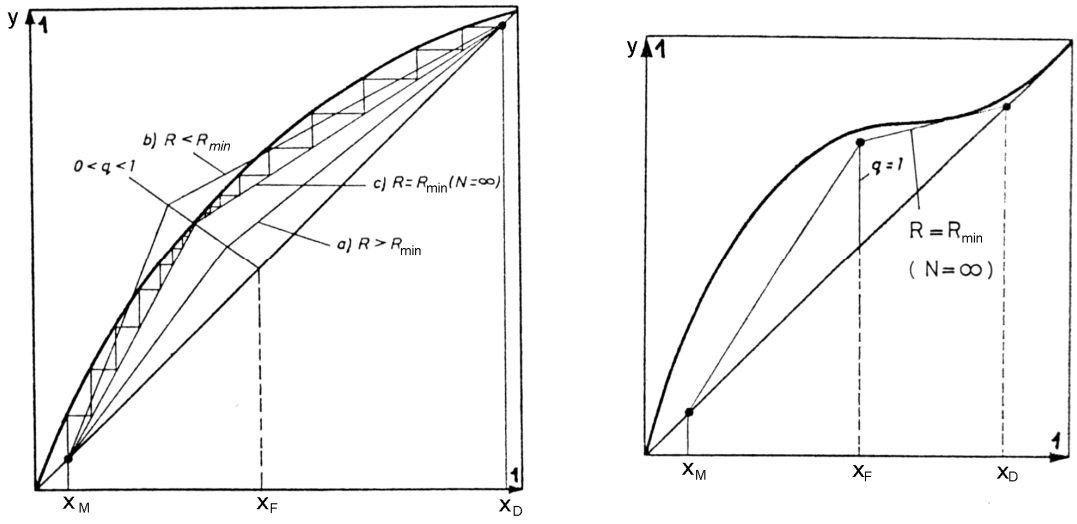
<u>A betáplálás optimális helye</u>

A legkevesebb elméleti tányérra akkor van szükség, ha $x_{n-1} > x_F > x_n$ (7.10. ábra). Ezért, ha a betáplálás összetétele változik, célszerű a kolonnán több betáplálási lehetőséget biztosítani és ezek közül mindig egyet, a legkedvezőbbet alkalmazni.

### 3.2.4. A refluxarány lehetséges értékei

Minimális refluxarány, minimális tányérszám

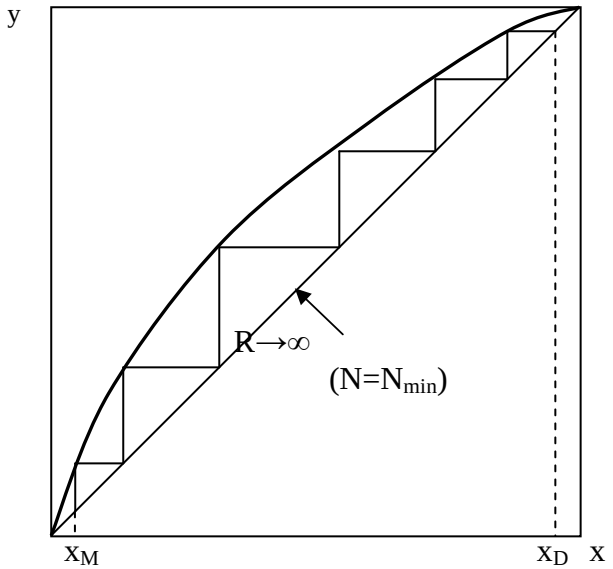
Ha az R refluxarány csökken, az elméleti tányérok száma nő és fordítva. A refluxarány csökkentésének alsó határa az $R_{min}$ minimális refluxarány. Minimális refluxarány mellett vennénk el az oszlopból a legtöbb fejterméket, viszont az oszlop egy pontján az átadás hajtóereje zérussá válik, ilyen feltételek mellett végtelen elméleti tányérszámú, tehát végtelen magasságú oszlopra lenne szükség (7.16. ábra). A minimális refluxarányhoz tehát végtelen tányérszám tartozik, ami a rektifikálás egyik (gyakorlatban meg nem valósítható) szélső esetét jelenti.




**a)** **b)**

**7.16. ábra** Minimális refluxarány, végtelen tányérszám

Ha desztillátum-elvétel nincs, azaz minden fejterméket visszavezetünk refluxként, az elméleti tányérszám minimális ($N_{min}$) (7.17. ábra).




**7.17. ábra** Minimális tányérszám, végtelen refluxarány

Az $R_{min}$ és $N_{min}$ fontos információt adnak az elválasztás nehézségét illetően és a kolonnatervezés kiindulási adatai lehetnek.

A minimális tányérszám kétkomponensű, vagy akként kezelhető elegyekre a Fenske-egyenlettel is számolható:

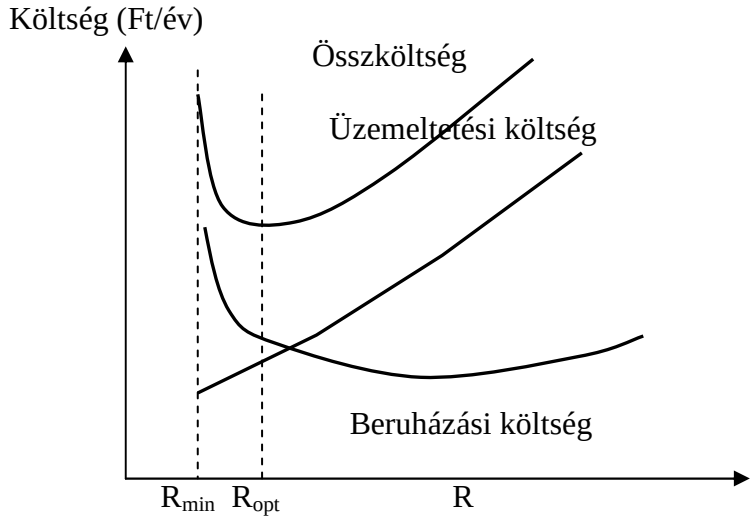
$$N_{min} = \frac{\log \frac{x_D \cdot (1 - x_M)}{(1 - x_D) \cdot x_M}}{\log \alpha} \qquad (7.42.)$$

Megjegyezzük, hogy a forraló gyakorlatilag egy elméleti tányérnak megfelelő szétválasztást biztosít, ezért az elméleti tányérok száma 1-gyel kevesebb az így számoltnál.

Optimális refluxarány

Az üzemi refluxarányt akkor nevezzük optimálisnak, ha az gazdaságossági szempontból a legelőnyösebb. Rögzített szétválasztási feltételek mellett a refluxarány növelésével csökken a szükséges elméleti tányérszám, azaz olcsóbb lesz a kolonna, viszont nő a kolonna belső anyagforgalma és fűtőgőz-fogyasztása, azaz nőnek az üzemeltetési költségek. A két költség összegének a refluxarány függvényében minimuma van, az ehhez tartozó refluxarány az optimális (7.18. ábra).

Az optimális refluxarány a hazai árviszonyok mellett igen közel van a minimálishoz, értékét $R = (1{,}1 – 2{,}0)\ R_{min}$ –nak szokták választani.




**7.18. ábra** A rektifikálás költségeinek alakulása, az optimális refluxarány értéke

Az elméleti tányérszám számítására több módszer ismeretes mind két-, mind többkomponensű elegy esetére. Ezen kívül kétkomponensű, vagy akként kezelhető többkomponensű szétválasztás elméleti tányérszámát grafikusan is megszerkeszthetjük.

Komplex elegyeknél az elméleti tányérszám nem értelmezhető.

Töltött oszlop esetén az elméleti tányérszám fogalma mellett alkalmazzuk az elméleti egységszám fogalmát.

### 3.2.5. Kétkomponensű elegyek elméleti tányérszámának meghatározása

Rögzített szétválasztási feladat, azaz adott fej-, fenék- és betáplálási koncentrációk és betáplálási hőállapot esetére az egy betáplálási helyű, kéttermékes rektifikáló kolonna elméleti tányérszámának szerkesztése a 3.2.3. pont szerint történik. A refluxarány lehetőleg optimális legyen. A 7.15. ábrán a szerkesztett elméleti tányérok száma 9.

Ha több betáplálás és elvétel is van, a munkavonalak több darabból állnak (lásd pl. 7.13. és 7.14. ábra), de az elméleti tányérszám szerkesztése ugyanúgy az egyensúlyi görbe és a munkavonal között lépcsőzve történik.

Két kulcskomponenssel jellemezhető többkomponensű elegy esetén a kulcskomponensek egyensúlyi diagramján kell elvégezni a szerkesztést.

Az elméleti tányérszám az elválasztás nehézségét jellemző $R_{min}$ minimális refluxarány és $N_{min}$ minimális tányérszám alapján is meghatározható. Ekkor $R_{min}$ értékét a 7.16. ábra alapján szerkesztjük. $N_{min}$ értékét a 7.17. ábra szerint szerkesztjük, vagy a Fenske-egyenletből (7.42.) számoljuk.

<u>Számítógépes módszerek</u>

Ma már nagyszámú számítógépes eljárás és kész programok állnak rendelkezésre többkomponensű elegyeket szétválasztó rektifikáló kolonnák tányérszámának és egyéb tervezési adatainak meghatározásához (pl. SuperPro Designer).

Az eljárások általában tányéronként felírt anyag- és hőmérlegekkel dolgoznak és többszörös iterációval közelítik meg a kívánt pontosságú megoldást. Figyelembe tudják venni a nemideális fázisegyensúlyt és a több betáplálási és elvételi helyet.

### 3.2.6. Töltött oszlopok

A töltött oszlopban ellenáramban halad felfelé a gőz és lefelé a folyadék, s mindkét fázis koncentrációja folytonosan változik az oszlop mentén. Feltételezve, hogy az oszlop keresztmetszetében a koncentrációk azonosak, egy végtelenül kis dH magasságú kolonnaszakaszon (7.19. ábra) az illékonyabb komponens dúsulása a gőzfázisban a következő:

$$G\,dy = K_G \cdot a \cdot S \cdot (y^* - y)\,dH \qquad (7.43.)$$

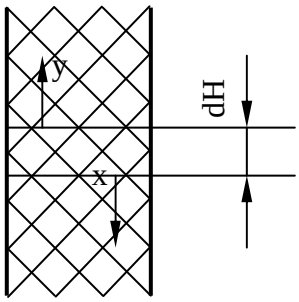
ahol G a gőz mólárama,

$K_G$ a gőzfázisra vonatkoztatott anyagátadási tényező, kmol/($m^2$s),

a az egységnyi térfogatra vonatkoztatott fajlagos fázisérintkeztetési felület (azonos a száraz töltet fajlagos felületével), $m^2/m^3$

S az oszlop keresztmetszete, $m^2$

$y^* - y$ az egyensúlyi összetételtől való eltérés (hajtóerő), kmol/kmol.




**7.19. ábra** Anyagátadás töltött oszlopban

Az egyenletet átrendezzük és integráljuk:

$$H = \frac{G}{K_G \cdot a \cdot S} \int_{y_0}^{y_1} \frac{dy}{y^* - y} \qquad (7.44.)$$

Az integrális kifejezés az ($y^*$ – y) dúsítás eléréséhez szükséges <u>átviteli egységszám</u>, vagy az elterjedt angol rövidítésből NTU (Number of Transfer Units) vagy $N_{OG}$ jelölést használva:

$$NTU = N_{OG} = \int_{y_0}^{y_1} \frac{dy}{y^* - y} \qquad (7.45.)$$

Az $N_{OG}$ a kolonna elméleti tányérszámával analóg mennyiség.

A $\frac{G}{K_G \cdot a \cdot S}$ az <u>egy átviteli egységnek megfelelő töltetmagasság</u>, vagy az angol rövidítésből HTU (Height of Transfer Unit) vagy $H_{OG}$:

$$HTU = H_{OG} = \frac{G}{K_G \cdot a \cdot S} \qquad (7.46.)$$

Ezekkel a kolonna magassága:

$$H = HTU \cdot NTU \quad \text{vagy} \quad H = H_{OG} \cdot N_{OG} \qquad (7.47.)$$

Az NTU (7.45.) egyenletben kijelölt módon integrálással (a gyakorlatban grafikus integrálással) határozható meg.

A H kolonnamagasság számításának másik módszere az N elméleti tányérszámból indul ki. Ha N értékét a szétválasztási feladat adatai alapján a 3.2.5. pontban leírt módon meghatároztuk, akkor a kolonna magassága:

$$H = HETP \cdot N \qquad (7.48.)$$

ahol HETP (Height Equivalent to a Theoretical Plate) az egy elméleti tányérnak megfelelő töltetmagasság.

### 3.2.7. Lepárló oszlopok szétválasztó-képessége

A lepárló oszlop szétválasztó-képessége általában függ a szétválasztandó elegy fizikai-kémiai tulajdonságaitól, a fázisérintkeztetési időtől, az oszlopban kialakuló hidrodinamikai, terhelési viszonyoktól és a konstrukciós paraméterektől.

A tányéros tornyok hatásfokát befolyásolhatják a tányéron kialakuló keveredési viszonyok, a cseppáthordás és a folyadék átcsöpögése.

Töltött oszlopoknál fontos szerepe van a töltet nedvesítési fokának, valamint a folyadék egyenletes elosztásának a torony keresztmetszetében és hossza mentén.

Tányéros oszlopok hatásfoka

A tányéros oszlop hatásfokát a kívánt szétválasztás eléréséhez szükséges elméleti tányérszám (N) és az ezt a szétválasztást ténylegesen megvalósító, a kolonnába beépített tényleges tányérszám ($N_t$) hányadosaként definiáljuk:

$$\eta_o = N / N_t \tag{7.49.}$$

Tervezés céljára ez a hatásfok-definició a legkényelmesebb.

A Murphree-féle tányérhatásfok az egy tényleges tányéron elért és az elméletileg elérhető maximális koncentrációnövekedés viszonya. Két komponens esetén a gőzfázisra felírva:

$$\eta_M = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}} \tag{7.50.}$$

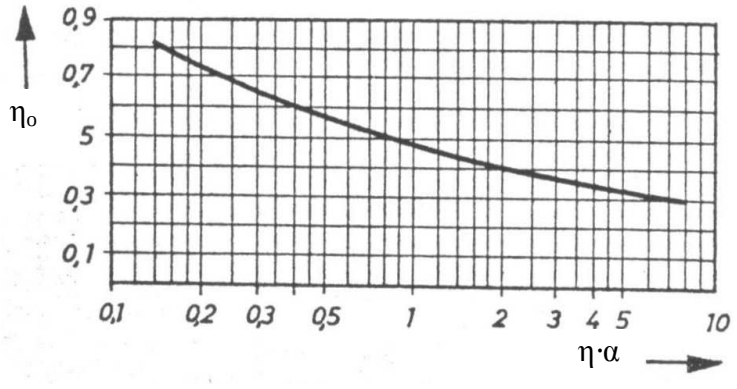
ahol $y_n$ az n-edik tányért elhagyó gőz összetétele,
$y_{n+1}$ az n-edik tányérra érkező gőz összetétele,
$y_n^*$ az n-edik tányéron levő folyadékkal egyensúlyban levő gőz összetétele.

Többkomponensű elegy esetén a Murphree-féle tányérhatásfok komponensenként más és más értékű lehet. Tervezéshez jó közelítéssel fennáll, hogy: $\eta_o \approx \eta_M$.

A tányérokon általában a folyadékfázis bizonyos mértékig kevert. Az elméleti alapokon nyugvó hatásfok-összefüggések tartalmaznak a keveredés mértékére jellemző olyan paramétereket (pl. Peclet-számot), amelyek csak a tányérkonstrukció részletesebb megtervezése után határozhatók meg, ezért a kolonna tányérszámának előzetes becsléséhez empirikus formulákat kell alkalmaznunk. Ezek közül a jelentőseket itt közöljük.

Kolonnahatásfok számítása

O'Connell működő buboréksapkás kolonnák hatásfok-adatait feldolgozva készített empirikus görbét, melyet a 7.20. ábrán láthatunk.




**7.20. ábra** Buboréksapkás tányérok hatásfoka
O'Connell empirikus diagramja

Áthordás és átcsöpögés hatása a hatásfokra

Ha a tányért a tervezett terheléssel, vagy attól nem jelentősen eltérő terheléssel működtetjük és a szokásos ipari tányértávolságot (0,5-0,8 m) alkalmazzuk, akkor a folyadékcseppek felhordásából származó hatásfokcsökkenés elhanyagolható.

A tányért csak a minimális gőzsebességnél nagyobb sebességgel szabad üzemeltetni, ekkor az átcsöpögés és ezzel annak hatásfokcsökkentő hatása szintén elhanyagolhatóvá válik.

A számolt hatásfok bizonytalansága

Ma még nincsenek megbízható tervezési összefüggések a hatásfokok számítására. A szakirodalom csak néhány tervezésre alkalmas empirikus formulát közöl, ezeket a legtöbbször bizonyos elegytípusokra dolgozták ki és más elegytípusra csak jelentős hibával alkalmazhatók.

A hatásfokszámítás bizonytalansága miatt célszerű több képlettel is számolni és az eredményeket kellő óvatossággal tanácsos kezelni.

Az elegy nemideális tulajdonságai miatt a hatásfok az oszlop hossza mentén változhat.

Egy jól tervezett túlfolyós tányér hatásfoka 60-70 %. Ennél kisebb a hatásfok, ha a folyadéknak nagy a viszkozitása. A túlfolyó nélküli tányérok hatásfoka lényegesen kisebb lehet.

Azoknál az elegyeknél, amelyeknek fiziko-kémiai tulajdonságai számszerűen nem ismertek, szükséges lehet a szétválasztó-képesség megmérése. A legújabb kutatások szerint a hatásfok-mérés elvégezhető kisméretű (∅50 mm) laboratóriumi kolonnában teljes reflux mellett. Az így kapott hatásfokok jól egyeznek ∅1–3 m-es ipari oszlopok azonos elegyek szétválasztása esetén mért hatásfokával.

Töltött oszlop hatásossága

Ha az elméleti tányérszám ismert, az egy elméleti tányérral egyenértékű töltött oszlopmagasságot (HETP) kell meghatározzuk.

Murch tapasztalati képlete különböző töltetekre:

$$\mathrm{HETP} = c \cdot (3600 \cdot v \cdot \rho_V)^a \cdot D^b \cdot H^{0,33} \cdot \alpha \cdot \frac{\eta_L}{\rho_L} \qquad (7.51.)$$

ahol a, b, c állandók,
v gőzsebesség, a teljes kolonna-keresztmetszetben, m/s,
$\rho_v$ ill. $\rho_L$ - a gőz ill. folyadék sűrűsége, kg/m$^3$,
D a kolonna átmérője, m,
$\alpha$ a relatív illékonyság,
$\eta_L$ a folyadék viszkozitása, cP ($10^{-3}$ Pa · s),
H az oszlop magassága, m.

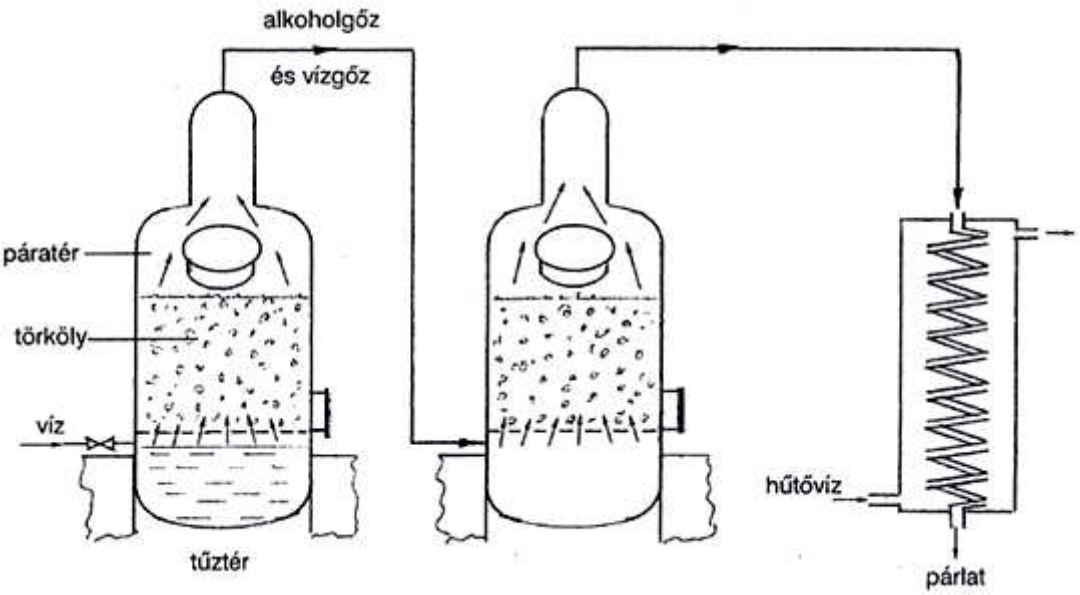
Ha az átviteli egységszám ismert, akkor az átviteli egységmagasságot (HTU, $H_{OG}$) Kafarov összefüggéséből számolhatjuk:

$$H_{OG} = \mathrm{HTU} = 28 \left(\frac{\rho_V}{\eta_V}\right)^{0,2} \cdot a^{-1,2} \cdot F \left(\frac{\eta_V}{\eta_L}\right)^{0,342} \left(\frac{\rho_L}{\rho_V}\right)^{0,19} \cdot \frac{\log 1/\lambda}{1-\lambda} \qquad (7.52.)$$

ahol $\lambda = m \cdot G/L$
a a térfogategységre vonatkoztatott fajlagos fázisérintkeztetési felület, m$^2$/m$^3$,
F a töltet szabad keresztmetszeti hányada, m$^2$/m$^2$.
A többi jelölés értelme és dimenziója azonos a (7.51.) képletével. A (7.52.) képlet csak az elárasztás környezetében ad jó becslést.

### 3.2.8. Különleges lepárló műveletek

1.) Vízgőzdesztilláció. A lepárlási folyamatot a fűtőgőznek közvetlenül az üstbe vezetésével valósítják meg. Alkalmazható vízzel nem, vagy csak korlátozott mértékben elegyedő anyagok esetén. Előnye, hogy a vízgőz parciális nyomásával csökken a fázisok gőztenziója, ezzel pedig csökken a forráspont, tehát az anyagok kíméletes szétválasztása válik lehetővé.
A vízgőz hőjét alkalmazhatjuk pl. törköly lepárlására.




**7.21. ábra** Törköly többfokozatú lepárlása vízgőzzel való átmosással

2.) Extraktív lepárlás: A lepárló oszlop fejébe adalékanyagot vezetnek be azzal a céllal, hogy az elegy szétválasztóképességét javítsák. Mivel az adalékanyag (oldószer) rendszerint nagy mennyiségben kerül az oszlopba, nagyobb oszlopátmérő szükséges és nagyobb lesz az oszlop hőterhelése is.

Az oldószer regenerálását egy második kolonnával kell elvégezni, ennek rendszerint a fenékterméke az oldószer, amit folyamatosan vissza lehet vezetni a fő-lepárló oszlopba.

Az extraktív lepárlás technikáját elterjedten alkalmazzák azeotróp elegyek tiszta komponensekre történő szétválasztására.

3.) Azeotróp lepárlás. Atmoszférikus nyomáson azeotrópot képező elegyek tiszta komponensekre bonthatók úgy is, hogy a kolonna fejnyomását olyanra választjuk, amelyen a rendszer nem azeotróp. Ha ez nem lehetséges, több kolonnát kell alkalmaznunk.

4.) Molekuláris desztilláció. Speciális vákuumkészülékben megvalósított eljárás, amelyet hőérzékeny szerves anyagok (vitaminok, növényolajszármazékok stb.) károsodás nélküli szétválasztására alkalmaznak.

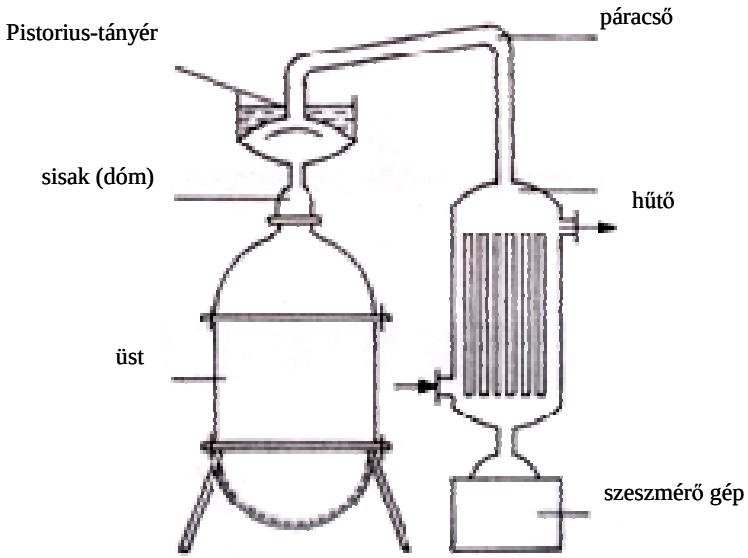
5.) Reaktív lepárlás. Ha a lepárlás során vegyi folyamatok is lejátszódnak (pl. észterezési technológiák), a lepárlást reaktívnak nevezik.

# 4. Szakaszos lepárlási műveletek

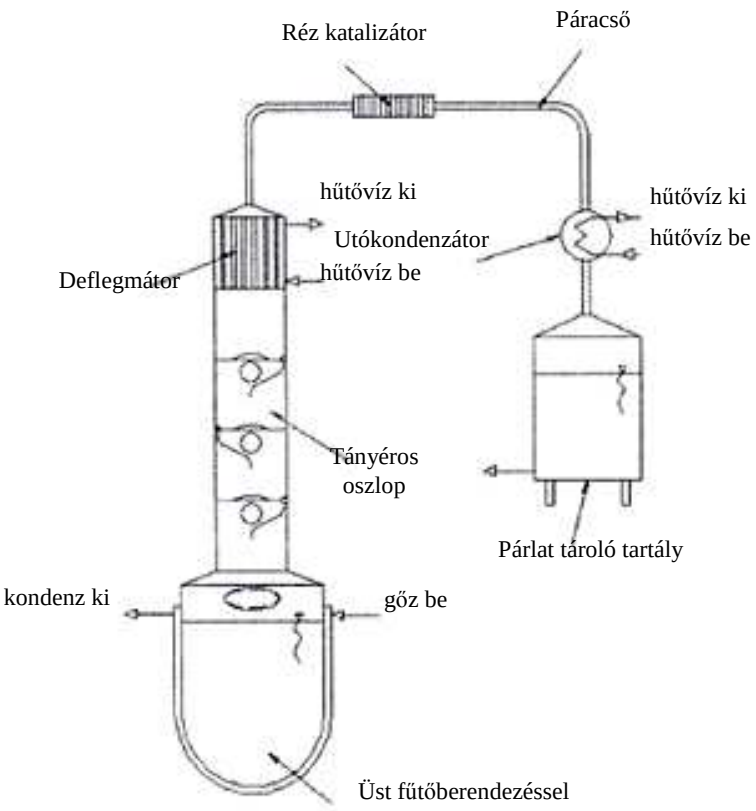
## 4.1. Szakaszos (differenciális, frakcionált) desztilláció

A szakaszos desztillációt az ipari gyakorlatban az élelmiszeripari alkoholok finomítására alkalmazzák legtöbbet a mai napig. Országunk nagy hagyományokkal rendelkezik a pálinka előállítása terén. Ezért mind a pálinkafőzésre alkalmas desztillálóberendezések üzemeltetésében, mind a minőségi cefre előállítására alkalmas eljárásokban igen nagy gyakorlattal rendelkeznek a szakemberek és műkedvelők.

A párlatkészítés két módja, a magyar kisüsti és a német oszlopos technológia jelentős eltérést mutat. A kisüsti módszerben a cefrét kétszer desztilláljuk szakaszos desztillálóval (7.22. ábra), míg az oszlopos eljárásban egyszer desztillálnak és a művelet ebben az esetben rektifikálás (7.23. ábra).



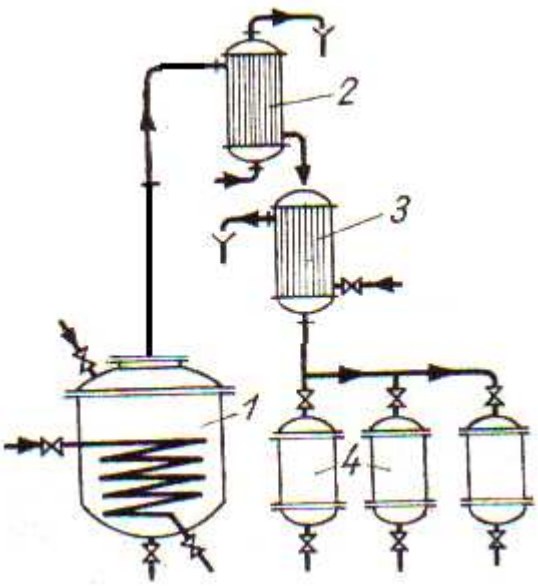

**7.22. ábra** Szakaszos pálinka-desztilláló




**7.23. ábra** Erősítőfeltétes pálinkafőző berendezés vázlata

A frakcionált desztilláció folyamatábrája

A szakaszos desztilláció során a szétválasztandó elegy teljes mennyiségét a desztilláló üstbe töltjük. A fűtés beindításával állandó forrásban tartjuk az elegyet. A keletkező gőzöket kondenzálás után elvezetjük. Az üstben a folyadék mennyisége és illékony komponens-tartalma csökken az időben. Az egyensúlyi viszonyoknak megfelelően a folyamat elején gyűjtött desztillátum koncentrációja ($x_{D1}$) a legnagyobb, majd a frakciók összetétele az időben csökken. A szakaszos desztilláció jelentőségét többkomponensű elegyek frakcionált szétválasztása adja, amikor is elérhető a forráspont mérése alapján a jelentősen eltérő komponensek szétválasztása.




1–forralóüst; 2–deflegmátor; 3–hűtő; 4–szedőedények

**7.24. ábra** Differenciális desztilláció művelete

<u>A szakaszos desztilláció mérlegegyenletei</u>

A folyamat egészére felírt komponensmérleg:

$$F = D + M \tag{7.53.}$$

ahol F a betáplált elegy mennyisége mólban, esetleg kg-ban kifejezve,
M a maradék mennyisége mólban, esetleg kg-ban kifejezve,
D a desztillátum mennyisége mólban, esetleg kg-ban kifejezve.

Az illékony komponens anyagmérlege:

$$F \cdot x_F = D \cdot \overline{x_D} + M \cdot x_M \tag{7.54.}$$

ahol $x_F$ a betáplált elegy móltörtje,
$x_M$ a maradék (folyadékfázis) móltörtje,
$\overline{x_D}$ adott frakció (desztillátum) móltörtje.

Ezek az egyenletek csak a művelet kiindulási és a termékek végső jellemzőit tartalmazzák. A művelet bármely pillanatában érvényes differenciális komponensmérleg felírásához vezessük be a következő jelöléseket:
L az üstben lévő folyadék mennyisége,
x az üstben lévő folyadékban az illékonyabb komponens koncentrációja,
dL $d\tau$ végtelen kis idő alatt elpárolgott folyadékelegy mennyisége,
dx $d\tau$ végtelen kis idő alatt bekövetkező koncentráció-változás.

$$L \cdot x = (L - dL) \cdot (x - dx) + y^* \, dL \tag{7.55.}$$

$$L \cdot x = L \cdot x - x \, dL - L \, dx + dL dx + y^* \, dL \tag{7.56.}$$

A dLdx tag elhanyagolhatóan kicsi infinitezimális szorzat. Így egyszerűsítés után kapjuk:

$$\frac{dL}{L} = \frac{dx}{y^* - x} \tag{7.57.}$$

A kifejezés megoldható integrálással az L = F → M, valamint az $x = x_F \rightarrow x_M$ között, kapjuk:

$$\int_F^M \frac{dL}{L} = \int_{x_F}^{x_M} \frac{dx}{y^* - x} \tag{7.58.}$$

Az integrálási határokat felcserélve és elvégezve az integrálást a kijelölt határok között, kapjuk a <u>Rayleigh integrált</u>:

$$\ln \frac{F}{M} = \int_{x_M}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x} \tag{7.59.}$$

A (7.53.) és (7.54.) egyenletek felhasználásával kiszámíthatjuk a desztillátum átlagos koncentrációját:

$$\overline{x_D} = \frac{F \cdot x_F - M \cdot x_M}{F - M} \tag{7.60.}$$

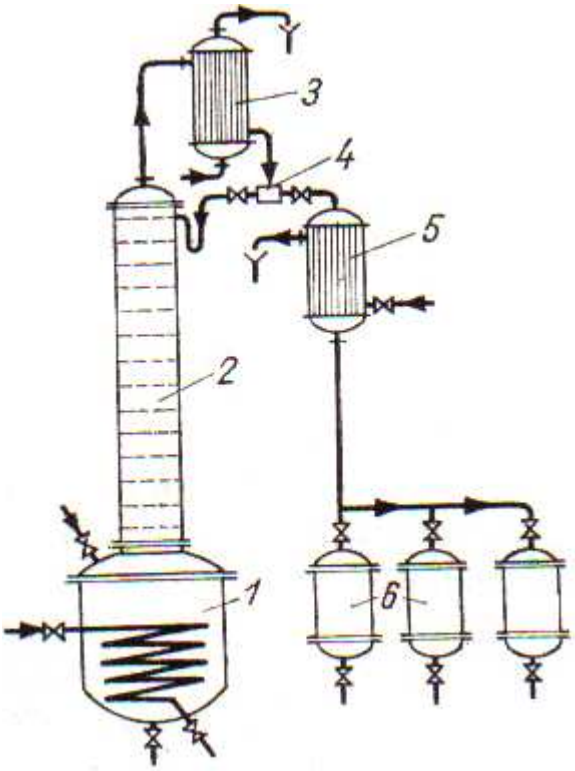
Több frakció gyűjtése esetén a frakciókra felírható:

$$D \cdot \overline{x_D} = D_1 \cdot x_{D1} + D_2 \cdot x_{D2} + D_3 \cdot x_{D3} + \text{stb.} \tag{7.61.}$$

## 4.2. Szakaszos rektifikálás

<u>A szakaszos rektifikálás fajtái</u>

Amikor kisebb anyagmennyiséget akarunk rektifikálással szétválasztani, és viszonylag kis tányérszámú kolonnán is éles szétválasztást akarunk elérni, vagy kettőnél több terméket akarunk egy kolonnán nyerni, esetleg a feldolgozandó folyadékelegy összetétele gyakran változik, célszerű a rektifikálást szakaszosan végezni. A szakaszos rektifikálás instacionárius művelet, és akkor alkalmazzák, ha a szétválasztandó elegy sok szilárd anyagot tartalmaz, például az élelmiszeriparban a gyümölcspálinka főzése cefréből.




**1**–forralóüst; **2**–rektifikálóoszlop; **3**–deflegmátor;
**4**–refluxelosztó; **5**–hűtő; **6**–szedőedények

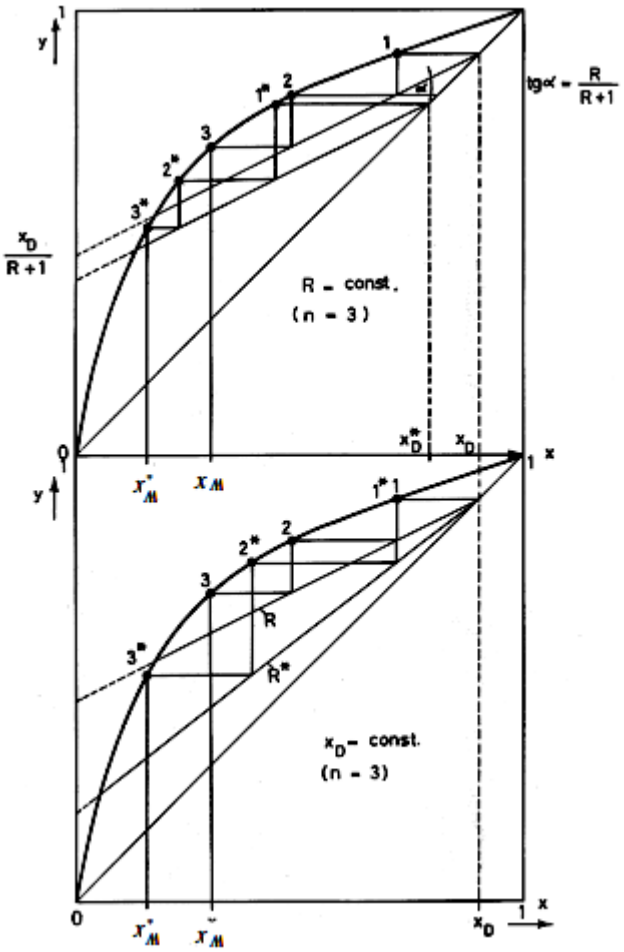
**7.25. ábra** Szakaszos rektifikáló berendezés folyamatábrája

A szakaszos rektifikálás lényege, hogy – a szakaszos desztillációhoz hasonlóan – az elegyet üstbe töltve folyadékutánpótlás és –elvezetés nélkül elpárologtatjuk úgy, a képződött gőzöket a lecsapódott anyagból visszavezetett refluxszal ellenáramban egy tányéros vagy töltött rektifikáló kolonnán keresztül juttatjuk a kondenzátorba. A berendezés egy szegényítő rész nélküli, csak dúsító szakaszt tartalmazó oszlopnak tekinthető. A tornyot a viszonylag nagy térfogatú üstre építik. A szakaszos rektifikálást a gyakorlatban kétféleképpen végzik:

Állandó refluxaránnyal többek között akkor célszerű végezni a műveletet, amikor kis mennyiségű illékony szennyezés eltávolítása a feladat. Ha állandó refluxaránnyal dolgozunk, a desztillátum összetétele a művelet során változik. Az illékony komponens koncentrációja a desztillátumban ($x_D$) a művelet előrehaladtával csökken, mivel a komponens üstbéli koncentrációja ($x_M$) is egyre csökken.

Állandó desztillátum-összetétel mellett célszerű végezni a szakaszos rektifikálást akkor, ha az illékonyabb komponens nagy részét a desztillátumban nagy tisztaságban akarjuk kinyerni. Mivel az üstben az illékonyabb komponens koncentrációja csökken, állandó desztillátum-összetételt csak a refluxarány folyamatos növelésével biztosíthatunk.

A szakaszos rektifikálás megvalósítását a 7.26. ábra mutatja.




**7.26. ábra** Szakaszos rektifikálás megvalósítási módjai

### 4.2.1. Szakaszos rektifikálás állandó refluxaránnyal

Szakaszos rektifikálás folyamatát differenciális és véges anyag- és komponensmérlegekkel írhatjuk le. Ha az oszlopban levő anyagmennyiséget és annak változását elhanyagoljuk, a differenciális anyag- illetve komponensmérleg a következő:

$$L \cdot x = (L - dL) \cdot (x - dx) + y^* \, dL \qquad (7.62.)$$

$$L \cdot x = L \cdot x - x \, dL - L \, dx + dL dx + y^* \, dL \qquad (7.63.)$$

ahol L az üstben lévő folyadék mennyisége,
x az üstben lévő folyadékban az illékonyabb komponens koncentrációja,
dL dτ végtelen kis idő alatt elpárolgott folyadékelegy mennyisége,
dx dτ végtelen kis idő alatt bekövetkező koncentráció-változás.

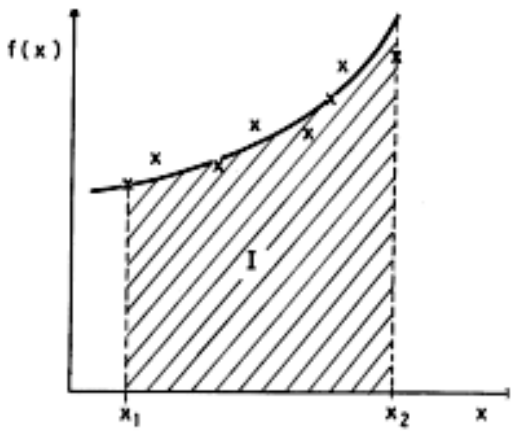
A dLdx tag elhanyagolhatóan kicsi infinitezimális szorzat. Így egyszerűsítés után kapjuk:

$$\frac{dL}{L} = \frac{dx}{y^* - x} \qquad (7.64.)$$

A kifejezés megoldható integrálással az L = F → M, valamint az $x = x_F \rightarrow x_M$ között, kapjuk a Rayleigh integrált:

$$\ln\frac{F}{M} = \int_{x_M}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x} = f(x) \qquad (7.65.)$$

Az integrál értéke meghatározható grafikusan. Ilyenkor ajánlott az összetartozó x – f(x) pontokra polinomot illesztünk (7.27. ábra) a legkisebb négyzetek módszerével. A polinom együtthatóinak és az integrál értékének meghatározása számítógép segítségével gyorsan elvégezhető.




**7.27. ábra** Polinom illesztése legkisebb négyzetek módszerével

Számítógép segítségével az integrálást numerikusan is elvégezhetjük.

A kiforralt gőz mennyisége:

$$V = L + D = (R + 1)D \qquad (7.66.)$$

Az elmondottakból nyilvánvaló, hogy ebben az esetben a fejtermék összetétele a lepárlás folyamán az illékonyabb komponensben egyre szegényebb lesz. A desztillátum átlagos összetételét a folyamatra felírható komponensmérlegből számolhatjuk ki:

$$\overline{x}_D = \frac{F \cdot x_F - M \cdot x_M}{D} \qquad (7.67.)$$

### 4.2.2. Szakaszos rektifikálás állandó desztillátum-összetétel mellett

A refluxarányt az elválasztás során addig kell növelni, míg az üzemeltetéssel elérhető elméleti tányérszámmal a kiforraló üstben levő folyadék kívánt összetételét el nem érjük. Az elmondottak értelmében ennél a módszernél a fejtermék összetétele állandó, a kolonna legfelső tányérjának hőmérséklete is állandó, ezzel szemben az üst hőmérséklete folyamatosan emelkedik.

Mivel az *R* nő, így az $x_D/(R+1)$ csökken, és a munkavonal az átlóhoz közelít, a művelet akkor ér véget, ha a *D* desztillátum elvételének sebessége nullára csökken, ugyanis ekkor az egész kondenzátumot refluxként visszavezetjük.

Állandó desztillátum-összetétel mellett történő rektifikálás esetén a maradék végső mennyiségének meghatározása nem igényli differenciálegyenlet megoldását, hanem az üstben levő elegy kezdeti mennyiségének, kiindulási és végső koncentrációjának, valamint a desztillátum összetételének ismeretében az egész folyamatra felírt komponensmérlegből számítható:

$$M = \frac{F \cdot (x_D - x_F)}{x_D - x_M} \tag{7.68.}$$

Az elpárologtatandó gőzmennyiség meghatározására viszont nem használhatjuk a (7.66.) egyenletet, mert a refluxarány a művelet során változik. A (7.66.) egyenletet, a változást figyelembe véve, differenciális alakba írva a következő egyenlethet jutunk:

$$dV = dL + dD = (R + 1)dD \tag{7.69.}$$

Integrálva:

$$V = \int_0^D (R+1)dD \tag{7.70.}$$

Ez az integrál az összetartozó R és D értékek ismeretében kiszámítható. A berendezés elméleti tányérszáma, valamint a kiindulási elegy összetétele és az előírt desztillátum koncentrációja adott. Ha az oszlopban lévő anyagmennyiséget és annak változását elhanyagoljuk, írhatjuk:

$$dD = dL \tag{7.71.}$$

Ennek felhasználásával a (7.70.) egyenletet átalakíthatjuk:

$$V = -\int_F^M (R+1)dL \tag{7.72.}$$

Az előbbi egyenletben dL-t a (7.63.) egyenletből kifejezve, majd a (7.68.) egyenletből M-et kifejezve, az állandó tagokat az integrál elé kiemelve, a határokat megcserélve a következő összefüggést nyerjük:

$$V = F(x_D - x_F)\int_{x_M}^{x_F} \frac{R+1}{(x_D - x)^2}dx \tag{7.73.}$$

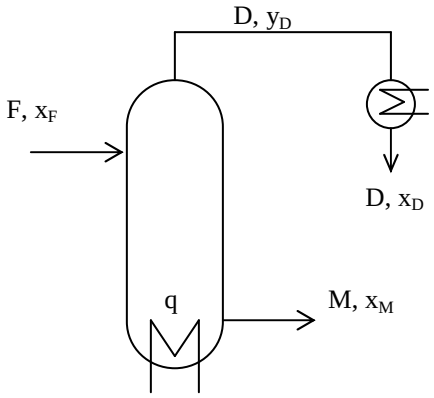
Ez az egyenlet összetartozó R és x értékek birtokában felhasználható az elpárologtatandó gőzmennyiség számítására.

# Számítási feladatok a lepárlás témaköréhez

## Megoldott példák

**1.) 200 kg/h 0,4 kg etil alkohol/kg elegy koncentrációjú etil-alkohol–víz elegyet egyensúlyi desztillációval választunk szét. A maradék 15 tömeg %-os kell, hogy legyen. Határozza meg a termékek mennyiségét és összetételét! $M_{etanol}$=46 kg/kmol, $M_{víz}$=18 kg/kmol. Határozza meg a relatív illékonyságot!**

*Megoldás:*




$$J_{m_F} = 200\ \mathrm{kg/h}$$

$$w_F = 0{,}4$$

$$w_M = 0{,}15$$

$$x_F = \frac{\dfrac{w_F}{M_{etanol}}}{\dfrac{w_F}{M_{etanol}} + \dfrac{1-w_F}{M_{víz}}}$$

$$x_F = \frac{\dfrac{0{,}4}{46}}{\dfrac{0{,}4}{46} + \dfrac{0{,}6}{18}} = 0{,}21\frac{\mathrm{kmol\ etanol}}{\mathrm{kmol\ elegy}}$$

$$F = \frac{J_{m_F}}{M_F}$$

$$M_F = x_F \cdot M_{etanol} + (1-x_F)\cdot M_{víz} = 0{,}21\cdot 46 + 0{,}79\cdot 18 = 23{,}9\frac{\mathrm{kg}}{\mathrm{kmol}}$$

$$F = \frac{200\ \mathrm{kg/h}}{23{,}9\ \mathrm{kg/kmol}} = 8{,}37\frac{\mathrm{kmol}}{\mathrm{h}}$$

*Anyagmérleg*: $F = D + M \rightarrow M = F - D$

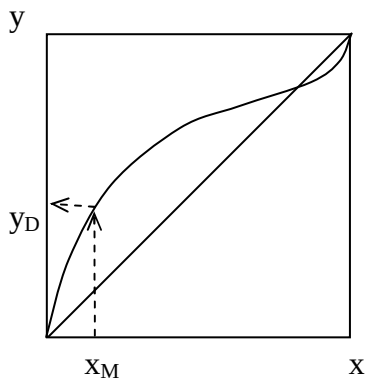
*Komponensmérleg*: $F \cdot x_F = D \cdot y_D + M \cdot x_M$

$$x_M = \frac{\dfrac{w_M}{M_{etanol}}}{\dfrac{w_M}{M_{etanol}} + \dfrac{1-w_M}{M_{víz}}} = \frac{\dfrac{0{,}15}{46}}{\dfrac{0{,}15}{46} + \dfrac{0{,}85}{18}} = 0{,}065\frac{\mathrm{kmol\ etanol}}{\mathrm{kmol\ elegy}}$$

$x_M$ és $y_D$ egymással egyensúlyban lévő fázisok koncentrációja:

diagramról leolvasható:

$$y_D = 0{,}36\frac{\mathrm{kmol\ etanol}}{\mathrm{kmol\ elegy}}$$



*Komponensmérleg:*
$F \cdot x_F = D \cdot y_D + (F–D)\cdot x_M$
$8{,}37 \cdot 0{,}21 = D \cdot 0{,}36 + (8{,}37–D)\cdot 0{,}065$
D = 4,11 kmol/h desztillátum
M = 4,26 kmol/h maradék

*Relatív illékonyság:*

$$\alpha = \frac{\frac{y_D}{x_M}}{\frac{1-y_D}{1-x_M}} = \frac{\frac{0{,}36}{0{,}065}}{\frac{0{,}64}{0{,}935}} = 8{,}1$$

Annál könnyebb a szétválasztás, minél nagyobb az $\alpha$ értéke!

**2.) 100 kmol/h 50 mol% n-heptánt tartalmazó heptán-oktán elegyet egyensúlyi desztillációval szeretnénk szétválasztani. Határozza meg**
**a.) a termékek összetételét, ha a betáplált elegy 60 %-a desztillátum formájában távozik az üstből**
**b.) a desztillációhoz szükséges hőáramot, ha a belépő elegy hőmérséklete 27 °C**
**c.) az üstbe belépő elegy szükséges hőmérsékletét, ha az magában hordozza a desztillátum párolgáshőjét (flash desztilláció).**
**Adatok: fajhő: $c_{p,heptán}$ = 212,4 kJ/(kmol·°C), $c_{p,oktán}$ = 241,2 kJ/(kmol·°C)**
**párolgáshő: $r_{heptán}$ = 30950 kJ/kmol, $r_{oktán}$ = 35534 kJ/kmol**

*Megoldás:*
F = 100 kmol/h
$x_F = 0{,}5$
$D = 0{,}6\cdot F$
a.)
*Anyagmérleg:* F = D + M
*Komponensmérleg:* $F\cdot x_F = D\cdot y_D + M\cdot x_M$ itt $y_D$ és $x_M$ egyensúlyban van

Kifejezzük $y_D$-t, kapjuk a munkavonal egyenletét:

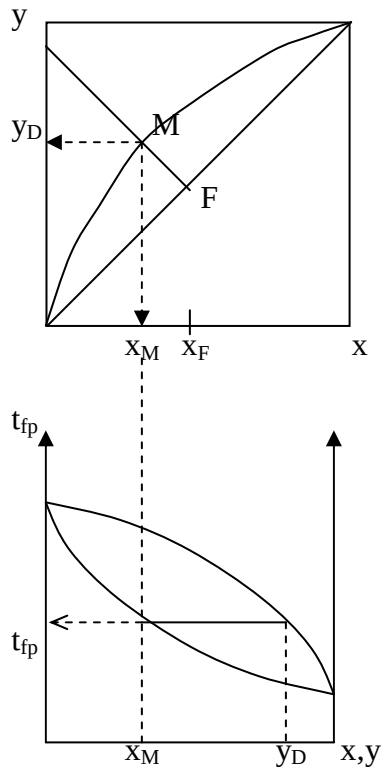
$$y_D = \underbrace{-\frac{M}{D}}_{\text{meredekség}} \cdot x_M + \underbrace{\frac{F\cdot x_F}{D}}_{\text{tengelymetszet}}$$

$D = 0{,}6\cdot F$ illetve $M = 0{,}4\cdot F$, ezt beírjuk:

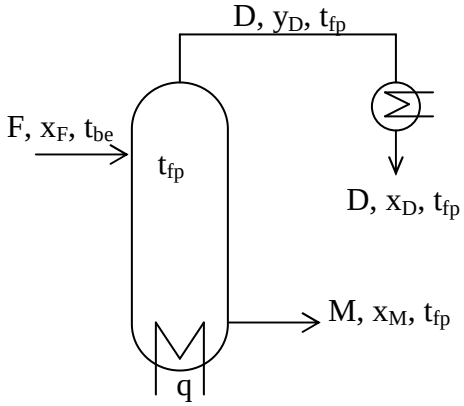
$$y_D = -\frac{0{,}4\cdot F}{0{,}6\cdot F}\cdot x_M + \frac{F\cdot 0{,}5}{0{,}6\cdot F} = \underbrace{-\frac{2}{3}}_{\text{meredekség}} \cdot x_M + \underbrace{\frac{5}{6}}_{\text{tengelym.}}$$

A diagramokról leolvasható adatok:
$x_M = 0{,}387$
$y_D = 0{,}575$

$t_{fp} = 113$ °C




b.) $t_{be} = 27$ °C




*Hőmérleg:*
$F \cdot h_F + q = D \cdot H_D + M \cdot h_M$
$q = D \cdot H_D + M \cdot h_M - F \cdot h_F$

$H_D = c_{p,D} \cdot t_{fp} + r_D$

$c_{p,D} = y_D \cdot c_{p,\text{heptán}} + (1 - y_D) \cdot c_{p,\text{oktán}} = 0{,}575 \cdot 212{,}4 + (1 - 0{,}575) \cdot 241{,}2 = 224{,}6$ kJ/(kmol·°C)

$r_D = y_D \cdot r_{\text{heptán}} + (1 - y_D) \cdot r_{\text{oktán}} = 0{,}575 \cdot 30950 + (1 - 0{,}575) \cdot 35534 = 32898$ kJ/kmol

$H_D = 224{,}6 \cdot 113 + 32898 = 58277{,}8$ kJ/kmol

$h_M = c_{p,M} \cdot t_{fp}$

$c_{p,M} = x_M \cdot c_{p,\text{heptán}} + (1 - x_M) \cdot c_{p,\text{oktán}} = 0{,}387 \cdot 212{,}4 + (1 - 0{,}387) \cdot 241{,}2 = 230$ kJ/(kmol·°C)

$h_M = 230 \cdot 113 = 25990$ kJ/kmol

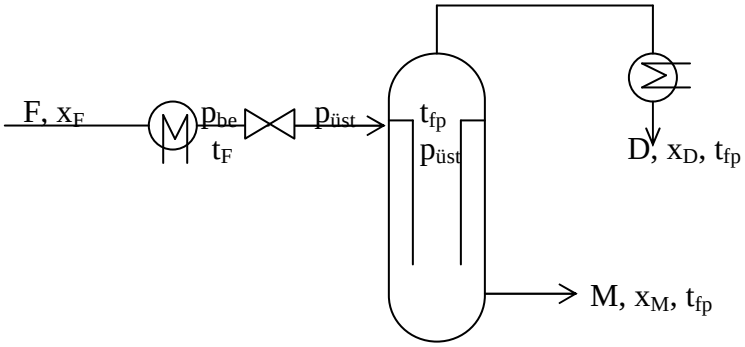
$h_F = c_{p,F} \cdot t_{be}$

$c_{p,F} = x_F \cdot c_{p,\text{heptán}} + (1 - x_F) \cdot c_{p,\text{oktán}} = 0{,}5 \cdot 212{,}4 + (1 - 0{,}5) \cdot 241{,}2 = 226{,}8$ kJ/(kmol·°C)

$h_F = 226{,}8 \cdot 27 = 6123{,}6$ kJ/kmol

$q = 60 \cdot 58277{,}8 + 40 \cdot 25990 - 100 \cdot 6123{,}6 = \underline{3{,}9 \cdot 10^6 \text{ kJ/h}}$

c.) *Flash desztilláció:*




*Hőmérleg:*

$F \cdot h_F = D \cdot h_D + M \cdot h_M$

$h_F = c_{p,F} \cdot t_F = 226{,}8 \cdot t_F$

$100 \cdot 226{,}8 \cdot t_F = 60 \cdot 58277{,}8 + 40 \cdot 25990$

$\underline{\underline{t_F = 200\ °C}}$

$p_{be} >> p_{üst}$

$t_F >> t_{fp}$

Ez kb. 10 bar nyomású elegynek felel meg (p-t diagramból).

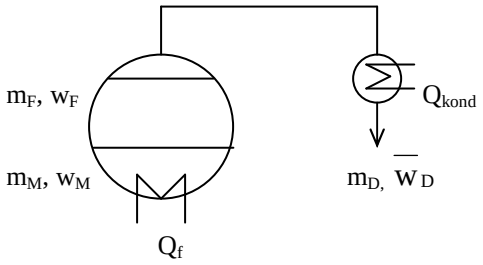
**3.)Etanol-víz elegyének szétválasztását differenciális desztilációval végezzük. 1500 kg 60 tömeg% koncentrációjú 20 °C-os kiindulási elegyet addig kell deszillálni, míg a maradékösszetétel 0,03 kg etanol/kg elegy lesz.**
**Határozza meg a termékek mennyiségét és a desztillátum átlagos összetételét, valamint a hőszükségletet.**

**Fajhő adatok:** $c_{p,etanol} = 2{,}8 \frac{kJ}{kg\,^0C}$; $c_{p,víz} = 4{,}2 \frac{kJ}{kg\,^0C}$

**Etanol-víz egyensúlyi adatok:**

| $w_{folyl}$ | $w_F$= 0,6 | 0,5 | 0,4 | 0,3 | 0,2 | 0,1 | 0,05 | $w_M$= 0,03 | 0,01 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $w_{gőz}$ | 0,794 | 0,771 | 0,747 | 0,714 | 0,648 | 0,52 | 0,38 | 0,205 | 0,065 |
| Később számoljuk ki: | | | | | | | | | |
| $\frac{1}{w_{göz} - w_{foly}}$ | 5,15 | 3,69 | 2,88 | 2,42 | 2,23 | 2,38 | 3,03 | 5,71 | |

$m_F$ = 1500 kg
$w_F$ = 0,6
$w_M$ = 0,03
$t_F$ =20 °C



Komponens-mérleg:

$$m \cdot w_{foly} = (m - dm)(w_{foly} - dw_{foly}) + dm \cdot w_{göz}$$

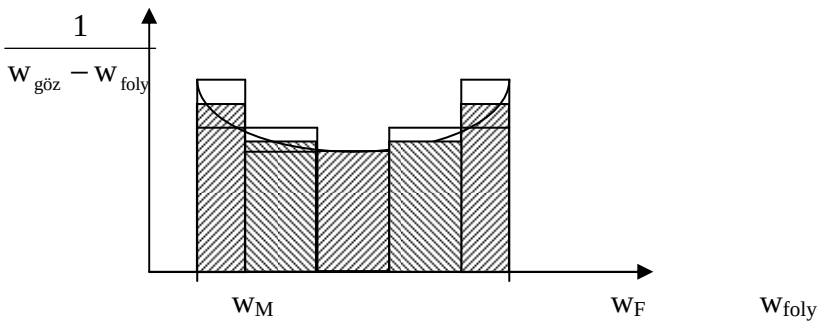
$$m \cdot w_{foly} = m \cdot w_{foly} - dm \cdot w_{foly} - m \cdot dw_{foly} + \underbrace{dm \cdot dw_{foly}}_{\text{elhany.}} + dm \cdot w_{göz}$$

$$dm\left(w_{göz} - w_{foly}\right) = m \cdot dw_{foly}$$

$$\int_{m_F}^{m_M} \frac{dm}{m} = \int_{w_F}^{w_M} \frac{dw_{foly}}{w_{göz} - w_{foly}}$$ Rayleigh integrál

$$\ln \frac{m_F}{m_M} = \int_{w_M}^{w_F} \frac{dw_{foly}}{w_{göz} - w_{foly}}$$

**Integrál meghatározása: trapézmódszerrel**




$$t_1 = (0{,}6 - 0{,}5) \cdot \frac{5{,}15 + 3{,}69}{2} = 0{,}442$$

$$t_2 = (0{,}5 - 0{,}4) \cdot \frac{3{,}69 + 2{,}88}{2} = 0{,}3285$$

$$t_3 = (0{,}4 - 0{,}3) \cdot \frac{2{,}88 + 2{,}42}{2} = 0{,}265$$

$$t_4 = (0{,}3 - 0{,}2) \cdot \frac{2{,}42 + 2{,}23}{2} = 0{,}2325$$

$$t_5 = (0{,}2 - 0{,}1) \cdot \frac{2{,}23 + 2{,}38}{2} = 0{,}2305$$

$$t_6 = (0{,}1 - 0{,}05) \cdot \frac{2{,}38 + 3{,}03}{2} = 0{,}135$$

$$t_7 = (0{,}05 - 0{,}03) \cdot \frac{3{,}03 + 5{,}71}{2} = 0{,}0874$$

$$t_{össz} = 1{,}721$$

$$\ln \frac{m_F}{m_M} = 1{,}721 \qquad \frac{m_F}{m_M} = 5{,}59$$

$$m_M = \frac{m_F}{5{,}59} = \frac{1500\ \text{kg}}{5{,}59} = \underline{\underline{268{,}3\ \text{kg}}}$$

$$m_D = 1500 - 268{,}3 = \underline{\underline{1231{,}7\ \text{kg}}}$$

Komponensmérlegből kifejezzük a desztillátum átlagos összetételét:

$$m_F \cdot w_F = m_M \cdot w_M + m_D \cdot \overline{w}_D \rightarrow \overline{w}_D = \frac{m_F \cdot w_F - m_M \cdot w_M}{m_D} = \frac{1500 \cdot 0{,}6 - 268{,}3 \cdot 0{,}03}{1231{,}7}$$

$$\underline{\underline{\overline{w}_D = 0{,}72}}$$

**Hőszükséglet számítása:**

***1.) F felmelegítése 20 °C-ról $t_{forrpont}$-ra:***

forrpont diagramról leolvassuk a különböző összetételű elegyek forráspontját:

$$t_{fp}^{w=0,6} = 81\ °C \quad \text{és} \quad t_{fp}^{w=0,03}{}_{fp} = 97\ °C$$

$$Q_1 = m_F \cdot c_{p,F} \cdot \Delta t_F$$

$$c_{p,F} = c_{p,etanol} \cdot w_F + c_{p,víz}(1 - w_F)$$

$$c_{p,F} = 2{,}8 \cdot 0{,}6 + 4{,}2 \cdot 0{,}4 = 3{,}36\ \frac{\text{kJ}}{\text{kg°C}}$$

$$Q_1 = 1500\ \text{kg} \cdot 3{,}36 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^0\text{C}}(81 - 20)°\text{C} = 307\ 440\ \text{kJ} = \underline{3{,}07 \cdot 10^5\ \text{kJ}}$$

**2) Desztillátum elpárologtatása**

A desztillátum hőmérséklete 81 $\rightarrow$ 97 °C között változik. Ezen határok között integrálni kellene. Ezt elkerülendő, közelítéssel oldjuk meg a feladatot.

$$t_{fp}^{köz} = \frac{97 + 81}{2} = 89\ °C$$

$$r_{etanol}^{89°C} = 844 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}; \qquad r_{víz}^{89°C} = 2257 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \quad \text{adatbázisból leolvasható}$$

$$Q_2 = m_D \cdot r_D^{89°C}$$

$$r_D^{89°C} = 0{,}72 \cdot 844 + 0{,}28 \cdot 2257 = 1239{,}6 \quad \text{kJ/kg}$$

$$Q_2 = 1231{,}7\ \text{kg} \cdot 1239{,}6 = \underline{1{,}527 \cdot 10^6\ \text{kJ}}$$

**3) Az üstben lévő folyadék felmelegítése 81-ről 97 °C-ra**

$$m_{köz.} = \frac{m_F + m_M}{2} \qquad \text{közelítéssel élünk!}$$

$$Q_3 = m_{köz} \cdot c_{p,köz}(97 - 81)$$

$$m_{köz} = \frac{1500 + 268{,}3}{2} = 884{,}2\ \text{kg}$$

$$c_{p,köz} = \frac{c_{p,F} + c_{p,M}}{2}$$

$$c_{p,M} = 0{,}03 \cdot 2{,}8 + 0{,}97 \cdot 4{,}2 = 4{,}16 \text{ kJ/(kg°C)}$$

$$c_{p,köz} = \frac{3{,}36 + 4{,}16}{2} = 3{,}76 \text{ kJ/(kg°C)}$$

$$Q_3 = 884{,}2 \text{ kg} \cdot 3{,}76 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^0\text{C}} (97 - 81)°\text{C} = \underline{5{,}32 \cdot 10^4 \text{ kJ}}$$

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 = 3{,}07 \cdot 10^5 + 1{,}527 \cdot 10^6 + 5{,}32 \cdot 10^4 = \underline{\underline{1{,}887 \cdot 10^6 \text{ kJ}}}$$

A desztillátum elpárologtatása a leghőigényesebb művelet!

**4.) 50 mol% n-heptánt tartalmazó n-heptán-oktán elegyet differenciálisan desztillálunk. A desztillátum a betáplált elegy mennyiségének 60 %-a. Határozza meg a termékek összetételét!**

$x_F$=0,5
D=0,6·F

Komponens-mérleg:

$$L \cdot x = (L - dL)(x - dx) + dL \cdot y$$

$$L \cdot x = L \cdot x - x \cdot dL - L \cdot dx + \underbrace{dL \cdot dx}_{0} + y \cdot dL$$

$$L \cdot dx = (y - x)\, dL$$

$$\int_F^M \frac{dL}{L} = \int_{x_F}^{x_M} \frac{dx}{y - x}$$ Rayleigh integrál

$$\ln \frac{F}{M} = \int_{x_M}^{x_F} \frac{dx}{y - x}$$

$$D = 0{,}6 \cdot F$$

$$M = 0{,}4 \cdot F$$

$$\ln \frac{F}{0{,}4 \cdot F} = \ln \frac{1}{0{,}4} = 0{,}916$$

$$0{,}916 = \int_{x_M}^{x_F=0{,}5} \frac{dx}{y - x}$$

Az egyensúlyi diagramról leolvasható adatok:

| x | $x_F$ = 0,5 | 0,45 | 0,4 | 0,35 | 0,3 |
|---|---|---|---|---|---|
| y | 0,68 | 0,64 | 0,58 | 0,54 | 0,47 |
| $\frac{1}{y-x}$ | 5,55 | 5,26 | 5,55 | 5,26 | 5,88 |

$x_F$ = 0,5-től kiindulva csökkenő foly. konc. felé határozzuk meg az $\frac{1}{y-x}$ alatti területet:

$$t_1 = (0{,}5 - 0{,}45) \cdot \frac{5{,}55 + 5{,}26}{2} = 0{,}270$$

$$t_2 = (0{,}45 - 0{,}4) \cdot \frac{5{,}26 + 5{,}55}{2} = 0{,}270 \qquad \rightarrow \quad \text{eddig: 0,540, ez még kevés}$$

$$t_3 = (0{,}4 - 0{,}35) \cdot \frac{5{,}55 + 5{,}26}{2} = 0{,}270 \qquad \rightarrow \quad \text{eddig: 0,810, ez még kevés}$$

$$t_4 = (0{,}35 - 0{,}3) \cdot \frac{5{,}26 + 5{,}88}{2} = 0{,}279 \qquad \rightarrow \quad \text{eddig: 1,089, ez már sok}$$

$0{,}3 < x_M < 0{,}35$, mert $t_{össz}$=0,916-nak kell lennie.

Új x-értékeket veszünk fel ebben a tartományban (finomítjuk):

| x | 0,35 | 0,34 | 0,33 | 0,32 | 0,31 |
|---|---|---|---|---|---|
| y | 0,54 | 0,52 | 0,51 | 0,5 | 0,49 |
| $\frac{1}{y-x}$ | 5,55 | 5,55 | 5,55 | 5,55 | 5,55 |

x=0,3-ig a függvény alatti terület: 0,810

$$t'_4 = (0{,}35 - 0{,}34) \cdot 5{,}55 = 0{,}055 \qquad \rightarrow \quad \text{eddig: 0,865, ez még kevés}$$

$$t'_5 = (0{,}34 - 0{,}33) \cdot 5{,}55 = 0{,}055 \qquad \rightarrow \quad \text{eddig: 0,920, ez már sok}$$

Tehát a maradék-koncentráció értéke: $0{,}33 < x_M < 0{,}34$

Komponens-mérleg:

$$F \cdot x_F = D \cdot \bar{y}_D + M \cdot x_M$$

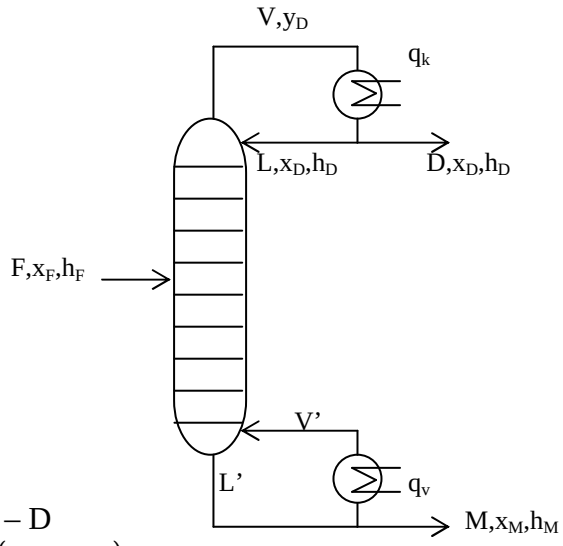
$$\bar{y}_D = \frac{F \cdot x_F - M \cdot x_M}{D} = \frac{F \cdot 0{,}5 - 0{,}4 \cdot F \cdot 0{,}34}{0{,}6 \cdot F} = \underline{\underline{0{,}607}}$$

a desztillátum átlagos koncentrációja

**5.) 100 kmol/h móláramú 20 mol%-os, forrásponti hőmérsékletű etanol-víz elegyet kell szétválasztani rektifikálással 1 bar nyomáson. A desztillátum 70 mol% etanol tartalmú kell hogy legyen, míg a fenéktermékben az etanoltartalom 2,5 mol%-os lehet. Határozza meg a termékek móláramát, a minimális refluxarányt, az elméleti tányérszámot, ha a refluxarány a minimálisnak a kétszerese, valamint a hőszükségleteket!**

***1. Berendezés, anyag- és hőáramok***

F = 100 kmol/h
$x_F = 0{,}2$
$x_D = 0{,}7$
$x_M = 0{,}025$




*Anyagmérleg:* $F = D + M \quad \Rightarrow \quad M = F - D$

*Komponensmérleg:* $F \cdot x_F = D \cdot x_D + M \cdot x_M \quad (y_D = x_D)$

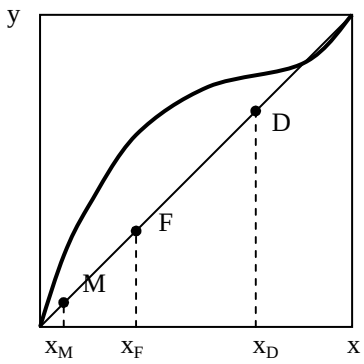
$$F \cdot x_F = D \cdot x_D + (F - D) \cdot x_M$$

$$D = F \cdot \frac{x_F - x_M}{x_D - x_M} = 100 \frac{0{,}2 - 0{,}025}{0{,}7 - 0{,}025} = 25{,}9 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

M = F – D = 74,1 kmol/h

***2. Ábrázolás diagramon***

D ($x_D$, $x_D$)
F ($x_F$, $x_F$)
M ($x_M$, $x_M$) berajzolása




***3. Betáplálás hatásának vizsgálata $\rightarrow$ q – vonal***

$$q = \frac{h''_V - h_F}{h''_V - h'_L}$$

$h''_V$ : $x_F$ összetételű telített gőz entalpiája

$h'_L$ : $x_F$ összetételű forrásban lévő folyadék entalpiája

| | | |
|---|---|---|
| q > 1: | forrpont alatti hőmérsékletű folyadék, | meredekség: > 1 |
| q = 1: | forrásban lévő folyadékot táplálunk be, | mer. $\rightarrow\infty$ |
| q = 0: | telített gőzt táplálunk be, | mer. = 0 |
| 0 < q < 1: | túltelített gőz (foly.+gőz elegy), | mer. < 0 |
| q < 0: | túlhevített gőz, | 0 < mer. < 1 |

Anyagmérlegekből levezethető: $y = \frac{q}{q-1} \cdot x - \frac{x_F}{q-1}$ **q – vonal egyenlete**

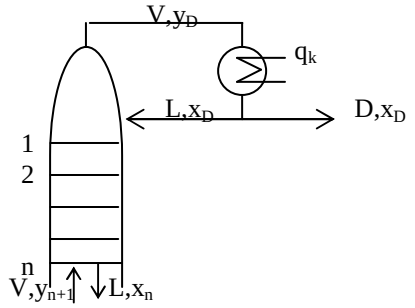
ha $q = 1 \Rightarrow \frac{q}{q-1} \to \infty$

$q = 0 \Rightarrow \frac{q}{q-1} \to 0$

**4. Minimális refluxarány meghatározása**

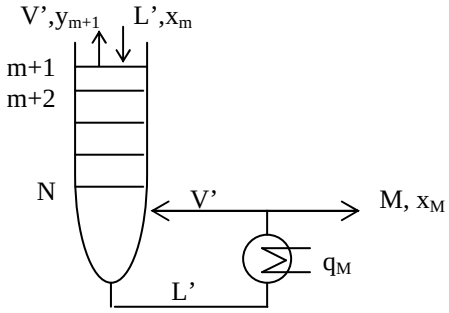
A dúsító (felső) szakasz munkavonala:

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1} \cdot x_n + \frac{x_D}{R+1}$$




A szegényítő (alsó) szakasz munkavonala:

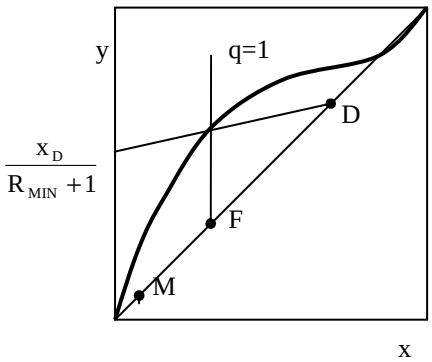
$$y_{m+1} = \frac{L'}{L'-M} \cdot x_m - \frac{M}{L'-M} \cdot x_M$$




Minimális refluxarány ($R_{MIN}$) esetén a munkavonalak az egyensúlyi görbén metszik egymást.

a tengelymetszet: $\frac{x_D}{R_{MIN}+1} = 0{,}46$, ebből:

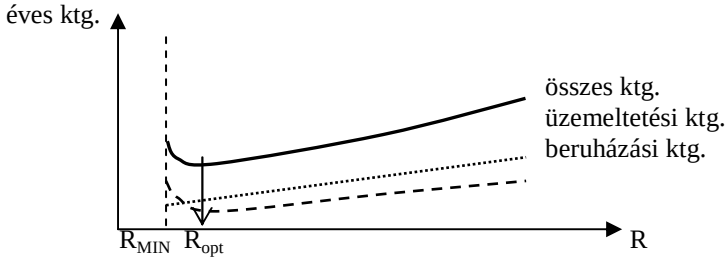
$$\frac{x_D}{R_{MIN}+1} = 0{,}46 \Rightarrow R_{MIN} = 0{,}52$$



## 5. Optimális refluxarány meghatározása

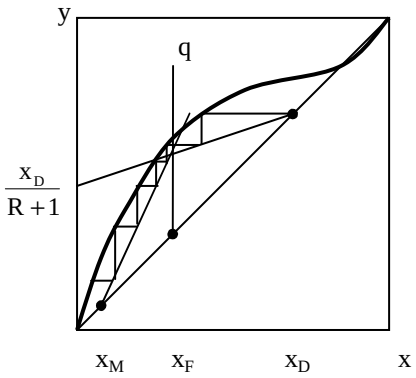
Legyen $R = 2 \cdot R_{MIN} = 1{,}04$

$$\frac{x_D}{R+1} = \frac{0{,}7}{2{,}04} = 0{,}34$$




## 6. Elméleti tányérszám meghatározása

$N_T = 6$




## 7. Tányérhatásfok meghatározása

$\eta_{tányér} = 1 - e^{-K}$ $\quad k = f\left(\alpha, \rho_L, \eta_L, M_L \text{ tányér geometria}\right)$ $\alpha$ - relatív illékonyság

$\eta = \frac{N_T}{N}$ $\quad$ ahol $N_T$ az elméleti tányérszám és $N$ valódi tányérszám

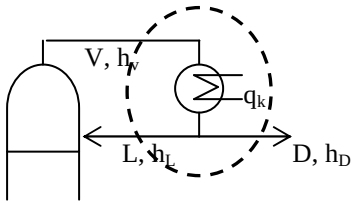
## 8. Kondenzátor hőmérlege

*Komponensmérleg*: $V \cdot h_V = D \cdot h_D + L \cdot h_L + q_K$

$h_D = h_L$

*Anyagmérleg*: $V = L + D$

ebből: $R = \frac{L}{D} \Rightarrow L = R \cdot D$




$(L + D)\, h_V = (L + D)\, h_L + q_k$

$q_k = (L + D)\,(h_V - h_L)$

$q_k = (R \cdot D + D)\,(h_V - h_L) = D\,(R + 1)\,(h_V - h_L)$ ahol $(h_V - h_L) = r_D$ párolgáshő

$$\boxed{q_k = D(R+1) \cdot r_D}$$

$$r_{etanol} = 844 \frac{kJ}{kg} \xrightarrow{\cdot M = 46\ kg/kmol} 38824 \frac{kJ}{kmol}$$

$$r_{víz} = 2257 \frac{kJ}{kg} \xrightarrow{\cdot M = 18\ kg/kmol} 40626 \frac{kJ}{kmol}$$

$$r_D = r_{etanol} \cdot x_D + r_{víz}\left(1 - x_D\right)$$

$$r_D = 38824 \cdot 0{,}7 + 40626 \cdot 0{,}3 = 39364{,}6\ kJ/kmol$$

$$q_k = D(R+1) \cdot r_D = 25{,}9 \frac{kmol}{h}\,(1{,}1+1) \cdot 39364{,}6 \frac{kJ}{kmol}$$

$$q_k = 2{,}14 \cdot 10^6 \frac{kJ}{h}$$

9. Visszaforraló hőszükséglete (teljes berendezés hőmérlege):

$$F \cdot h_F + q_V = D \cdot h_D + M \cdot h_M + q_k$$

$$q_V = D \cdot h_D + M \cdot h_M + Q_k - F \cdot h_F$$

$$h_F = c_{p,F} \cdot t_F$$

$$c_{p,F} = x_F \cdot c_{p,etanol} + (1 - x_F) \cdot c_{p,víz}$$

$$c_{p,etanol} = 2{,}8 \frac{kJ}{kg\,^0C} = 128{,}8 \frac{kJ}{kmol\,^0C}$$

$$c_{p,víz} = 4{,}2 \frac{kJ}{kg\,^0C} = 75{,}6 \frac{kJ}{kmol\,^0C}$$

$$c_{p,F} = 0{,}2 \cdot 128{,}8 + 0{,}8 \cdot 75{,}6 = 86{,}2 \frac{kJ}{kmol°C}$$

$t_F$ = 83,5 °C forrpont diagramról

$$h_F = 86{,}2 \cdot 83{,}5 = 7197{,}7 \frac{kJ}{Kmol}$$

$$h_D = c_{p,D} \cdot t_D$$

$$c_{p,D} = x_D \cdot c_{p,etanol} + (1 - x_D) \cdot c_{p,víz} = 0{,}7 \cdot 128{,}8 + 0{,}3 \cdot 75{,}6 = 112{,}8 \frac{kJ}{kmol\,^0C}$$

$t_D$ forrpontdiagramról: $t_D$ = 79 °C ($x_D$ = 0,7)

$$h_D = c_{p,D} \cdot t_D = 112{,}8 \cdot 79 = 8911{,}2 \text{ kJ/kmol}$$

$$h_M = c_{p,M} \cdot t_M$$

$$c_{p,M} = x_M \cdot c_{p,etanol} + (1 - x_M) \cdot c_{p,víz} = 0{,}025 \cdot 128{,}8 + 0{,}975 \cdot 75{,}6 = 76{,}9 \frac{kJ}{kmol\,^0C}$$

$t_M$ = 94 °C forrpont diagramról ($x_M$ = 0,025)

$$h_M = c_{p,M} \cdot t_M = 76{,}9 \cdot 94^0 C = 7228{,}6 \text{ kJ/kmol}$$

$$q_V = 25{,}9 \cdot 888911{,}2 + 74{,}1 \cdot 7228{,}6 + 2{,}14 \cdot 10^6 - 100 \cdot 7197{,}7 = 2{,}187 \cdot 10^6 \frac{kJ}{h} \quad (607 \text{ kW})$$

10) Oszlopkeresztmetszet, oszlopátmérő számítása:

Az elárasztási gőzsebesség meghatározása az abszorpciónál használt egyenlet segítségével, a már kiválasztott töltet vagy tányérszerkezet ismeretében.

11) Tányértávolság meghatározása tányéros oszlopnál:

A tányérszerkezetre vonatkozó irodalom segítségével és az elárasztási gőzsebesség segítségével.

**12) Oszlopmagasság meghatározása**

1.) <u>Tányéros kolonna esetében</u> a valódi tányérszám és a kiválasztott tányérhoz ajánlott tányértávolság ismeretében: $H = N \cdot H_{tányér}$

2.) <u>Töltelékes oszlopok esetében</u>

a) elméleti tányérszám ($N_T$) és az egy elméleti tányérnak megfelelő magasság (gyártó cég közli) alapján; $H = N_T \cdot HETP$

b) átviteli egységszám és az átviteli egységmagasság szorzataként:

$$H = N_{OG} \cdot H_{OG}$$

**13) Kondenzátor, visszaforraló méretezése**

a) $q_v$ – ből $k_V$ és $\Delta t_V$ ismeretében $\Rightarrow A_V$ felület

$q_k$ – ból $k_K$ és $\Delta t_K$ ismeretében $\Rightarrow A_K$ felület

**6.) 200 kmol/h móláramú 55 mol%-os szén-diszulfid tartalmú szén-diszulfid ($CS_2$) – szén-tetraklorid ($CCl_4$) elegyet kell szétválasztani rektifikálással 1 bar nyomáson. A desztillátum 80 mol% $CS_2$-ot tartalmaz, a fenéktermék 5 mol% $CS_2$-tartalmú. Az elegyet gőz-folyadék keverékeként vezetjük az oszlopba, q = 0,8. Határozza meg a termékek móláramát és az elméleti tányérszámot, ha a tényleges refluxarány a minimálisnak az 1,5-szerese!**

*Megoldás:*

$F = 200$ kmol/h

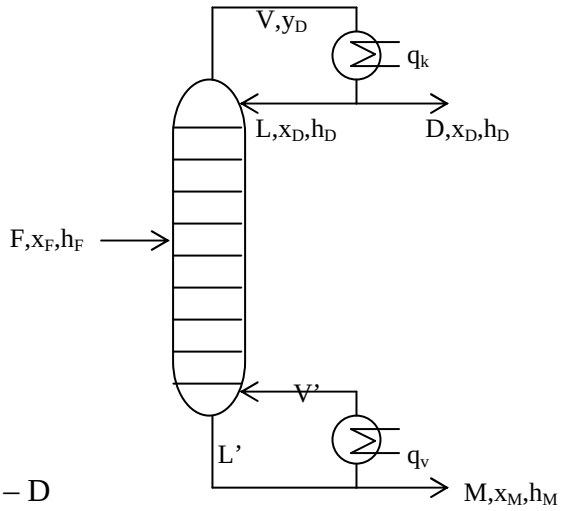
$x_F = 0{,}55$

$y_D = x_D = 0{,}8$

$x_M = 0{,}05$

$q = 0{,}8$

$R = 1{,}5 \cdot R_{MIN}$




*Anyagmérleg:* $F = D + M \quad \Rightarrow \quad M = F - D$

*Komponensmérleg:* $F \cdot x_F = D \cdot x_D + M \cdot x_M \quad (y_D = x_D)$

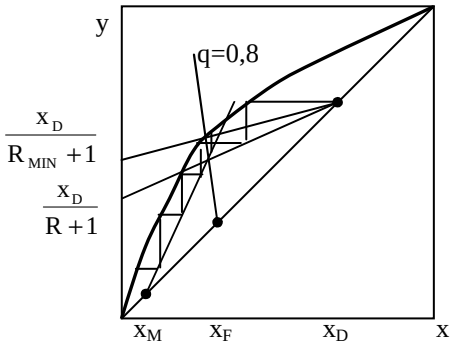
$$F \cdot x_F = D \cdot x_D + (F - D) \cdot x_M$$

$$D = F \cdot \frac{x_F - x_M}{x_D - x_M} = 200 \frac{0{,}55 - 0{,}05}{0{,}8 - 0{,}05} = 133{,}3 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$M = F - D = 66{,}7$ kmol/h

q – vonal egyenlete: $y = \frac{q}{q-1} \cdot x - \frac{x_F}{q-1}$

meredeksége: q/(q-1)=0,8/(-0,2) = -4




A dúsító (felső) szakasz munkavonala: $y_{n+1} = \frac{R}{R+1} \cdot x_n + \frac{x_D}{R+1}$

A szegényítő (alsó) szakasz munkavonala: $y_{m+1} = \frac{L'}{L'-M} \cdot x_m - \frac{M}{L'-M} \cdot x_M$

Minimális refluxarány ($R_{MIN}$) esetén a munkavonalak az egyensúlyi görbén metszik egymást.

a tengelymetszet: $\frac{x_D}{R_{MIN}+1} = 0{,}6$

$$\frac{x_D}{R_{MIN}+1} = 0{,}6 \Rightarrow R_{MIN} = 0{,}33$$

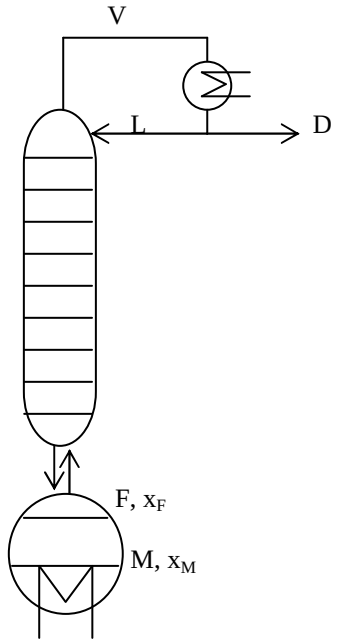
$R = 1{,}5 \cdot R_{MIN} = 0{,}5$

$$\frac{x_D}{R+1} = \frac{0{,}8}{1{,}5} = 0{,}53$$

Elméleti tányérszám: $N_T = 8{,}4$.

**7.) Szén-diszulfid ($CS_2$) szén-tetrakloridos ($CCl_4$) oldatából 50 kmol-t töltünk egy szakaszos rektifikáló oszlop üstjébe és 1 bar nyomáson lepároljuk. A kiindulási oldat 40 mol % $CS_2$-ot tartalmaz. Az üstre szerelt oszlop 4 elméleti tányérnak felel meg. A lepárlást állandó 3,4 értékű refluxaránnyal végezzük, míg a maradék koncentrációja 12 mol% lesz.**

Számítsa ki a desztillátum mennyiségét, annak átlagos összetételét és a kiforralt gőz mennyiségét.




*Megoldás:*

F = 50 kmol

$x_F = 0{,}4$

$x_M = 0{,}12$

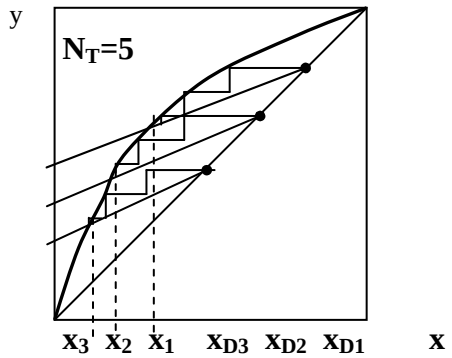
$N_T = 4 + 1$ → üst egy elm. tányér, itt is beáll az egyensúly

R = 3,4

D = ?

$\bar{x}_D$ = ?

V = ?




Az x konc. folyamatosan csökken az időben, **ezért a munkavonal minden időpillanatban** máshol lesz, folyamatosan tolódik a diagramon. A munkavonal meredeksége (R értéke) nem változik, tehát $x_D$ fog változni.

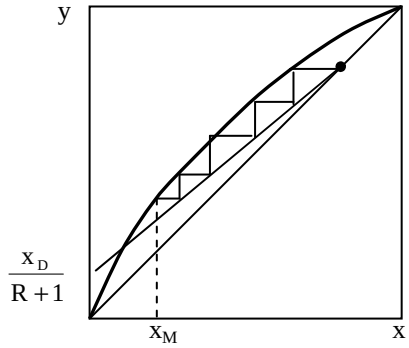
**x csökken, R=áll.⇒$x_D$ csökken**

*Komponensmérleg*: $L \cdot x = (L - dL)(x - dx) + dL \cdot x_D$ $\quad (x_D = y_D)$

$$\int_F^M \frac{dL}{L} = \int_{x_F}^{x_M} \frac{dx}{x_D - x} \Rightarrow \qquad \int_M^F \frac{dL}{L} = \int_{x_M}^{x_F} \frac{dx}{x_D - x}$$

$$\ln \frac{F}{M} = \int_{x_M}^{x_F} \frac{dx}{x_D - x}$$

Megoldás: grafikus integrálással




$x_{D_1}$ -ből kiszámoljuk $\frac{x_{D_1}}{R+1}$ -et

lépcsőzés = ($N_T$ = 5) $\rightarrow$ $x_{M_1}$

Az első mv. eredménye: $x_F$ legyen

$x_{D_2} \rightarrow x_2$

addig, míg $x_i \leq 0{,}12$

R = 3,4

| $x_D$ | 0,95 | 0,9 | 0,85 | 0,8 |
|---|---|---|---|---|
| $\frac{x_D}{R+1}$ | 0,22 | 0,20 | 0,19 | 0,18 |
| x | $x_F$ = 0,40 | 0,22 | 0,17 | $x_M$ = 0,12 |
| $\frac{1}{x_D - x}$ | 1,80 | 1,47 | 1,47 | 1,51 |

$$t_1 = (0{,}40 - 0{,}22) \cdot \frac{1{,}8 + 1{,}47}{2} = 0{,}315$$

$$t_2 = (0{,}22 - 0{,}17) \cdot 1{,}47 = 0{,}0735$$

$$t_3 = (0{,}17 - 0{,}14) \cdot 1{,}49 = 0{,}0444$$

$$t_{össz} = 0{,}4329$$

$$\ln \frac{F}{M} = 0{,}4329$$

$$\frac{F}{M} = 1{,}70$$

$$M = \frac{F}{1{,}7} = \frac{50}{1{,}7} = \underline{\underline{29{,}4 \text{ kmol}}}$$

D = <u>20,6 kmol</u>

Kiforralt gőz mennyisége:

$$V = L + D$$

$$V = (R+1)D = (3{,}4+1) \cdot 20{,}6 = \underline{86{,}5 \text{ kmol}}$$

Desztillátum átlagos összetétele:

$$F \cdot x_F = D \cdot \overline{x}_D + M \cdot x_M$$

$$\overline{x}_D = \frac{F \cdot x_F - M \cdot x_M}{D} = \frac{50 \cdot 0{,}45 - 29{,}4 \cdot 0{,}14}{20{,}6} = \underline{\underline{0{,}89}}$$

**8.) 45 mol %-os $CS_2$ –$CCl_4$ oldatból 50 kmol-t töltünk egy szakaszos rektifikáló oszlop üstjébe és állandó desztillátum összetétel $x_D$ = 0,95 mellett rektifikáljuk 20 mol %-ig. A teljes berendezés elméleti tányérszáma: 5.**
**A berendezésben a gőz kiforralási sebessége 10 kmol/h.**
**Határozza meg a lepárlás idejét és a desztillátum mennyiségét.**

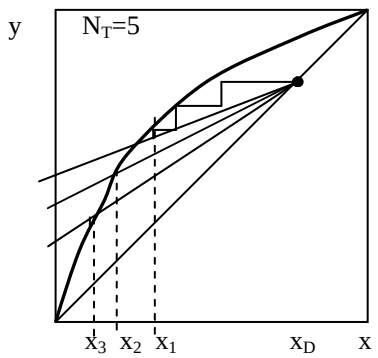
*Megoldás:*
F = 50 kmol
$x_F$ = 0,45
$x_D$ = 0,95
$N_T$ = 4 + 1 = 5
$x_M$ = 0,20

x változik ⇒ fokozatosan változni kell a munkavonal meredekségének ahhoz, hogy $x_D$ állandó maradjon
**x csökken ⇒ meredekség nő (tengelymetszet csökken) → <u>R nő</u>**

$$\frac{x_D}{R_1+1} > \frac{x_D}{R_2+1} > \frac{x_D}{R_3+1} > \ldots$$

$R_1 < R_2 < R_3 < \ldots$

$x_1 > x_2 > x_3 > \ldots$




$$V = D + L \Rightarrow D = V - L$$

$$R = \frac{L}{D} = \frac{L}{V-L} \Rightarrow R \cdot V - R \cdot L = L$$

$$R \cdot V = L(R+1)$$

$$\frac{V}{L} = \frac{R+1}{R}$$

F = D + M

$$F \cdot x_F = D \cdot x_D + M \cdot x_M$$

Ezek alapján felírható: $V = F(x_D - x_F)\int_{x_M}^{x_F} \frac{R+1}{(x_D - x)^2}dx$

Az első munkavonalat próbálhatással keressük meg úgy, hogy az 5 elm. tányér maradéka $x_F$–et adja. Az utolsó munkavonal pedig $x_M$–et.

$x_D = 0{,}95$

| $\frac{x_D}{R+1}$ | x | R | D | $\frac{R+1}{(x_D - x)^2}$ |
|---|---|---|---|---|
| 0,25 | $x_F$=0,45 | 2,80 | 0 | 15,20 |
| 0,2 | 0,38 | 3,75 | 6,14 | 14,62 |
| 0,15 | 0,34 | 5,33 | 9,02 | 17,01 |
| 0,1 | 0,27 | 8,5 | 13,24 | 20,54 |
| 0,05 | $x_M$=0,2 | 18 | 16,67 | 33,78 |

R kiszámítása: a diagramról leolvasott $\frac{x_D}{R+1}$ értékből

D kiszámítása: $D = F\frac{x_F - x}{x_D - x}$ (komponens-mérlegből)

Integrálás:

$$t_1 = (0{,}45 - 0{,}38)\cdot\frac{15{,}2 + 14{,}62}{2} = 1{,}0437$$

$$t_2 = (0{,}38 - 0{,}34)\cdot\frac{14{,}62 + 17{,}01}{2} = 0{,}6326$$

$$t_3 = (0{,}34 - 0{,}27)\cdot\frac{17{,}01 + 20{,}54}{2} = 1{,}3143$$

$$t_4 = (0{,}27 - 0{,}2)\cdot\frac{20{,}54 + 33{,}78}{2} = 1{,}9012$$

$t_{össz}$= 4,8918

$$V = F\,(x_D - x_F)\cdot 4{,}8919 = 122{,}3 \text{ kmol} \quad \text{összesen}$$

$$\tau = \frac{V}{10 \text{ kmol/h}} = \underline{\underline{1{,}22 \text{ h}}}$$

**Gyakorló feladatok**

1.) 80 kmol/h móláramú, 20 mol %-os etanol-víz elegyet kell rektifikálással szétválasztani 1 bar nyomáson. A desztillátum 70 mol %-os kell, hogy legyen, míg a fenéktermékben az etanol-tartalom 10 %-os lehet. Határozza meg a desztillátum és maradék móláramát! Számítsa ki a minimális refluxarányt, ha
a.) a betáplált folyadékelegy forráspontján lép be a rektifikáló oszlopba!
b.) q = l,5 esetén.
Határozza meg a teljes berendezés elméleti tányérszámát, ha R = 1,2 $\cdot R_{min}$ mellett üzemeltetjük.
(D=13,3 kmol/h, M=66,7 kmol/h, a: $R_{min}$=0,52, $N_T$=10; b: $R_{min}$=0,46, $N_T$=7,5)

2.) 100 kmol/h móláramú, 40 mól %-os etanol-víz elegyet kell rektifikálással szétválasztani l bar nyomáson. A desztillátum 70 mol %-os, míg a fenéktermék 2 %-os legyen! Határozza meg a desztillátum és a maradék móláramát! Számítsa ki a minimális refluxarányt, ha:

a.) a betáplált folyadékelegy forrpontján lép be a rektifikáló oszlopba;
b.) q = 0,7 esetén.
Határozza meg a teljes berendezés elméleti tányérszámát, ha $R = 1,5 \cdot R_{min}$ mellett üzemeltetjük!
(D=55,9 kmol/h, M=44,1 kmol/h, a: $R_{min}$=0,4, $N_T$=7; b: $R_{min}$=0,47, $N_T$=7)

3.) Etanol-víz elegyet, mely 25 mol% etanolt tartalmaz, differenciális desztillációval választunk szét. Az üstben lévő 1000 kg tömegű folyadék 30 %-a desztillátumként távozik el. Határozza meg az összetételeket és a termékek mennyiségét!

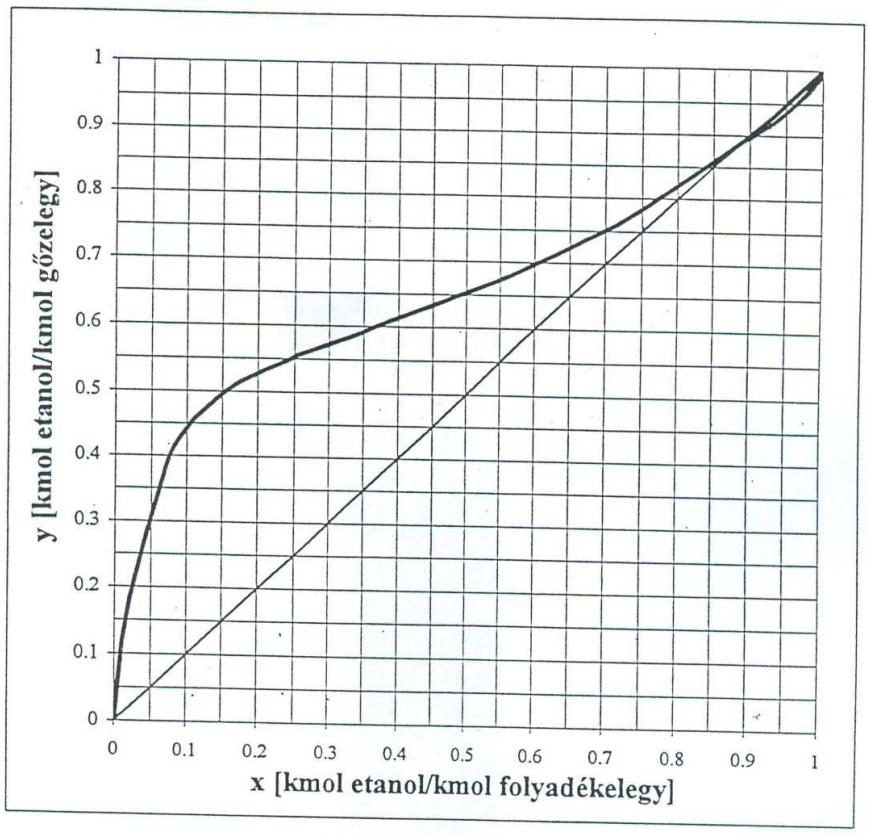
4.) Szén-diszulfid–szén-tetraklorid elegyéből 80 kmol-t töltünk egy szakaszosan üzemelő rektifikáló oszlop üstjébe és 1 bar nyomáson desztilláljuk. A folyadékelegy 40 mol% szén-diszulfidot tartalmaz. Az üstre szerelt oszlop 3 elméleti tányérnak felel meg. A lepárlást állandó, $x_D$=0,9-es desztillátumösszetétel mellett végezzük, míg a maradék koncentrációja 20 mol% lesz. A gőz kiforralási sebessége 9 kmol/h. Számítsa ki a desztillátum, valamint az összes kiforralt gőz mennyiségét! Határozza meg a lepárlás idejét!
(D=22,8 kmol, V=140,8 kmol, $\tau$=15,6 h)

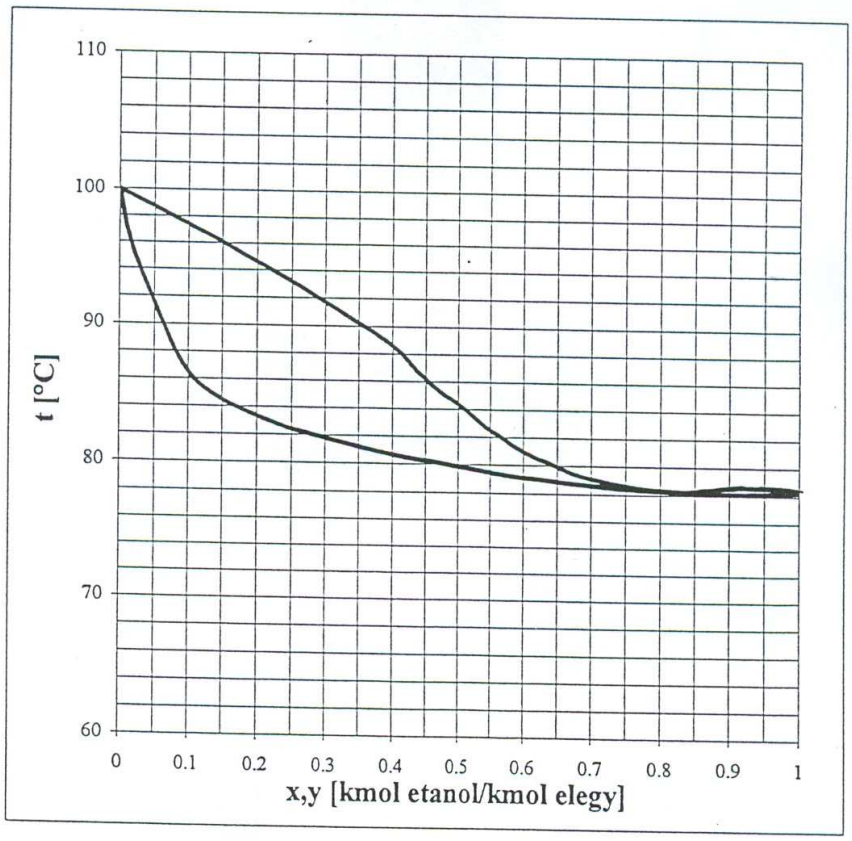
5.) Szén-diszulfid–szén-tetraklorid elegyéből 70 kmol-t töltünk egy szakaszosan üzemelő rektifikáló oszlop üstjébe. A folyadékelegy 32 mol% szén-diszulfidot tartalmaz. Az üstre szerelt oszlop 4 elméleti tányérnak felel meg. A lepárlást állandó, 4 értékű refluxarány mellett végezzük, míg a maradék koncentrációja 0.13 lesz. Számítsa ki a desztillátum mennyiségét és átlagos összetételét, valamint az összes kiforralt gőz mennyiségét! (D=17,5 kmol, V=87,5 kmol, $x_{D,átl}$=0,89)

6.) Szén-diszulfid–szén-tetraklorid elegyéből 100 kmol-t töltünk egy szakaszosan üzemelő rektifikáló oszlop üstjébe. A folyadékelegy 48 mol% szén-diszulfidot tartalmaz. Az üstre szerelt oszlop 4 elméleti tányérnak felel meg. A lepárlást állandó, 3 értékű refluxarány mellett végezzük, míg a maradék koncentrációja 15 mol% lesz. Számítsa ki a desztillátum mennyiségét és átlagos összetételét, valamint az összes kiforralt gőz mennyiségét! (D=43,7 kmol, V=174,8 kmol, $x_{D,átl}$=0,905)

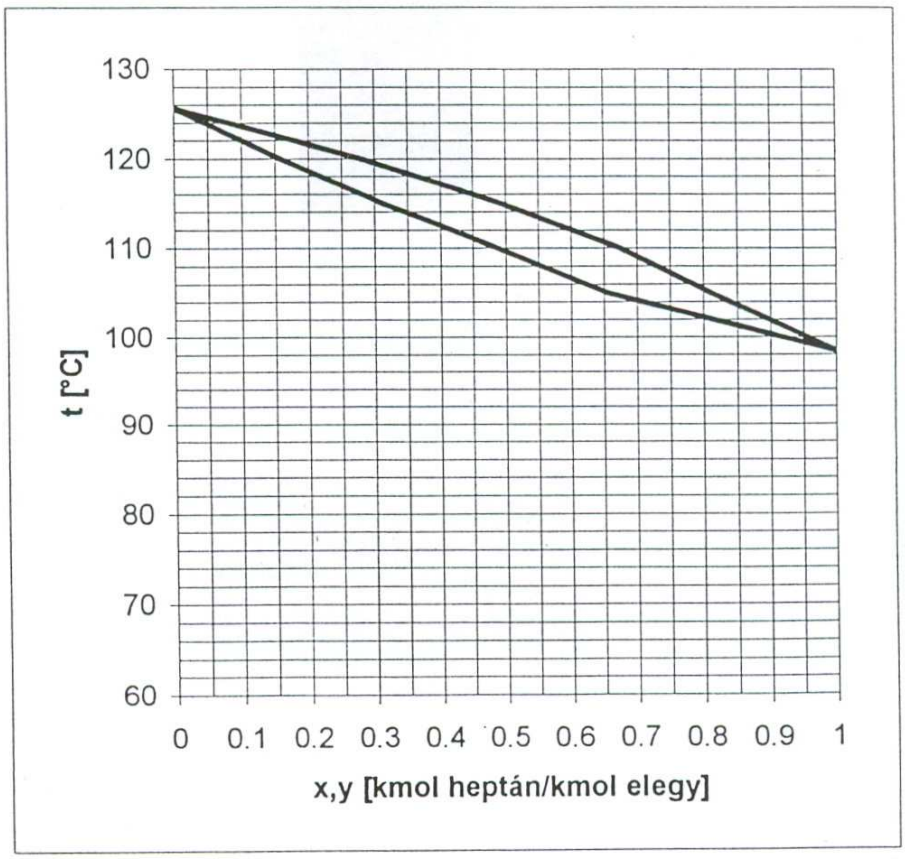
7.) 20 mol %-os etanol-víz elegyet kell egyensúlyi desztillációval szétválasztani. A betáplált elegy mólárama 100 kmol/h. Határozzuk meg a termékek összetételét, ha a betáplált elegy 60 %-a desztillátum formájában távozik az oszlopból. Hány fokon megy végbe a folyamat? Használja az egyensúlyi- és a forrpont- diagramot! *($x_M$=0,05, $y_D$=0,3, $t_{fp}$=91,5 °C)*

9.) 150 kmol/h móláramú, 25 mól % etanolt tartalmazó etanol-víz elegyet egyensúlyi desztillációval kell szétválasztani 86 °C-on. Határozza meg a maradék és a desztillátum mennyiségét és összetételét! Használja az egyensúlyi- és a forrpont-diagramot! *($x_M$=0,11, $y_D$=0,45, M=22, D= 128 kmol/h)*

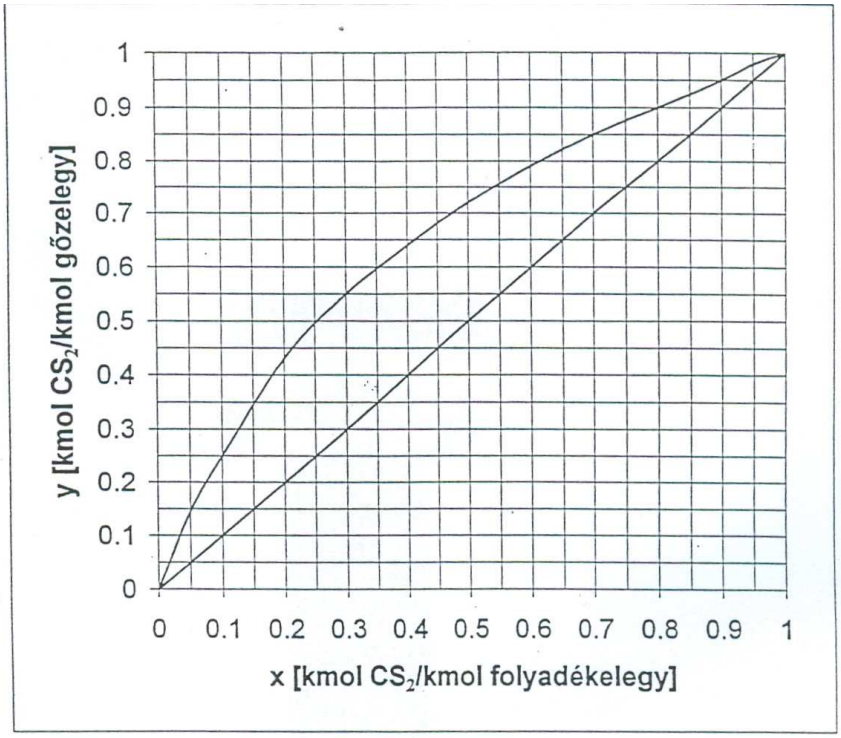



Etil-alkohol – víz egyensúlyi diagramja és forrásponti diagramja




Heptán – oktán egyensúlyi diagramja és forrásponti diagramja




Szén-diszulfid – szén-tetraklorid egyensúlyi diagramja

# VIII. LABORATÓRIUMI GYAKORLATOK LEÍRÁSA

## 1. Differenciális desztilláció

Az élelmiszeriparban a differenciális desztillációt nagy forráspont-különbségű elegyek szétválasztására használják, pl.: etanol kinyerése fermentléből.

### 1.1. Gyakorlat célja

Etil-alkohol–víz elegy differenciális desztillációja során a desztillációs fok és a relatív illékonyság meghatározása, valamint a komponens- és hőmérleg ellenőrzése.

### 1.2. Kísérleti berendezés leírása, mérési utasítás

A mérőberendezés az 1.1. ábrán látható. A rotációs desztilláló lombikjába beletöltünk 500 ml kb. 10 %-os etil-alkohol–víz elegyet. A pontos koncentráció meghatározásához kb. 10 ml-t félreteszünk. Bekapcsoljuk az olajfürdő fűtését. Amikor elérte a 130 °C-ot, belemerítjük a lombikot. Bekapcsoljuk a forgást és elindítjuk a stoppert. Ezzel egyidejűleg megindítjuk a kondenzátor hűtővizét. A forrás megindulásáig eltelt idő a felfűtési idő, ezt feljegyezzük. Az első csepp kondenzátum megjelenésétől a desztilláció végéig eltelt időtartam a desztillációs idő. A művelet során folyamatosan követjük a forráspont változását. A desztillációt addig folytatjuk, amíg a lombikban kb. 300 $cm^3$ folyadékelegy marad.

A mérés végén lekapcsoljuk a fűtést, mintát veszünk a desztillátumból és a maradékból, majd meghatározzuk a koncentrációjukat. Feljegyezzük a desztillációs időt.

**1.1. ábra** Rotációs desztillálóberendezés

## 1.3. Mérési módszerek

*1.3.1. Koncentráció meghatározása*

A meghatározás sűrűségmérés alapján történik, Anton Paar DMA 450 kapillárcsöves digitális sűrűségmérővel. Az 1.2. ábrán látható ρ–x diagramról leolvassuk a koncentrációt, móltörtben kifejezve.

*1.3.2. Hűtővíz tömegáramának meghatározása*

Köbözéssel meghatározzuk a víz térfogatáramát, és az ismert hőmérséklethez tartozó sűrűséggel átszámítjuk.

## 1.4. Mérési jegyzőkönyv

*Feljegyzendő adatok:*

| | Kiindulási elegy | Desztillátum | Maradék |
|---|---|---|---|
| Mennyiség [ml] | | | |
| Mennyiség [kg] | | | |
| Hőmérséklet [°C] | | | |
| Sűrűség [kg/m$^3$] | | | |
| Koncentráció [kmol etanol/kmol elegy] | | | |
| Fajhő [kJ/(kg°C)] | | | |
| Entalpia [kJ/kg] | | | |

| | |
|---|---|
| Hűtővíz | |
| Tömegáram [kg/s] | |
| Belépő hőmérséklet [°C] | |
| Kilépő hőmérséklet [°C] | |
| Felfűtés ideje [s] | |
| Desztilláció ideje [s] | |
| Gőztér hőmérséklete desztilláció elején [°C] | |
| Gőztér hőmérséklete desztilláció végén [°C] | |

## 1.5. Mérési adatok feldolgozása, kiértékelése

I. Az anyag- és hőmérleg ellenőrzése.

Entalpia meghatározása:

$$h = c_p \cdot T \qquad \text{[kJ/kg]}$$

Fajhő meghatározása két komponensű elegy esetén:

$$c_{p\,oldat} = c_{p\,etanol} \cdot w_{oldat} + c_{p\,víz} \cdot (1 - w_{oldat}) \qquad \text{[kJ/(kg°C)]}$$

Felfűtés hőszükséglete:

$$Q_{felfutes} = P \cdot \tau_{felfutes} \qquad \text{[kJ]}$$

Desztilláció hőszükséglete:

$$Q_{deszt} = P \cdot \tau_{deszt} \qquad \text{[kJ]}$$

Desztillátum kondenzálásakor elvonandó hő:

$$Q_{kond} = W_{hviz} \cdot \rho_{hviz} \cdot c_{p\,hviz} \cdot \Delta T_{hviz} \cdot \tau_{deszt} \qquad \text{[kJ]}$$

II. A desztillációs folyamat végigkövetése az egyensúlyi görbén és a forráspont-görbén (1.3. ábra).

III. A desztillációs fok és a relatív illékonyság meghatározása.

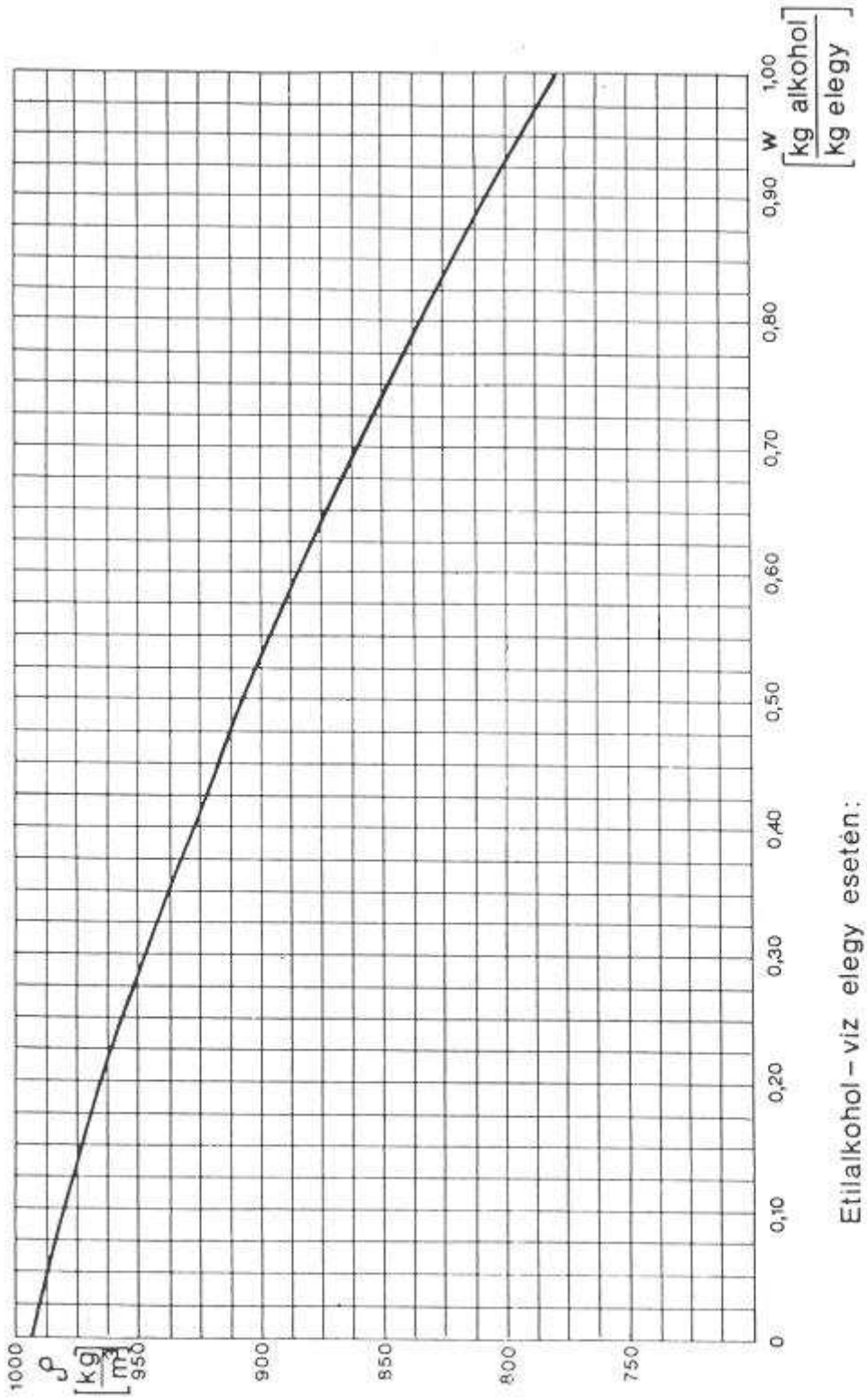
IV. Az anyag- és hőmérlegek esetleges pontatlanságából a szükséges következtetések levonása, a mérés hibáinak feltárása, javaslatok tétele a kiküszöbölésre.

**Jelölések**

| | |
|---|---|
| $c_{p,víz}$ | víz fajhője [kJ/(kg °C)] |
| D | desztillátum mennyisége [kmol] |
| F | Kiindulási folyadékelegy mennyisége [kmol] |
| $h_D$ | desztillátum entalpiája [kJ/kmol] |
| $h_F$ | kiindulási elegy entalpiája [kJ/kmol] |
| $h_M$ | maradék entalpiája [kJ/kmol] |
| $J_Q$ | hőszükséglet [kJ] |
| $J_{Q,veszt}$ | hőveszteség [kJ] |
| $J_{m,víz}$ | hűtővíz tömegárama [kg/h] |
| M | maradék mennyisége [kmol] |
| V | eltávozó pára mennyisége [kmol] |
| $x_D$, $y_D$ | desztillátum koncentrációja [kmol alkohol/kmol elegy] |
| $x_F$ | kiindulási elegy koncentrációja [kmol alkohol/kmol elegy] |
| $x_M$ | maradék koncentrációja [kmol alkohol/kmol elegy] |
| $Z_D$ | desztillációs fok |
| $\alpha$ | relatív illékonyság |
| $\Delta t_{víz}$ | hűtővíz hőmérsékletváltozása [°C] |
| $\rho$ | sűrűség [kg/m$^3$] |

**Adatok**

| | |
|---|---|
| Etil-alkohol fajhője (80 °C): | $c_p$ = 3,57 kJ/(kg·°C) |
| Etil-alkohol párolgáshője (80 °C): | r = 858 kJ/kg |
| | |
| Víz fajhője (80 °C): | $c_p$ = 4,19 kJ/(kg·°C) |
| Víz párolgáshője (80 °C): | r = 2308 kJ/kg |

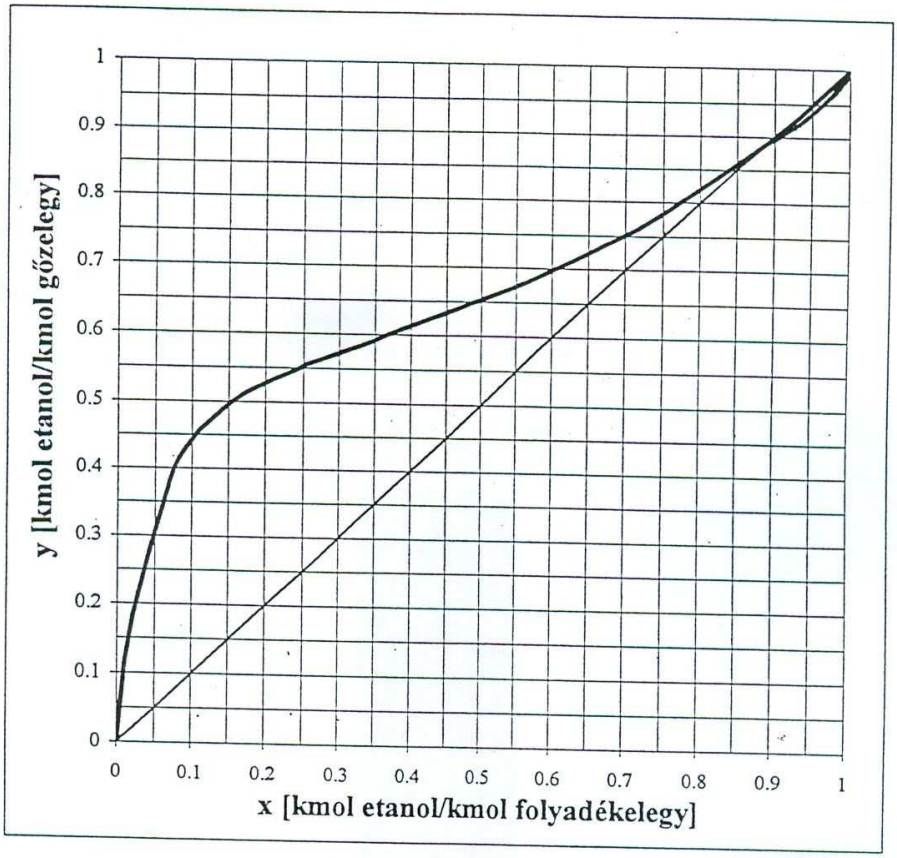


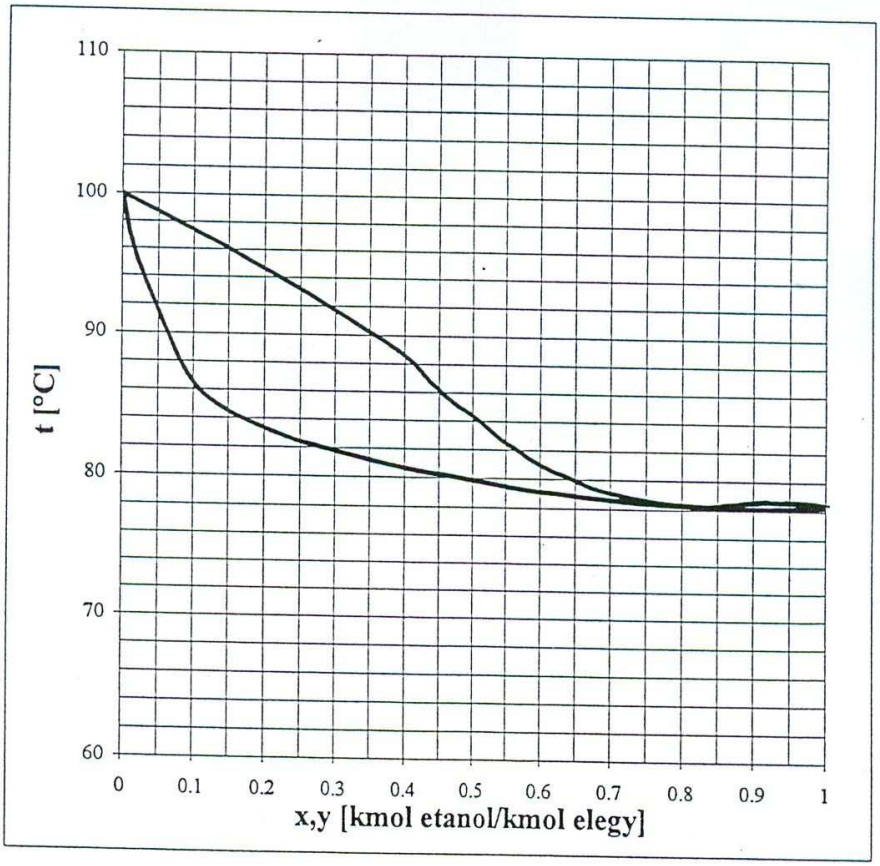

Etilalkohol – víz elegy esetén:

tömegtört átszámítása moltörtre: $x = \frac{18\,w}{46 - 28\,w}$ **kmol / kmol**

moltört átszámítása tömegtörtre: $w = \frac{46\,x}{18 + 28\,x}$

1.2. ábra. Etilalkohol – víz elegy sűrűsége a tömegtört függvényében 30°C-on




1.3. ábra: Etil-alkohol – víz elegy egyensúlyi és forrásponti diagramja p=1,013 bar nyomáson

# 2. Szakaszos rektifikálás

## 2.1. Gyakorlat célja

Laboratóriumi üvegtöltetes kolonnán szakaszos rektifikálás kivitelezése és számítása etil-alkohol–víz elegy szétválasztására. A relatív illékonyság meghatározása, valamint a komponens- és hőmérleg ellenőrzése.

## 2.2. Kísérleti berendezés leírása, mérési utasítás

A mérőberendezés rajza a 2.1. ábrán látható. A készülék fő része az üveg hőszigetelő köpennyel védett, üveg spiráltöltettel töltött rektifikáló kolonna.

1. A szelepen keresztül feltöltjük az 1 literes fűthető lombikot. Kb. 10 ml mintát félreteszünk a koncentráció meghatározásához.
2. Megindítjuk a kondenzátor hűtővizét. Bekapcsoljuk a fűtést és elindítjuk a stoppert. A fűtési teljesítmény: 0,175 kW. A forrás megindulásáig eltelt idő a felfűtési idő, ezt feljegyezzük.
3. A gőz kondenzálásának megindulása után néhány percig teljes refluxszal működtetjük a berendezést. Teljes reflux alkalmazásával meghatározzuk a berendezés elméleti tányérszámát a következő módon:
4. A desztillátum-elvezető csapot kinyitjuk, hogy a teljes reflux beállása előtt oda kondenzált párlatot eltávolítsuk. Elzárjuk újra, majd rövid időre ismét kinyitjuk a csapot, hogy a keletkező desztillátumból mintát vegyünk (2 $cm^3$). Leolvassuk az üst és a pára hőmérsékletét.
5. Biztosítjuk az R=1 állandó refluxarányt. A desztillációt addig folytatjuk, amíg a lombikban kb. 500 $cm^3$ folyadékelegy marad.
6. Az első csepp kondenzátum megjelenésétől a desztilláció végéig eltelt időtartam a desztillációs idő. A művelet során folyamatosan követjük a folyadék és a gőz hőmérséklet-változását.
7. A mérés végén lekapcsoljuk a fűtést, megmérjük a desztillátum átlagos összetételét, valamint mennyiségét. Mintát veszünk a maradékból, melyet lehűtünk és ennek is megmérjük az összetételét.

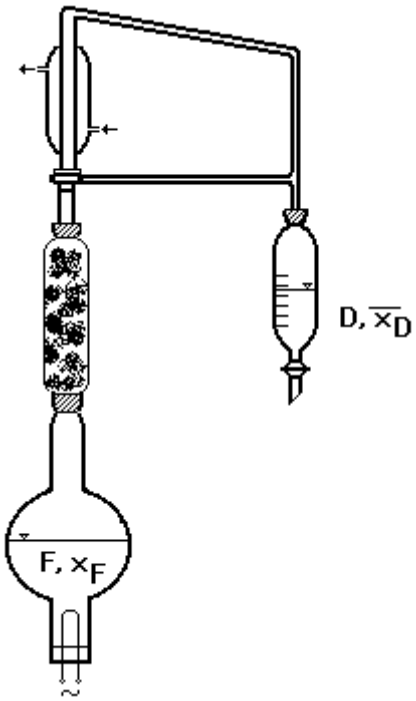
## 2.3. Mérési módszerek

### *2.3.1. Koncentráció meghatározása*

A meghatározás sűrűségmérés alapján történik. Ismert térfogatú folyadékelegy tömegét analitikai mérlegen lemérjük. A 2.2. ábrán látható ρ–W diagramról leolvassuk a koncentrációt, móltörtben kifejezve.

### *2.3.2. Hűtővíz tömegáramának meghatározása*

Köbözéssel meghatározzuk a víz térfogatáramát, és az ismert hőmérséklethez tartozó sűrűséggel átszámítjuk.




**2.1. ábra** Szakaszos rektifikáló berendezés rajza

## 2.4. Mérési jegyzőkönyv

*Feljegyzendő adatok:*

| | Kiindulási elegy | Desztillátum | Maradék |
|---|---|---|---|
| Mennyiség [ml] | | | |
| Mennyiség [kg] | | | |
| Hőmérséklet [°C] | | | |
| Sűrűség [kg/m$^3$] | | | |
| Koncentráció [kmol etanol/kmol elegy] | | | |
| Fajhő [kJ/(kg°C)] | | | |
| Entalpia [kJ/kg] | | | |

| | |
|---|---|
| Hűtővíz | |
| Tömegáram [kg/s] | |
| Belépő hőmérséklet [°C] | |
| Kilépő hőmérséklet [°C] | |
| Felfűtés ideje [s] | |
| Desztilláció ideje [s] | |
| Gőztér hőmérséklete desztilláció elején [°C] | |
| Gőztér hőmérséklete desztilláció végén [°C] | |

## 2.5. Mérési adatok feldolgozása, kiértékelése

I. Az anyag- és hőmérleg ellenőrzése.

Entalpia meghatározása:

$$h = c_p \cdot T \qquad [kJ/kg]$$

Fajhő meghatározása egy két komponensű elegy esetén:

$$c_{p_{oldat}} = c_{p_{etanol}} \cdot w_{oldat} + c_{p_{víz}} \cdot (1 - w_{oldat}) \qquad [kJ/(kg°C)]$$

Felfűtés hőszükséglete:

$$Q_{felfutes} = P \cdot \tau_{felfutes} \qquad [kJ]$$

Desztilláció hőszükséglete:

$$Q_{deszt} = P \cdot \tau_{deszt} \qquad [kJ]$$

Desztillátum kondenzálásakor elvonandó hő:

$$Q_{kond} = W_{hviz} \cdot \rho_{hviz} \cdot c_{p_{hviz}} \cdot \Delta T_{hviz} \cdot \tau_{deszt} \qquad [kJ]$$

II. Rayleigh-integrál kiszámítása, ellenőrzése.

III. A kiforralt gőz mennyiségének meghatározása.

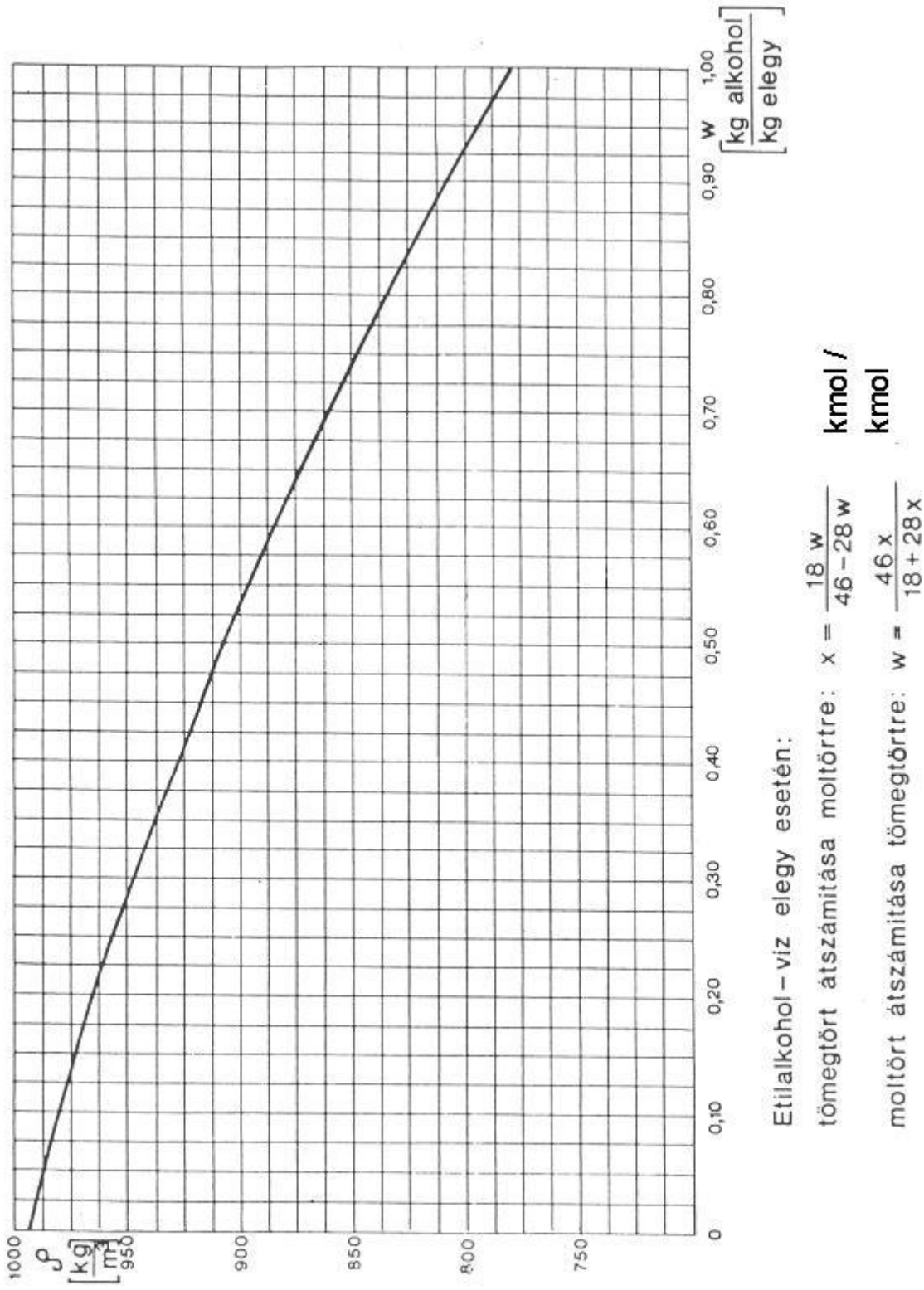
IV. A desztillációs folyamat végigkövetése az egyensúlyi görbén és a forráspont-görbén (2.3. ábra).

V. A desztillációs fok és a relatív illékonyság meghatározása.

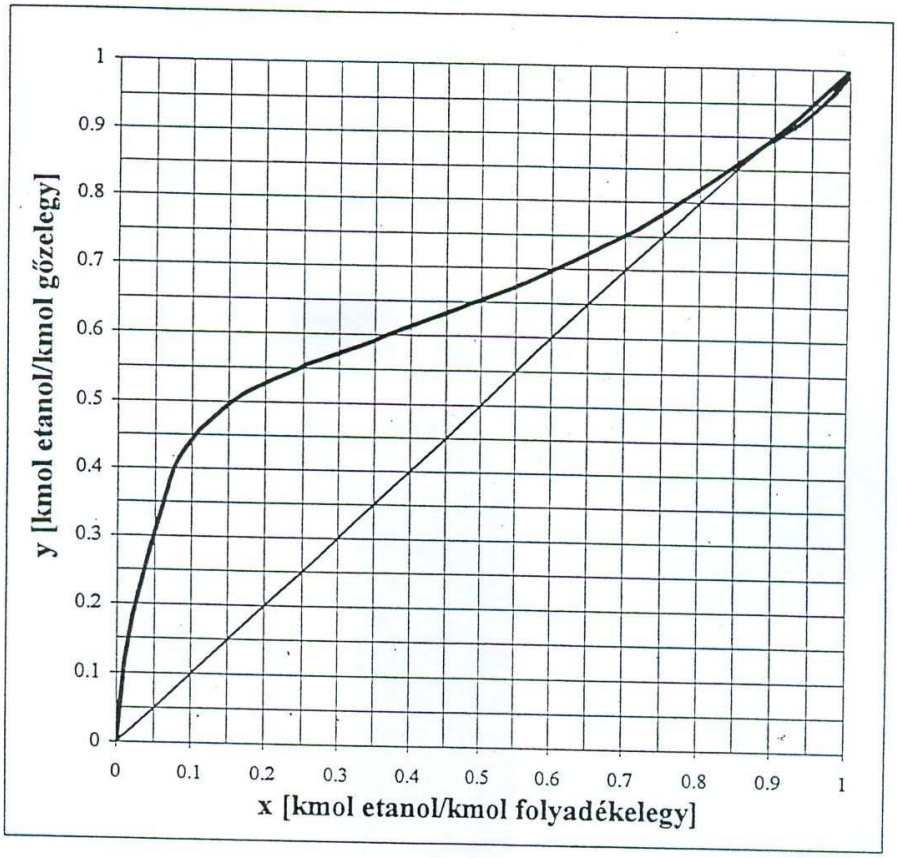
VI. Az anyag- és hőmérlegek esetleges pontatlanságából a szükséges következtetések levonása, a mérés hibáinak feltárása, javaslatok tétele a kiküszöbölésre.

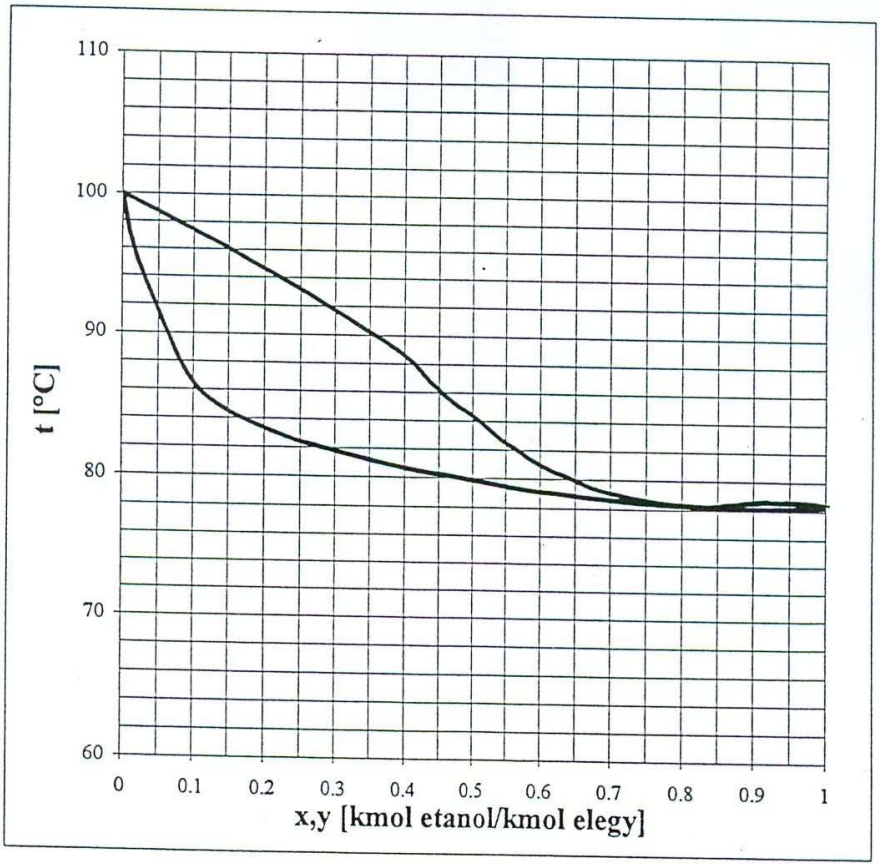
### Jelölések

| | |
|---|---|
| $c_{p,víz}$ | víz fajhője [kJ/(kg °C)] |
| D | desztillátum mennyisége [kmol] |
| F | Kiindulási folyadékelegy mennyisége [kmol] |
| $h_D$ | desztillátum entalpiája [kJ/kmol] |
| $h_F$ | kiindulási elegy entalpiája [kJ/kmol] |
| $h_M$ | maradék entalpiája [kJ/kmol] |
| $J_Q$ | hőszükséglet [kJ] |
| $J_{Q,veszt}$ | hőveszteség [kJ] |
| $J_{m,víz}$ | hűtővíz tömegárama [kg/h] |
| M | maradék mennyisége [kmol] |
| V | eltávozó pára mennyisége [kmol] |
| $x_D$, $y_D$ | desztillátum koncentrációja [kmol alkohol/kmol elegy] |
| $x_F$ | kiindulási elegy koncentrációja [kmol alkohol/kmol elegy] |
| $x_M$ | maradék koncentrációja [kmol alkohol/kmol elegy] |
| $Z_D$ | desztillációs fok |
| $\alpha$ | relatív illékonyság |
| $\Delta t_{víz}$ | hűtővíz hőmérsékletváltozása [°C] |
| $\rho$ | sűrűség [kg/m$^3$] |




2.2. ábra. Etilalkohol–víz elegy sűrűsége a tömegtört függvényében 30°C-on




2.3. ábra: Etil-alkohol – víz elegy egyensúlyi és forrásponti diagramja p=1,013 bar nyomáson

# IRODALOMJEGYZÉK


Ábrahám Tibor (szerk.) (1980): A betakarítástól a csomagolásig, a konzervgyártás műveleteinek gépei. Mezőgazdasági Kiadó, Budapest

Bacskay Csaba (2006): Borászati és üdítőital-ipari gépek II. Harmadik kiadás, FVM Képzési és Szaktanácsadási Intézet, Budapest

Békési Zoltán, Pándi Ferenc (szerk.) (2005): Pálinkafőzés. Ötödik kiadás, Mezőgazda Kiadó, Budapest

Fábry György (1995): Élelmiszeripari eljárások és berendezések, Mezőgazda Kiadó, Budapest

Fábry György (1989): Vegyipari gépek és műveletek III., Tankönyvkiadó, Budapest

Fejes Gábor, Fábry György (1975): Vegyipari Gépek és Műveletek II., Tankönyvkiadó, Budapest

Fonyó Zsolt, Fábry György (2005): Vegyipari művelettani alapismeretek, Nemzeti Tankönyvkiadó, Budapest

Panyik Gáborné, Béli Géza (2008): Gyümölcspálinka gyártása, jövedéki ismeretek. FVM Képzési és Szaktanácsadási Intézet, Budapest

Sawinsky János (Szerk.) (2000): Vegyipari félüzemi praktikum. Műegyetemi Kiadó, Budapest

Sattler, K. (1990): Termikus szétválasztási műveletek. Műszaki Könyvkiadó, Budapest

Szabó Zoltán, Csury István, Hidegkúti Gyula (1987): Élelmiszeripari műveletek és gépek. Mezőgazdasági Kiadó, Budapest

www.berszangabor.hu

www.emuv.kee.hu honlapon Műveletek I., II., III. és IV. tárgy jegyzetei