

Diffúziós műveletek

Dr. Gulyás Lajos (2011)

4. fejezet - Gőz-folyadék rendszerek közötti anyagtranszport, desztilláció

Tartalom

[4.1. Desztillációs egyensúly](#)

[4.2. Egyszerű folyamatos desztilláció és az egyensúlyi desztilláció](#)

[4.3. Egyszerű szakaszos, differenciális desztilláció.](#)

[4.4. Többfokozatú desztilláció](#)

[4.5. Rektifikálás](#)

[4.5.1. Folyamatos rektifikálás.](#)

[4.5.2. Szakaszos rektifikálás.](#)

A gőzök és folyadékok közötti anyagtranszport jellegzetes művelete a desztilláció, vagy lepárlás. A desztilláció az oldatok komponenseinek szétválasztására használt módszer, amely az anyagnak a gáz- és a folyadékfázis közötti megoszlásán alapszik olyan esetekben, amikor mindegyik komponens minikét fázisban jelen van. Ahelyett, hogy a másik fázis létrejöttéhez újabb anyagot vezetnénk az elegybe, amint azt a gázabszorpciónál vagy deszorpciónál tesszük, az új fázist az eredeti oldatból elpárologtatással vagy kondenzálással hozzuk létre. A desztillációban a fázisok mindegyik komponense diffundál. Ezeket a műveleteket az egyidejű hő- és anyagátadás jellemzi. Ezen kívül az anyag párolgása vagy kondenzálása következtében a latens hő, valamint néha az oldáshő figyelembevétele is szükséges. A desztillációban az anyagátadáshoz szükséges új fázist hő hozzáadásával vagy elvonásával hozzuk létre az eredetiből, míg az abszorpciónál ezt az új fázist kívülről vezetjük a rendszerbe, mint például a vízzel történő gázabszorpciónál a vizet.

A desztilláció és a többi művelet, elsősorban a bepárlás és a gázabszorpció közötti különbség megértéséhez idézzünk néhány jellemző példát. Közöséges só vizes oldatának szétválasztására a vizet teljesen el lehet párologtatni az oldatból anélkül, hogy a só is elpárologna, mivel ez utóbbi az adott körülmények között nem illékony. Tehát az illékony oldószer és nem illó szilárd anyag oldatát bepárlással dolgozzuk fel. A bepárlás rendszerint víz (oldószer) eltávolítása a nem illékony anyagok oldatából elgőzölgötéssel. A bepárlás eredményeként az oldószer egy része eltávozik. Ezzel szemben a lepárlást (desztillációt) az olyan oldatok szétválasztása alkalmazzuk, amelyeknek minden komponense számottevően illékony.

Vizsgáljunk meg például a már említett a vizes ammóniaoldat komponenseinek szétválasztását. Az ammónia vizes oldatából, ha azt a folyadékban lényegében oldhatatlan levegővel érintkeztetjük, az ammónia kihajtható (deszorbeálható), de ekkor az ammónia vízgőzzel és levegővel elegyedik, és nem kapjuk meg tiszta alakban. Ezzel szemben az oldatot melegítéssel részlegesen elpárologtathatjuk, és így egy olyan gőzfázist kapunk, ami csak vizet és ammóniát tartalmaz. Mivel a gőz dúsabb ammóniában, mint a visszamaradó folyadék, ez bizonyos elválasztást eredményez. A fázisok megfelelő kezelésével vagy ismételt elpárologtatással és kondenzálással rendszerint meg lehet valósítani a kívánt teljes elválasztást, és az elegy mindkét komponensét megfelelően tiszta állapotban lehet megkapni. Különösen vonatkozik ez a megállapítás a rektifikálásra. A rektifikáció a desztilláció és a deflegmáció együttes alkalmazása. A kiforralóból felszálló gőzök ellenáramban többször érintkeznek a kondenzátorból lefolyó folyadékkal, és a tetszőleges tisztaságú szétválasztás ilyen módon valósítható meg.

A desztillációnál az új fázis az eredeti fázistól hőtartalmában különbözik. A hő minden nehézség nélkül közölhető vagy elvonható, bár természetesen ennek költségét figyelembe kell venni. A bepárlásnál és a lepárlásnál is nagy szerepe van az elpárologtatásnak és a forrásnak. A folyadék halmazállapotú anyag gáz halmazállapotúvá alakulása, ha csupán a felületen történik, akkor elpárolgás, és ha a folyadék térfogatára is kiterjed, akkor forrás. Mind a két folyamat lehet totális, ekkor minden folyadékból gáz lesz, vagy részleges,

és lehet frakcionált is, vagy többször ismételt. A kondenzációval a keletkező gőzelegyet kondenzáltatjuk. A művelet többször ismételhető. A kondenzáció az elpárolgatás és a forrás inverz művelete. Lehet egyszerű, amikor a teljes gőzmennyiséget cseppfolyósítják, vagy frakcionált, amikor egymásután több hőmérsékleten történik a kondenzáció. Ezt a műveletet deflegmációnak is nevezik.

Amint már említettük az abszorpciós vagy deszorpciós műveletek, amelyek idegen anyag bevezetésén alapulnak, új oldatot eredményeznek, amelyet még valamelyik diffúziós művelettel el kell választani, kivéve ha ez az új oldat közvetlenül is felhasználható. A lepárlásnak azonban, mint elválasztási műveletnek vannak bizonyos korlátai is. Az abszorpció, az adszorpció vagy extrakciós műveletek során, ahol idegen anyagot vezetünk be, hogy a megoszlás céljára új fázist kapjunk, rendszerint az oldószerek nagy választékából válogathatunk azért, hogy a lehető legnagyobb elválasztó hatást érjük el. Például a víz hatástalan a szénhidrogéngázoknak gázelegyekből való abszorbeálásában, helyette cseppfolyós szénhidrogént választunk, amely nagyon jól oldja a gázt. A lepárlásban azonban nincs ilyen választási lehetőség. A gázfázis, amelyet a folyadékból forralással képezhetünk, csak a folyadék komponenseit tartalmazza. A gázfázis emiatt kémiailag nagyon hasonló a folyadékhoz, az összetételnek a komponensek két fázis közötti megoszlásából származó változása rendszerint nem nagy. Néhány esetben az összetételváltozás olyan kicsi, hogy a folyamat gyakorlatilag nem alkalmazható, sőt az is lehetséges, hogy semmiféle változás nincs az összetételben. Mindemellett a közvetlen elválasztás, amely lepárlással rendszerint elérhető, a tiszta termék előállítására céljából nem igényel további eljárást.

4.1. Desztillációs egyensúly

Két vagy több illékony komponenst tartalmazó homogén folyadékelegy legelterjedtebb szétválasztási módja a lepárlás. A lepárlás olyan művelet, amely magában foglalja a szétválasztandó elegy részleges elpárolgatását, és a keletkező gőzök egyszeri vagy többszöri kondenzáltatását. A kondenzálás eredményeként a keletkező folyadékelegy összetétele különbözik a kiindulástól. Két elvileg különböző lepárlási mód létezik, a desztillálás és a rektifikálás.

A desztilláció a folyadékelegy illékony komponenseinek alkotórészeire történő szétválasztása, az elegy részleges elgőzölögtetésével, és az elkülönített gőz, valamint a maradék visszanyerésével. Az eredeti elegy illékonyabb alkotórészei a gőzben, (gázfázisba), a kevésbé illékonyak a folyékony maradékban dúsulnak. Desztilláció általában olyan elgőzölögtetési művelet, amelyben a keletkező gőzt nyerik vissza, általában kondenzációval. A desztilláció tárgyalása előtt meg kell ismerkednünk a gőz-folyadék egyensúlyi viszonyokkal.

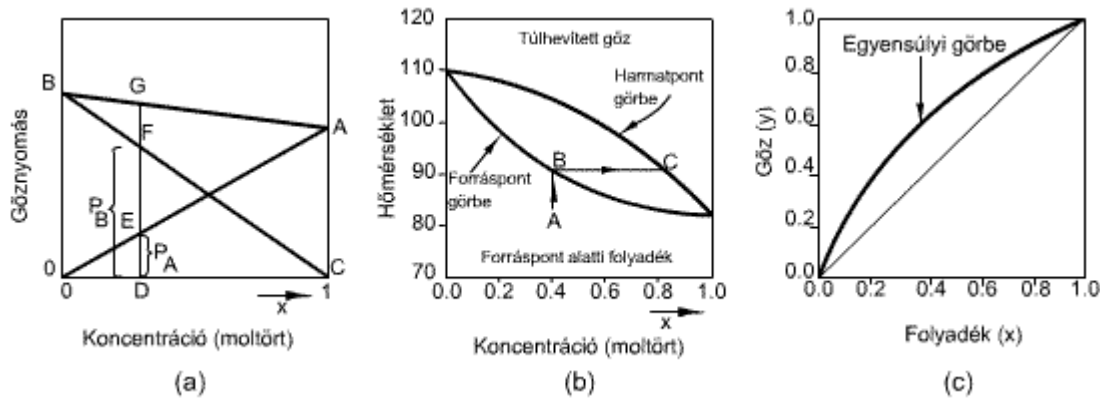
Az egyszerűség kedvéért a kétkomponensű (biner) elegyek desztillációjával foglalkozunk, ezért a biner elegy egyensúlyi viszonyait ismertetjük. Azokat a kétkomponensű elegyeket vizsgáljuk, amelyekben a cseppfolyós komponensek homogén oldatot alkotnak és minden arányban elegyednek. A homogén oldat nem szükségképpen ideális, de nem következnek be a maximális vagy minimális forráspontok komplikációi. Az A és B kétkomponensű elegy A komponensét fogjuk az illékonyabbnak tekinteni, azaz a tiszta A gőznyomása bármely hőmérsékleten nagyobb a tiszta B gőznyomásánál.

Kétkomponensű ($K = 2$) rendszerekben, ha kémiai reakció nem játszódik le, a folyadék- és gőzfázis ($F = 2$) jelenlétében a fázisszabálynak megfelelően a rendszer szabadsági foka: $S_z = K + 2 - F = 2$. Ebből az következik, hogy egyensúlyi állapotban a rendszer állapotát meghatározó paraméterek közül (nyomás, hőmérséklet, koncentráció) kettő választható meg szabadon.

Az elegy tiszta komponenseire vonatkozó gőz-folyadék egyensúly természetesen a gőznyomásuk és hőmérsékletük közötti összefüggés. A kétkomponensű elegyek esetében még egy további változóra, a koncentrációra kell tekintettel lennünk. A móltörtök a legalkalmasabb koncentrációkifejezések, és x , az illékonyabb A anyag móltörtje a folyadékban és y^* az A megfelelő egyensúlyi móltörtje a gőzben.

A biner gőz-folyadék elegy jellemzésére előnyösen használhatók a fázisdiagramok. Az [4.1. ábrán](#) egy ideális A-B elegy fázisdiagramjait mutatjuk be.

4.1. ábra - Gőz-folyadék rendszer egyensúlya.



Az ideális elegy követi a Rault-törvényt, vagyis a komponensek, jelen esetben az A komponens p_A parciális nyomása a gőzfázisban arányos a komponens x_A folyadékfázisbeli móltörtjével. Az arányossági tényező P_A^0 a tiszta A komponens, adott hőmérséklethez tartozó, telített gőzének nyomása. A Rault-törvényt mindkét komponensre:

$$(4.1) \quad p_A = P_A^0 x_A \text{ és } p_B = P_B^0 x_B$$

A Dalton törvénynek megfelelően, ($P_{\delta} = \sum p_i$ vagyis) a parciális nyomások összege egyenlő az összes nyomással. Ideális esetben az A komponens p_A parciális nyomása arányos a gőzfázisbeli y_A móltörtjével, és az arányossági tényező a gőzfázis p_{δ} összes nyomása:

$$(4.2) \quad p_A = P_{\delta} y_A \text{ és } p_B = P_{\delta} y_B$$

A lepárlási folyamatokat általában állandó nyomáson valósítják meg, ezért főleg az ilyen feltételek mellett szerkesztett fázisdiagramokat használjuk. A kétfázisú műveletek számítására az x - y diagramok az alkalmasabbak, ezért ezekkel a görbékkel adjuk meg az egyensúlyi összetételt. A [\(4.1\)](#) és [\(4.2\) egyenletek](#) adják a Rault-Dalton-törvényt, amely mindkét komponensre:

$$(4.3) \quad y_A = \frac{P_A^0 x_A}{P_{\delta}} = K_A x_A \text{ és } y_B = \frac{P_B^0 x_B}{P_{\delta}} = K_B x_B$$

A móltörtek összege: $y_A + y_B = 1$, így a [\(4.3\) egyenletekből](#)

$$(4.4) \quad \frac{P_A^0 x_A}{P_{\delta}} + \frac{P_B^0 (1 - x_A)}{P_{\delta}} = 1$$

és

$$(4.5) \quad x_A = \frac{P_{\delta} - P_B^0}{P_A^0 - P_B^0}$$

Adott hőmérséklethez tartozó P_A^0 és P_B^0 értékekhez, p_{δ} összes nyomáson a [\(4.5\)](#) és a [\(4.3\) egyenletekkel](#) kiszámíthatjuk az x_A valamint az y_A értékeket. A gőzfázis y_A , és a folyadék fázis x_A egyensúlyi összetételek

közötti függvénykapcsolatot kifejezhetjük más módon is, ami alkalmasabb a számításra, ha definiáljuk az illékonytságot, mint a parciális nyomás és a móltört hányadosát, így A komponens illékonytsága = p_A/x_A , és B komponens illékonytsága = p_B/x_B . A két illékonytságnak hányadosa az α relatív illékonytságot adja:

$$(4.6) \quad \alpha = \frac{p_A x_B}{x_B p_B}$$

A [\(4.6\) egyenletben](#) a parciális nyomásokat fejezzük ki a Raoult-törvénnyel, [\(4.1\) egyenlet](#):

$$(4.7) \quad \alpha = \frac{P_A^0 x_A x_B}{x_A P_B^0 x_B} = \frac{P_A^0}{P_B^0} = \frac{K_A}{K_B}$$

Amennyiben P_A^0/P_B^0 és α állandó, akkor az y és x értékei jobban számíthatók a következő összefüggések alapján. A relatív illékonytságot kifejezhetjük a móltörttekkel is, ha a [\(4.6\) egyenletbe](#) a parciális nyomások helyébe most a $p_A = p_{\delta} y_A$ és $p_B = p_{\delta} y_B$ [\(4.2\) egyenlet](#) szerinti összefüggéseket írjuk:

$$(4.8) \quad \alpha = \frac{P_{\delta} y_A x_B}{x_A P_{\delta} y_B} = \frac{y_A x_B}{y_B x_A}$$

és

$$(4.9) \quad \frac{y_A}{y_B} = \alpha \frac{x_A}{x_B}$$

Két komponens esetén, $y_B = 1 - y_A$, és $x_B = 1 - x_A$, így

$$(4.10) \quad \alpha = \frac{y_A}{1 - y_A} \frac{1 - x_A}{x_A}$$

vagy

$$(4.11) \quad y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$$

és

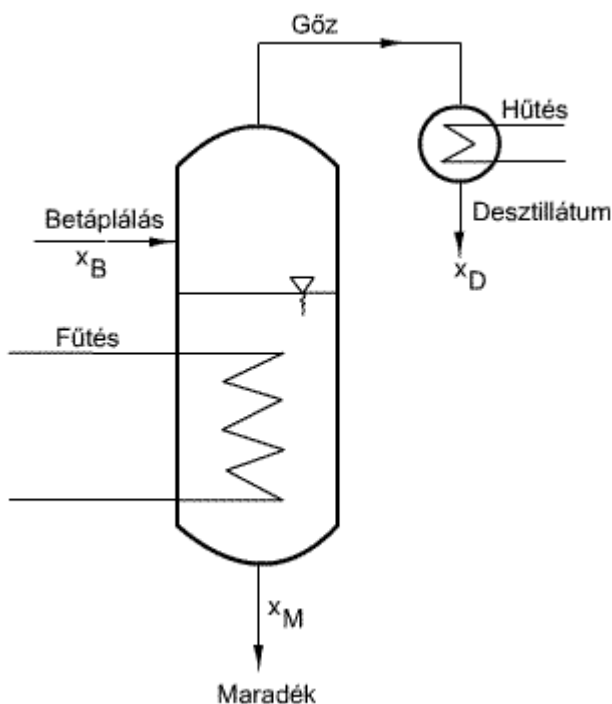
$$(4.12) \quad x = \frac{y}{\alpha - (\alpha - 1)y}$$

Az indexeket elhagyhatjuk, mert ugyanarra, az illékonyabb komponensre vonatkoznak. A [\(4.11\)](#) és a [\(4.12\) egyenletek](#) egyenlő szárú hiperbola egyenletei, ami ideális, vagy közel ideális elegyekre alkalmazhatók. Amennyiben az elegy nem ideális, akkor az x - y összetartozó értékeket táblázatosan adják meg. A desztillációt is alapvetően két csoportba sorolhatjuk, szakaszos és a folyamatos desztilláció. A könnyebb kezelhetőség miatt a desztillációt és majd a rektifikációt is a folyamatos eljárással kezdjük. A továbbiakban csak az egyszerű folyamatos desztillációval és az egyensúlyi (flash) desztillációval valamint az egyszerű szakaszos vagy differenciális desztillációval, majd a rektifikálással foglalkozunk.

4.2. Egyszerű folyamatos desztilláció és az egyensúlyi desztilláció

Az egyszerű folyamatos desztillációs műveletben a folyamatosan betáplált elegyet a desztilláló üstben vagy forralóban részlegesen elgőzöltetik, a kapott gőz- és folyadékfázist folyamatosan elvezetik olyan sebességgel, hogy a berendezésben a folyadékszint állandó maradjon. A gőzfázist kondenzáltatják, és kapják a D desztillátumot. A folyadékfázis az üst alján M maradékként hagyja el a kiforralót. Az egyszerű desztilláció elvi rajza az [4.2. ábrán](#) láthatjuk.

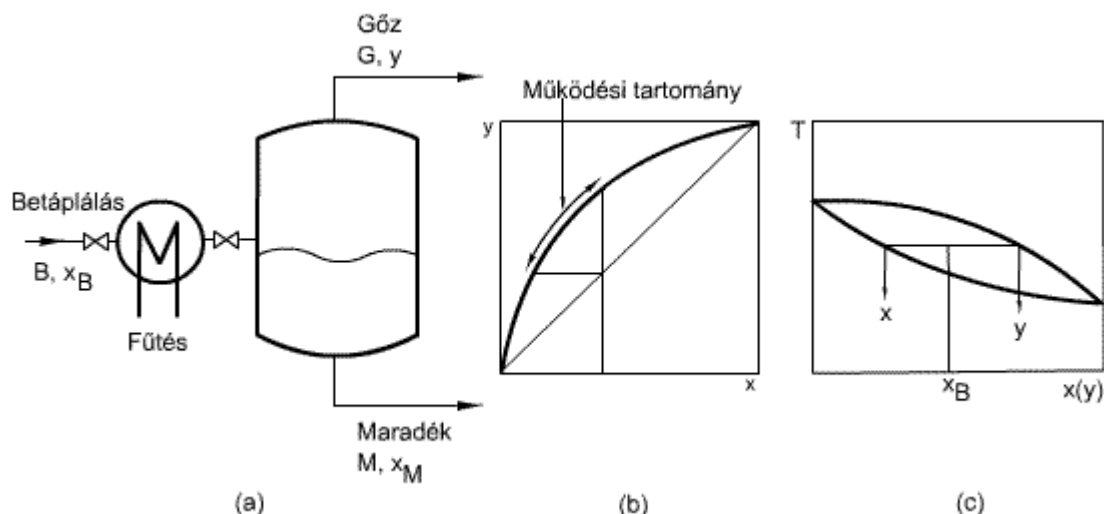
4.2. ábra - Egyszerű folyamatos desztilláció elvi rajza.



A flash- vagy egyensúlyi desztilláció abban különbözik az egyszerű folyamatos desztillációtól, hogy itt a szétválasztandó elegyet előzőleg egy lepárlóban felmelegítik, ami igen gyakran egy csökemence, majd a gőz-folyadék elegy egy expanziós szelepen át a flash kamrába juttatják. A gőz teljes tömege egész idő alatt érintkezik a folyadékkal, így az elvezetett gőz- és folyadékfázis egymással egyensúlyban van. A flash desztillációt, amit a [4.3. ábrán](#) mutatunk be, a petrokémiai iparban a nyersolaj szeparációjára széles körben alkalmazzák. A nyersolaj 400 K és 900 kPa nyomáson lép be a csökemencébe, és egy expanziós szelep után a flash kamrában 400 kPa nyomáson a jellemző 520 K egyensúlyi hőmérséklet áll be.

A műveleti számításokat az anyagmérlegből és az egyensúlyi összefüggésekből végezhetjük. Legyen B a desztilláló üstbe vagy a flash kamrába belépő x_B összetételű szétválasztandó elegy-, G a kilépő y összetételű gőz-, és M a kilépő x összetételű folyadék anyagárama.

4.3. ábra - 4.3. Ábra. A flash desztilláció elvi rajza.



Az anyagmérleg:

$$(4.13) \quad B = G + M$$

Illékonyabb anyag komponensmérlege:

$$(4.14) \quad Bx_B = Gy + Mx$$

Figyelembe véve a [\(4.13\) egyenletet](#):

$$(4.15) \quad Bx_B = Gy + (B - G)x$$

Az [\(4.15\) egyenletből](#):

$$(4.16) \quad \frac{G}{B} = \frac{x_B - x}{y - x}$$

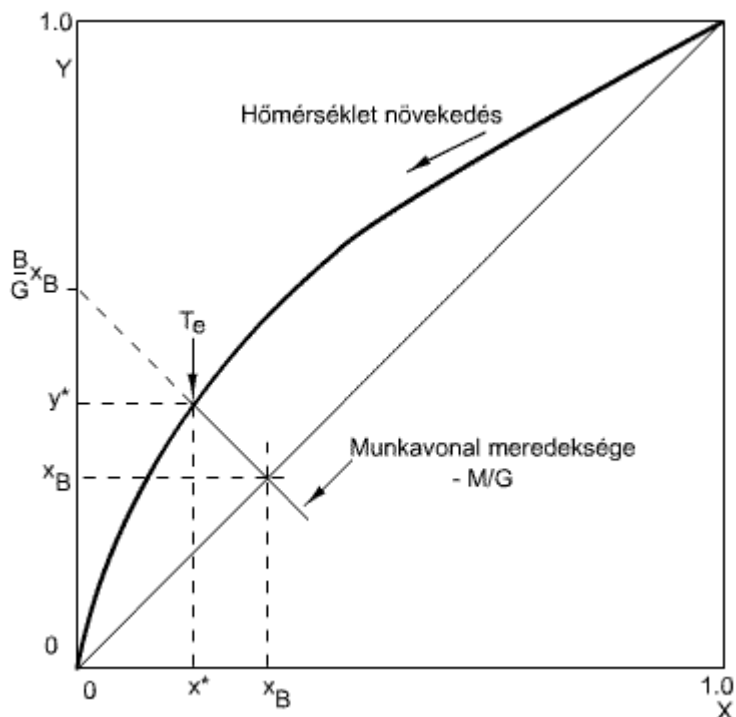
vagy az y -t kifejezve a munkavonal egyenletét kapjuk:

$$(4.17) \quad y = -\left(\frac{B}{G} - 1\right)x + \frac{B}{G}x_B = -\frac{M}{G}x + \frac{B}{G}x_B$$

Az [\(4.17\) munkavonal egyenlete](#) és az egyensúlyi összefüggés például a [\(4.7\) egyenlet](#) (K faktorok) ismeretében, a kilépő egyensúlyban levő fázisok koncentrációi analitikusan kiszámíthatók.

Az egyensúlyi értékek grafikus meghatározásához meg kell szerkeszteni a munkavonal egyenletét, amit az [\(4.17\) egyenlet](#) két jellegzetes pontja ismeretében egyszerűen elvégezhető. Az egyik pont legyen az egyenletbe $x = x_B$ behelyettesítés esetén (x_B, x_B) pont, és a másik pont $x = 0$ behelyettesítés esetén a $y = Bx_B/G$ a tengelymetszet. Ezután meg kell rajzolni, például táblázati adatokból, az egyensúlyi görbét. A [4.4. ábrán](#) bemutatott munkavonal valamint az egyensúlyi görbe metszéspontja adja az egyensúlyi értékeket.

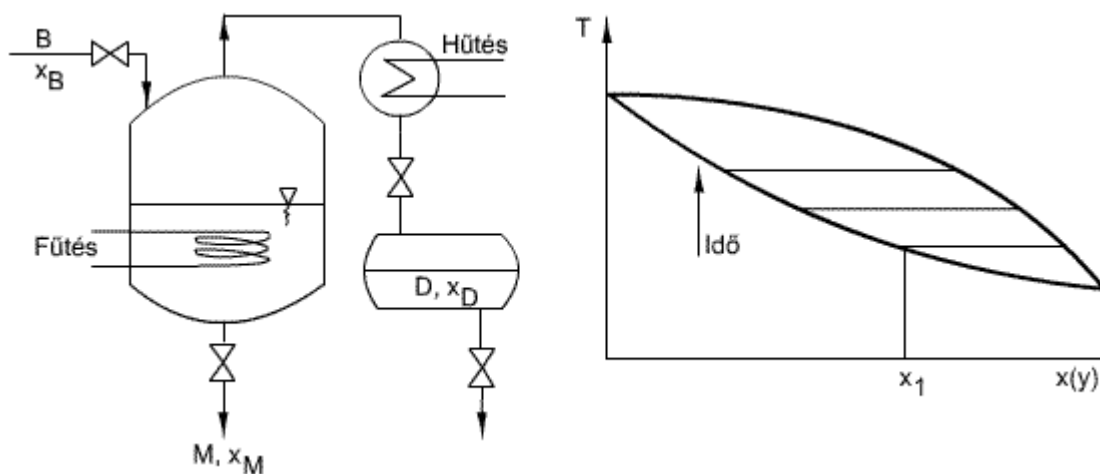
4.4. ábra - Az egyensúlyi desztilláció, egyensúlyi értékeinek grafikus meghatározása.



4.3. Egyszerű szakaszos, differenciális desztilláció.

A szakaszos desztillációnál a szétválasztandó anyag egy adagját (sarzs) töltik be a desztilláló üstbe. Ezután az elegyet elkezdik melegíteni majd forralni, a gőzöket folyamatosan elvezetik, kondenzáltatják és a képződött desztillátumot gyűjtik mindaddig, míg az átlagos összetételük a kívánt értéket el nem éri. A folyamat végén az üstben maradt maradékot hűtés után leengedik. Ez egy klasszikus egyszerű desztillációs művelet, amellyel először Rayleigh foglalkozott. A differenciális desztilláció elvi rajza az [4.5. ábrán](#) látható.

4.5. ábra - A differenciális desztilláció elvi rajza.



Az üstben kezdetben van B mólnyi mennyiségű (A és C komponens móljainak összege), és x_B összetételű folyadék (x az illékonyabb komponens móltörtje). Az üstből dt idő alatt $-dB$ mennyiségű folyadék távozik, és dG mennyiség megjelenik a gőzfázisban. Az anyagmérleg:

$$(4.18) \quad -dB = dG$$

Az üstből $-dB=dG$ mólnyi, a folyadékkal egyensúlyban lévő, y összetételű párlat, amelynek $ydB = ydG$ mól az illékonyabb komponens tartalma. Az üstben kezdetben B mól mennyiségű és x_B összetételű folyadék van, a folyadék mennyiségének csökkenése $-d(Bx)$. A komponens mérleg:

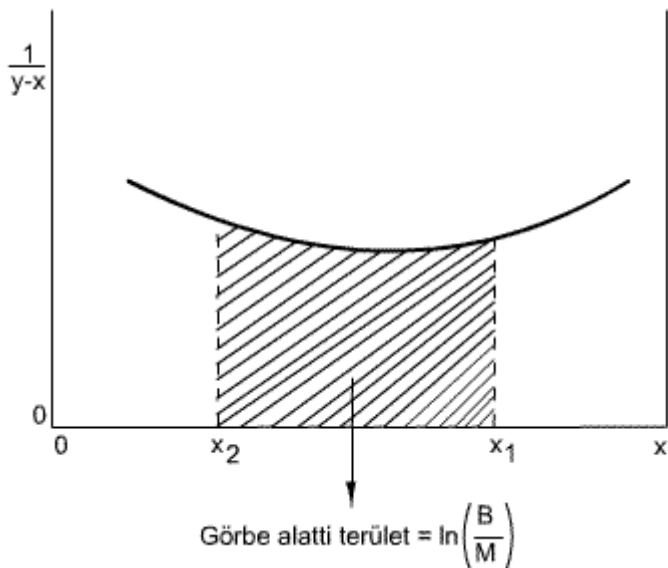
$$(4.19) \quad ydG = -ydB = -d(Bx) = -Bdx - xdB$$

Az [\(4.19\) egyenletet](#) átrendezve, és integrálva:

$$(4.20) \quad \ln \frac{B}{M} = \int_{x_M}^{x_B} \frac{dx}{(y-x)}$$

kapjuk a Rayleigh egyenletet, ahol B a desztilláció kezdetén a kiindulási elegy összes móljainak száma, x_B az illékonyabb komponens móltörtje, M a desztilláció végén a desztilláló üstben maradt folyadék móljainak száma és x_M a móltörtje. Ha egyensúly tételezhető fel a desztilláló üst folyadékja és gőze között, akkor az [\(4.20\) egyenletet](#) jobb oldala meghatározható grafikus integrálással. A szakkönyvekben táblázatosan megadott biner elegy x - y egyensúlyi adataiból az $1/(y-x)$ értékeit x függvényében, koordináta-rendszerben ábrázoljuk az [4.6. ábrán](#), és az x_B és x_M határok között, a görbe alatti terület adja a grafikus integrál értékét. Természetesen, ha a táblázatokból vett egyensúlyi értékek pontjaira egy görbét illesztünk, akkor analitikusan is kiszámíthatjuk az integrál értékét.

4.6. ábra - Rayleigh egyenlet grafikus meghatározása.



Az integrálás közvetlenül is elvégezhető, ha például bizonyos tartományban az egyensúlyi összefüggés lineáris $y = mx+c$, vagy $y=Kx$ [\(4.3\) egyenlet](#), és valamelyiket behelyettesítve a [\(4.20\) egyenletbe](#), az integrálás analitikusan elvégezhető:

$$(4.21) \quad \frac{M}{B} = \left(\frac{y_M - x_M}{y_D - x_D} \right)^{\frac{1}{m-1}}$$

Ha α relatív illékonyág állandó vagy megközelítőleg állandó, és ha a desztillándó elegy csak két komponensből áll, [\(4.21\) egyenletnek](#) $y=\alpha x / (1+(\alpha-1)x)$ a [\(4.20\) egyenletbe](#) való helyettesítése közvetlen integrálást tesz lehetővé:

$$(4.22) \quad \ln \frac{M}{B} = \frac{1}{\alpha - 1} \ln \left[\frac{x_M (1 - x_B)}{x_B (1 - x_M)} \right] + \ln \frac{1 - x_B}{1 - x_M}$$

A komponensmérlegből

$$(4.23) \quad Bx_B = Mx_M + (B - M)x_D$$

A desztillátum átlagos összetétele

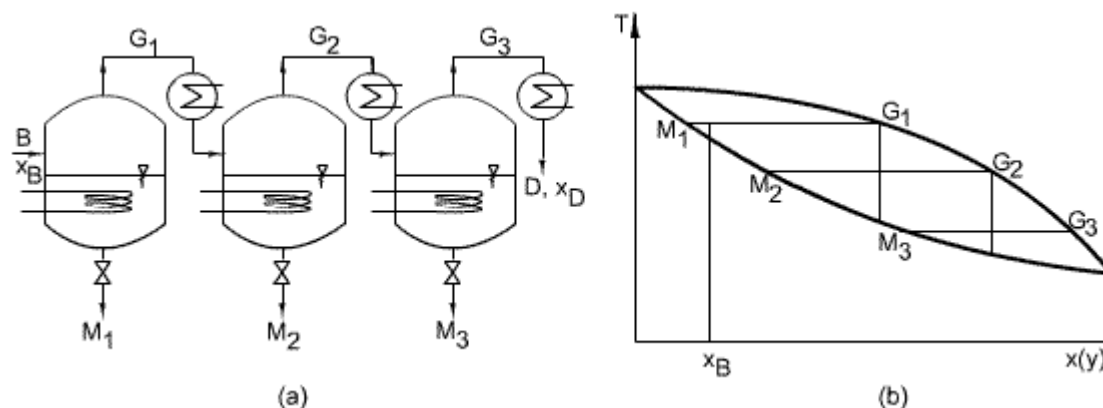
$$(4.24) \quad x_D = \frac{Bx_B - Mx_M}{B - M}$$

a [\(4.24\)](#) egyszerűen számolható.

4.4. Többfokozatú desztilláció

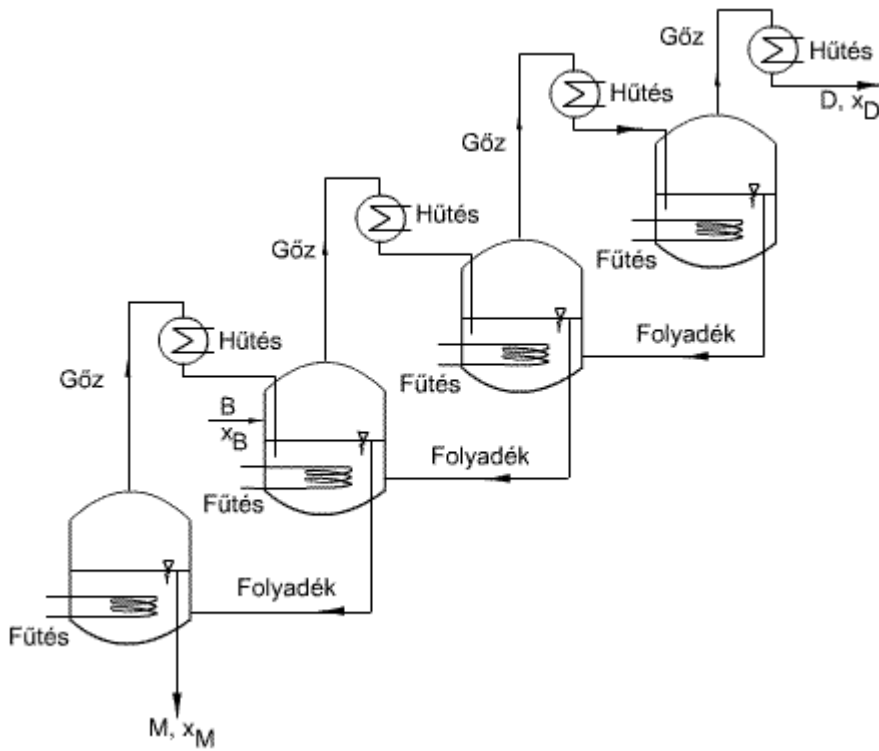
Az egyensúlyi-, illetve az egyszerű folyamatos desztilláció általában nem eredményez jó szétválasztást. Egy többfokozatú desztillációs készülékben a desztillátum ismételt újradesztillálásával a hatékonyság növelhető, mint azt a [4.7. ábrán](#) láthatjuk. Az ilyen rendszer elvileg tetszőlegesen dúsított desztillátum előállítását teszi lehetővé, hibája azonban, hogy az újradesztillálások számának növekedése mértékében csökken a desztillátum mennyisége, mert minden üstben a rendszerből eltávolítandó anyag marad vissza. Amint a fázisdiagram mutatja, az üstmaradék összetétele közel áll az előző üstbe táplált folyadék összetételéhez.

4.7. ábra - Többfokozatú desztilláció



Célszerű tehát az üstmaradékot visszavezetni az előző üstbe, így ellenáramú desztilláció jön létre [\(4.8. ábra\)](#), amelynél már sokkal jobb a desztilláció kihozatala, mivel nem keletkeznek közbülső termékek, csak az M üstmaradékot távolítják el az első üstből, és a D desztillátumot az utolsó üstből.

4.8. ábra - Az ellenáramú desztilláció elve

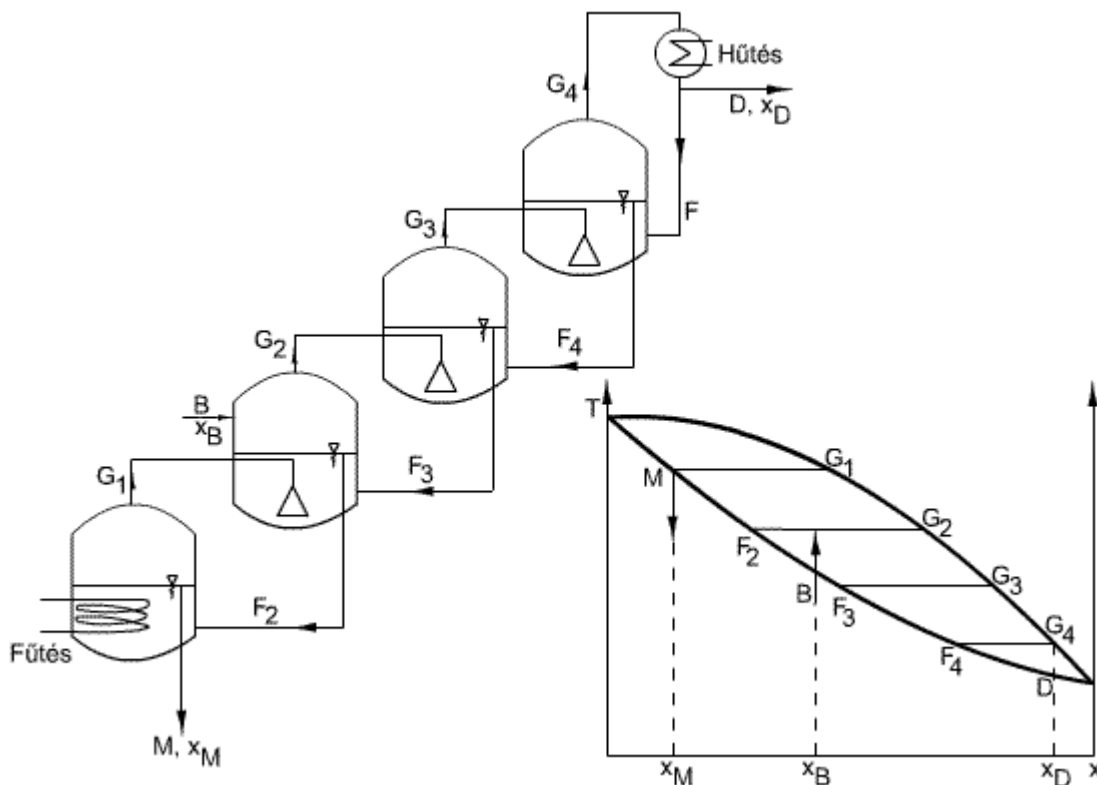


Az üstök lépcsőzetesen való beállítása módot ad a folyadék és gőz közötti gravitációs ellenáramú rendszer kialakítására. Az ilyen rendszer lehetővé teszi a desztillátum nagyfokú dúsítását. Ha a B kiindulási elegy összetételéhez képest elég nagy változást akarunk elérni a maradékban, akkor a betápláló üst alá néhány további üstöt kell beállítani, mint azt a [4.8. ábrán](#) láthatjuk. Ennek a rendszernek a hátránya a nagy energiaigény, ugyanis az üstöket fűteni és a gőzöket kondenzálni kell.

4.5. Rektifikálás

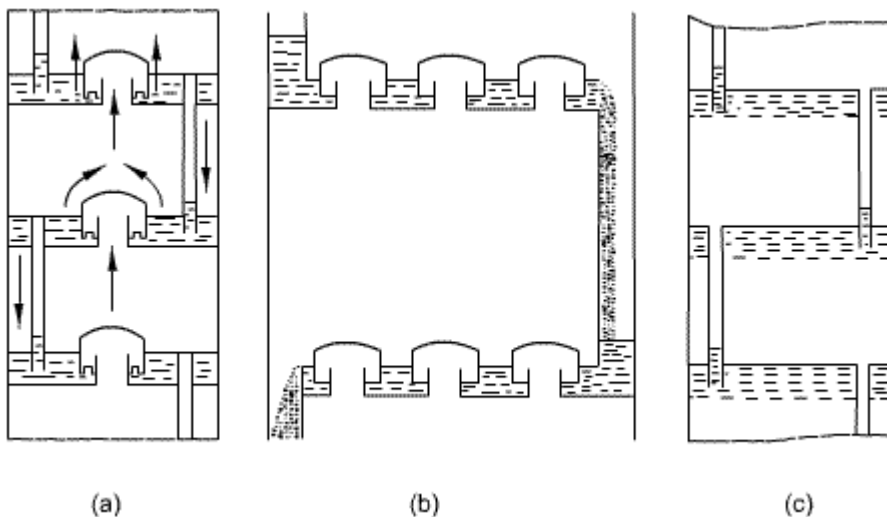
Az ellenáramú desztilláció hátrányát a rektifikálás alkalmazásával küszöbölhetjük ki. A [4.8. ábra](#) mutatja, mindegyik üstben a forráspont nagyobb, mint a magasabban levő szomszédos üstben. Így lehetővé válik a magasabban levő üst fűtése az alacsonyabb üstből távozó gőzökkel, vagyis így a több fokozatú bepárlók elvét alkalmazzuk. Ezzel feleslegessé válik az egyes üstökből távozó gőzök kondenzálása is, ugyanis a gőzöket kondenzálás nélkül a magasabban fekvő üstbe vezetik be, és így külön fűtőtest alkalmazása nélkül, direkt gőzzel fűtünk. Ilyen rendszert mutat a [4.9. ábra](#), ahol csak a legmagasabban fekvő üst folyadékellátását kell kondenzátorral biztosítani úgy, hogy az utolsó üst fölé egy kondenzátort kell csatlakoztatni. A távozó gőzök kondenzálására, és a kondenzálódott folyadék egy részét vissza kell vezetni az üstbe, a többi desztillátumként elvezethető. Az ilyen rendszerben csak a legalul elhelyezett üstöt kell fűteni.

4.9. ábra - A rektifikálás elve.



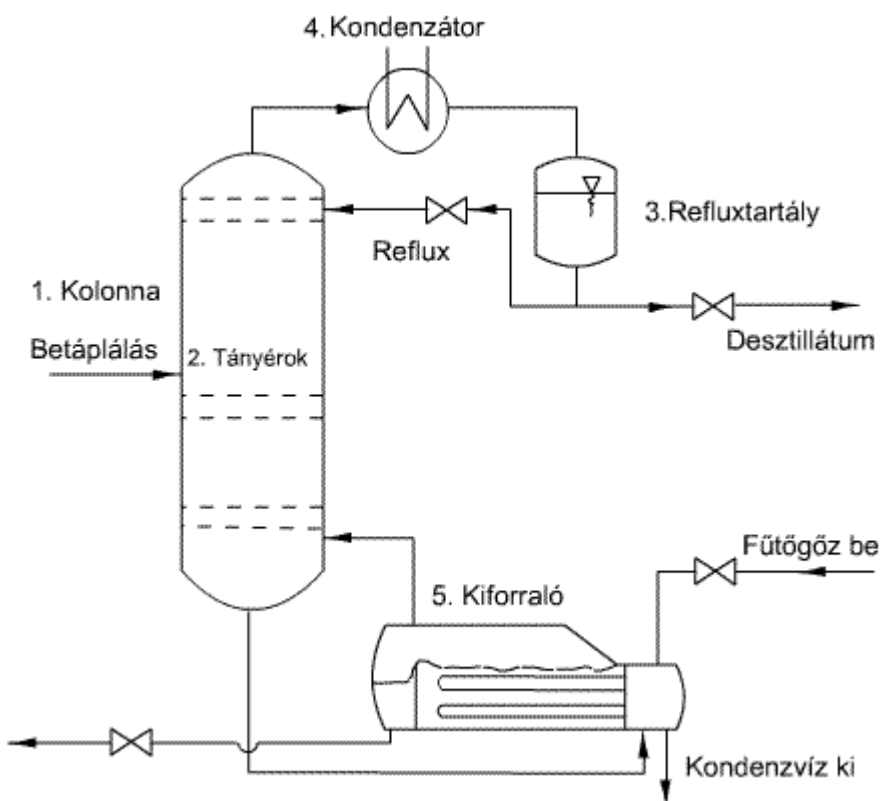
Végül a konstrukció az üstök egymás fölé helyezésével tökéletesíthető, amelyek úgynevezett tányérok alkotnak. A tányérok, amint azt az [4.10. ábrán](#) láthatjuk, egy csőszerű berendezésbe, kolonnába helyezik el. A tányérok hasonló, az abszorpciónál tárgyaltaéhoz, különféle sapkás, szita, rostélyos és egyéb kialakításúak lehetnek azért, hogy a gőz átbuborékoltatása közben gőz-folyadék érintkezése minél intenzívebb legyen. Tányérok között lehet különbség a folyadékelvezetés módjában is, de elvileg itt az üstök szerepét töltik be.

4.10. ábra - Rektifikáló tányértípusok



Az egymás fölé helyezett tányérok összessége a tányérokot befogadó cső, visszaforráló, kondenzátor és reflux elosztó tartály együttese egy rektifikáló kolonnát alkotnak, amelynek az elvi rajza az [4.11. ábrán](#) látható.

4.11. ábra - Folyamatos működésű rektifikáló kolonna részei.

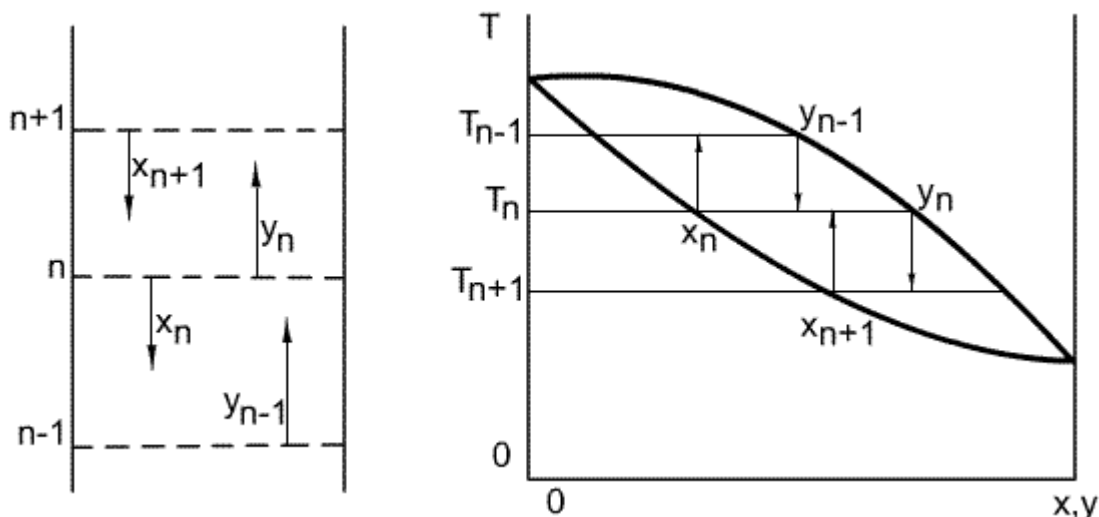


Mindezek alapján a *rektifikáció* ismételt desztilláció, ahol a folyadék és a gőz ellenáramban halad, közvetlenül érintkezik egymással, és a nem egyensúlyban levő gőz- és folyadékfázis között a tányérokon kétirányú komponens- és hőátadás megy végbe. A fázisok közötti komponensátadás eredményeként elvben csaknem teljes egészében az alacsonyabb forráspontú komponens tartalmozó gőzt kapunk termékként az oszlop tetején, és az oszlop alján pedig csaknem teljesen tisztán kapjuk a kevésbé illékony komponens folyadék alakjában.

Nézzük meg a rektifikáló kolonnában egy tetszőleges n -edik tányérján lejátszódó folyamatot. A rektifikáló oszlopban az n -edik tányérra felülről x_{n+1} koncentrációjú és T_{n+1} hőmérsékletű folyadék csurog, alulról pedig

y_{n-1} koncentrációjú és T_{n-1} hőmérsékletű gőz buborékol át, a tányéron levő folyadékon keresztül. A gőz és a folyadék intenzíven érintkezik egymással, és a fölfelé áramló gőz és a lefelé áramló folyadék között intenzív komponens- és hőcsere játszódik le. A folyadék egy része, főleg az illékonyabb komponens elpárolog, a gőz tehát ebben dúsul. A párolgás hőigényének fedezésére a gőz egy része kondenzálódik, főleg a kevésbé illékonyabb komponens, és a folyadék ebben lesz gazdagabb. Ha ez a tányér egy egyensúlyi egységnek tekinthető, ilyen esetet mutat be az [4.12. ábra](#), akkor a tányéron T_n hőmérséklet áll be, és ennek a hőmérsékletnek megfelelő egyensúlyi x_n és y_n összetételű fázisok távoznak.

4.12. ábra - A rektifikáló oszlop i-edik tányérja



Ez a folyamat megy végbe minden tányéron. Az oszlop tetejére érkező G gőzt kondenzáltatják, egy részét terméként D (desztillátum vagy fejtermék) elvezetik, a másik részét F folyadék alakban refluxként visszavezetik az oszlopba. Ez szolgáltatja az oszlopban lefelé haladó folyadék fázist. Ennek eredményeképpen az oszlop tetején kapjuk a legtisztább állapotban a legillékonyabb komponens, és ennek a forráspontja a legalacsonyabb. A folyamatot a [4.13. ábra](#) szemlélteti. Az oszlop aljára érkező folyadék egy részét, M maradék vagy fenéktermék elvezetik. A másik részét visszaforráló üstben elpárologtatják, és ez szolgáltatja a felfelé haladó gőzfázist. Az oszlop alján kapjuk legtisztább állapotban a nehezebben illó komponens, és itt a legmagasabb a hőmérséklet. Az n -edik tányérra felírhatjuk a tányér entalpia (hő) mérlegét

$$(4.25) \quad F_{n+1}H_{n+1}^F + G_{n-1}H_{n-1}^G = G_nH_n^G + F_nH_n^F + \text{veszteségek} + \text{keveredési hő}$$

ahol H_n^F és H_n^G az n -edik tányéron levő folyadék- és gőz moláris entalpiája. A rektifikálást végezhetjük folyamatosan és szakaszos üzemmódban. A rektifikálás során legtöbbször a szükséges n tányérszám, az R reflux arány, a H torony magassága és a D toronyátmérője jelenti a feladatot.

4.5.1. Folyamatos rektifikálás.

A folyamatos rektifikálás során a szétválasztandó elegyet folyamatosan vezetik be a rektifikáló oszlopba, a fejtermék és a fenéktermék elvétele is folyamatosan történik. A gyakorlatban egy mérnök számára a rektifikálás problémája felmerülhet úgy, hogy adott a szétválasztandó folyadék elegy összetétele és mennyisége, előírt a desztillátum és a maradék összetétele, cél a rektifikáló oszlop magasságának és az átmérőjének meghatározása. A probléma felmerülhet úgy is, hogy adott egy rektifikáló kolonna, és az adott összetételű szétválasztandó elegy, valamint az előírt összetételű termékek szétválasztásához milyen refluxarányt kell alkalmaznunk. A mérnök bármelyik problémával áll szemben eleve két dolgot ismernie kell, a szétválasztandó komponensek egyensúlyi adatait (egyensúlyi görbét) és a kívánt napi termelést. A továbbiakban az első probléma felvetése szerint tárgyaljuk a rektifikálást. A rektifikálási művelet számításánál a következő egyszerűsítő feltételekből indulunk ki:

A komponensek elegyedési hője zérus.

A komponensek moláris párolgáshője, illetve kondenzációs hője azonos.

Az oszlop tetejéről a kondenzátorba jutó gőz y_I összetétele megegyezik a desztillátum x_D összetételével (teljes kondenzáció).

A forralóból távozó gőz y_M összetétele megegyezik a fenéktermék x_M összetételével.

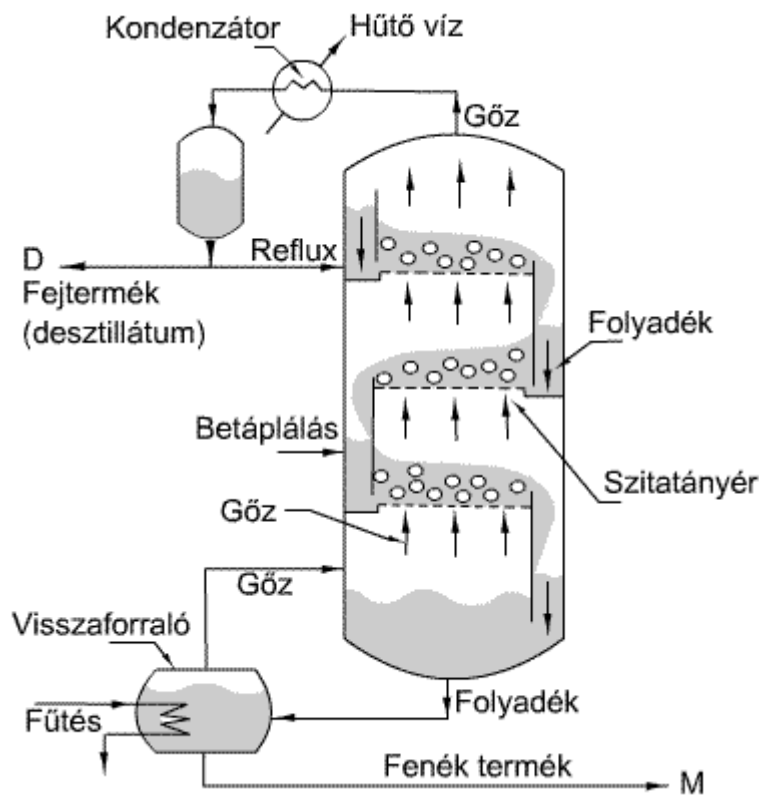
Érvényes az állandó moláris túlfolyás feltételét, ami azt jelenti, hogy az oszlopban felfelé haladó gőzáram és a lefelé haladó folyadékáram tömegében (összes mólszámában) változatlanul, de összetételben változva jut tovább, vagyis

$$G_1 = G_i = G = \text{konstans}$$

$$F_1 = F_i = F = \text{konstans}$$

A rektifikálás elvi folyamatát az [4.13. ábra](#) szemlélteti.

4.13. ábra - A folyamatos rektifikálás elvi rajza.



Az első problémafelvetés alapján a folyamatos rektifikálásnál a rektifikáló oszlop magasságának és a rektifikáló oszlop átmérőjének meghatározása a cél. Az oszlop magasságának kiszámításához először meg kell határozni az elméleti tányérok számát, adott refluxarány mellett. Az alkalmazott refluxarány a minimális refluxarány és a refluxtöbblet együttható szorzatával adják meg. A tányérhatásfok ismeretében a gyakorlatban szükséges tányérok száma megadható, és a gyakorlati tányérszám valamint a tányértávolság ismeretében az oszlop magassága egyszerűen számolható. Az oszlop átmérőjét a kívánt napi termelés szabja meg, amit az áramlástanból ismert kontinuitási egyenlettel határozhatunk meg. Az *elméleti tányérszám* meghatározásához az általános mérlegekből meg kell határozni a munkavonalak egyenleteit, ehhez a mérlegegyenleteket kell felírni.

Az egész oszlop bruttó komponensmérlege

$$(4.26) \quad B = D + M$$

és a fajlagos komponensmérlege

$$(4.27) \quad Bx_B = Dx_D + Mx_M$$

A rektifikáló oszlopot a betáplálás helye a rektifikáló vagy dúsító (felső) és az elszegényítő vagy kigőzölő (alsó) szakaszra osztja. A két oszloprészben a fázisok tömegárama, így az arányuk is eltérő, ennek megfelelően két munkavonal írható fel a rektifikáló oszlopra, és egy vonal a betáplálásra, amit *q-vonalnak* nevezzünk. A rektifikáló kolonna három munkavonala egy pontban metszik egymást. Mivel a munkavonalak másik három pontja eleve adott (az átlón levő x_M , x_B és x_D pontok), ezért két munkavonal meghatározása elegendő, mivel a harmadik munkavonal a másik kettőből egyértelműen megadható.

4.5.1.1. A dúsító szakasz munkavonala.

Az oszlop dúsító szakaszának n -edik tényérjára a [4.13. ábra](#) alapján felírhatjuk a bruttó tömegmérleget

$$(4.28) \quad G = F + D$$

és a komponensmérleget

$$(4.29) \quad Gy_{n+1} = Fx_n + Dx_D$$

majd az y_{n+1} -et kifejezve kapjuk a felső munkavonal egyenletét:

$$(4.30) \quad y_{n+1} = \frac{F}{G}x_n + \frac{D}{G}x_D$$

A [\(4.28\) egyenletet](#) behelyettesítve a [\(4.30\) egyenletbe](#) kapjuk a dúsító szakasz munkavonalának egyenletét:

$$(4.31) \quad y_{n+1} = \frac{F}{F+D}x_n + \frac{D}{F+D}x_D$$

Bevezetve a

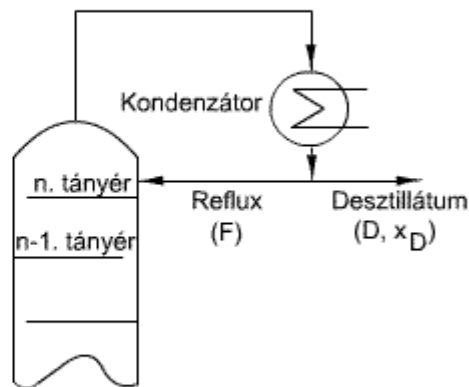
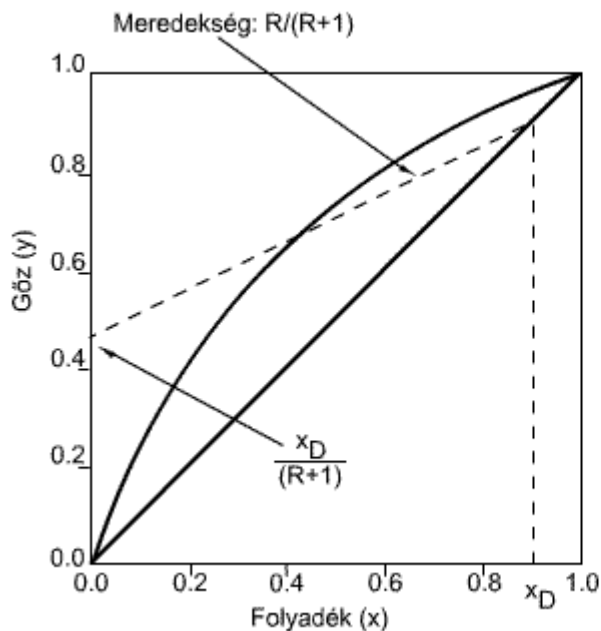
$$(4.32) \quad \frac{F}{D} = R$$

refluxarányt, akkor a refluxarányal kifejezve kapjuk a felső munkavonal egyenletét:

$$(4.33) \quad y = \frac{R}{R+1}x + \frac{1}{R+1}x_D$$

Mivel az y_{n+1} és x_n az n -edik tényér alatt egymás mellett elhaladó, nem egyensúlyban levő gőz és folyadék koncentrációi, és az n -ediknek bármelyik tényért választhatjuk, ezért az indexeket elhagyhatjuk.

4.14. ábra - A dúsító szakasz munkavonala



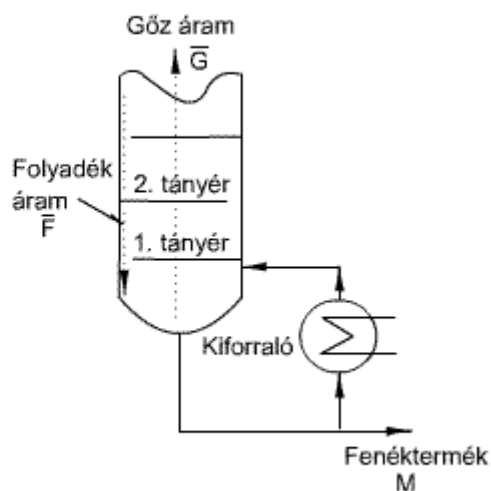
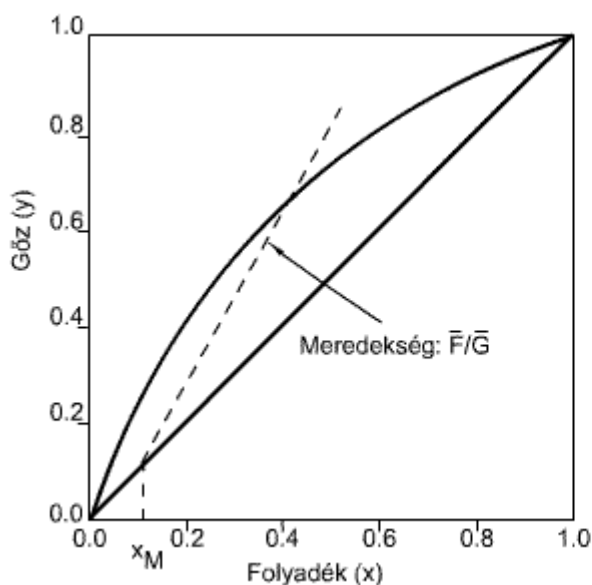
Ez az egyenlet tehát a tányérok közötti kolonna részben megadja a folyadék - és a gőz összetétel közötti összefüggést. A [\(4.33\) egyenletben](#) az $R/(R+1)$ az egyenes mereksége, és az $x_D/(R+1)$ az egyenes tengelymetszete.

A munkavonalnak két kitüntetett pontja van, az $x = x_D$ helyen $y=x_D$, és az $x = 0$ helyen $y=x_D/(R+1)$. A [4.14. ábra](#) alapján a két pont összekötésével a munkavonal egyszerűen megszerkeszthető. Ha az $R \rightarrow \infty$, akkor $R/(R+1)=1$, a munkavonal az átlóra esik.

4.5.1.2. A kigőzőlő szakasz munkavonala.

A rektifikáló oszlop kiforráló szakaszára a számítás a felső szakasz mintájára történik az [4.15. ábra](#) alapján.

4.15. ábra - A kiforráló szakasz munkavonala



A kiforráló részre érvényes teljes tömegmérleg:

$$(4.34) \quad \overline{F} = \overline{G} + M$$

A fajlagos komponensmérleg:

$$(4.35) \quad \overline{F} x_{m-1} = \overline{G} y_m + M x_M$$

A [\(4.35\) egyenletből](#) az alsó munkavonal egyenlete:

$$(4.36) \quad y_m = \frac{\overline{F}}{\overline{G}} x_{m-1} - \frac{M}{\overline{G}} x_M$$

Az [\(4.34\) egyenletet](#) behelyettesítjük a [\(4.36\) egyenletbe](#):

$$(4.37) \quad y_m = \frac{\overline{G} + M}{\overline{G}} x_{m-1} - \frac{M}{\overline{G}} x_M$$

A kiforráló szakaszra is a bevezetjük a refluxarányhoz hasonló mennyiséget, a visszaforralási arányt:

$$(4.38) \quad \frac{\overline{G}}{M} = R_M$$

Ha a [\(4.37\) egyenlet](#) számlálóját és a nevezőjét is elosztjuk M -mel, és beírjuk a [\(4.38\) egyenlettel](#) definiált R_M -et

$$(4.39) \quad y_m = \frac{R_M + 1}{R_M} x_{m-1} - \frac{1}{R_M} x_M$$

akkor a visszaforralási aránnyal kifejezve kapjuk az alsó munkavonal egyenletét. Az alsó szakasz munkavonala ugyancsak x - y diagramban ábrázolható [\(4.15. ábra\)](#). A két kitüntetett pont ebben az esetben, ha

$$x = x_M \text{ akkor } y = x_M, \text{ és ha } y = I \text{ akkor } x = \frac{R_M + x_M}{R_M + 1}.$$

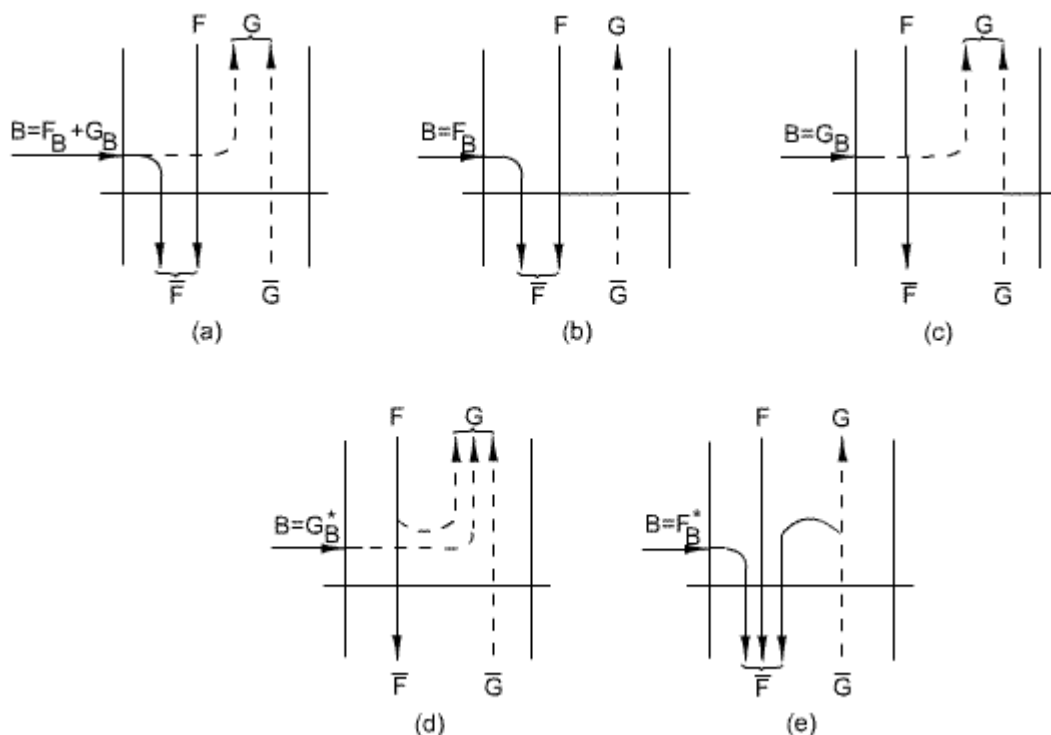
Növekvő visszaforralási arány esetén az alsó szakasz, [\(4.38\) egyenlet](#), munkavonalának iránytangense csökken, és teljes visszaforralás esetében a munkavonal átló egyenesébe megy át.

4.5.1.3. A betáplálás munkavonala, a q-vonal egyenlete.

A rektifikáló oszlopot a betáplálás helye két részre osztja. A két résznek két különböző munkavonala van, tehát a dúsító szakasz és a kigőzölő szakasz érintkezési pontja a betáplálás helyével azonos. Ez azt jelenti, hogy az alsó- és felső munkavonal közös pontjában, a metszéspontjukban a töménység a betáplálás x_B összetételével kell azonosnak lenni. Más szóval a betáplálást az oszlopnak arra a helyére (tányérjára) kell bevezetni, ahol olyan összetételű elegy van, mint a betáplálási összetétel. A betáplálás helyén a tányér abban különbözik a többitől, hogy három belépő árama van, míg a többieknek kettő.

A betáplálás hőmérséklete és hőtartalma a célnak megfelelően különböző lehet. Felmerül az a kérdés, hogy a betáplálás hőállapota hogyan befolyásolja az oszlopban haladó fázisok tömegáramait és a munkavonalak iránytangenseit.

4.16. ábra - A betáplálási tényér.



A munkavonalak metszéspontjainak koordinátáit x -szel és y -nal jelölve egyidejűleg érvényes a kolonna alsó és felső szakaszára felírt fajlagos anyagszám, [\(4.29\)](#) és [\(4.35\)](#) egyenlet.

A két egyenletet összeadva kapjuk:

$$(4.40) \quad y(G - \bar{G}) = x(F - \bar{F}) + (Dx_D + Mx_M)$$

Az egész kolonnára felírt, $Bx_B = Dx_D + Mx_M$ [\(4.27\)](#) fajlagos mérlegegyenletet behelyettesítjük a [\(4.40\)](#) egyenletbe, és átrendezve kapjuk:

$$(4.41) \quad y = \frac{(F - \bar{F})}{(G - \bar{G})}x + \frac{B}{G - \bar{G}}x_B$$

A betáplálás jellemzőit az [4.16. ábrán](#) szemléltetjük. Ennek alapján a betáplálás két részből tevődhet össze, egy F_B folyadék- és egy G_B gőzfázisból:

$$(4.42) \quad B = G_B + F_B$$

A betáplálás állapotát a folyadékfázisnak az egész betápláláshoz viszonyított értéke jellemzi, és hőtani szempontból a betáplált folyadék 1 móljának telített gőzzé alakításához szükséges Q hőmennyiség és a ΔH_p párolgáshő hányadosa, amit q -val jelölünk:

$$(4.43) \quad q = \frac{F_B}{B} = \frac{F_B}{G_B + F_B} = \frac{Q}{\Delta H_p}$$

A [4.16. ábráról](#) leolvashatók, hogy

$$(4.44) \quad G = \bar{G} + G_B \text{ és } G_B = G - \bar{G}, \text{ valamint}$$

$$(4.45) \quad \bar{F} = F_B + F \text{ és } -F_B = F - \bar{F}$$

A [\(4.44\) egyenletből](#) a G_B -t, a [\(4.45\) egyenletből](#) a $-F_B$ -t behelyettesítjük az [\(4.41\) egyenletbe](#):

$$(4.46) \quad y = -\frac{F_B}{G_B}x + \frac{B}{G_B}x_B$$

A [\(4.46\) egyenlet](#) nevezőjébe a [\(4.42\) egyenletből](#) G_B -t beírjuk, majd a számlálót is és a nevezőt is elosztjuk B -vel:

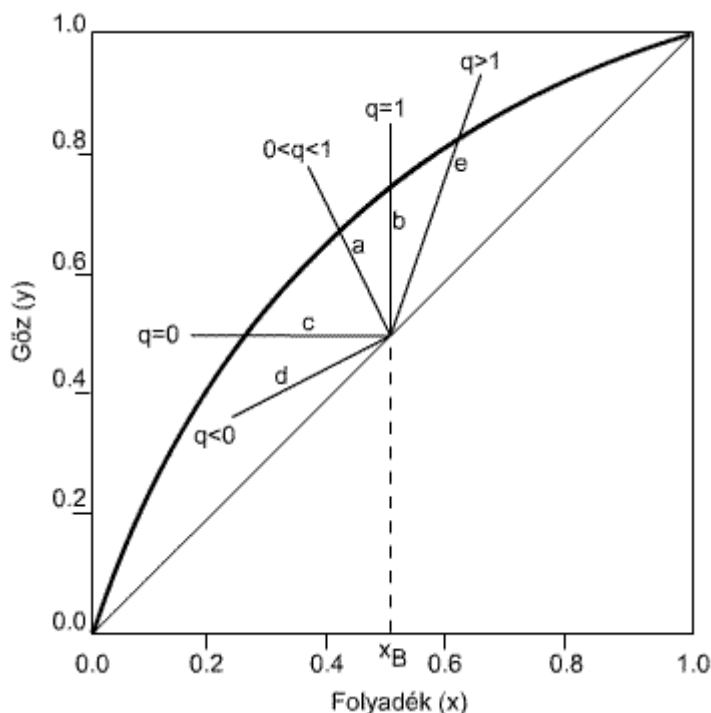
$$(4.47) \quad y = -\frac{F_B}{B - F_B}x + \frac{B}{B - F_B}x_B = \frac{F_B}{F_B - B}x - \frac{B}{F_B - B}x_B = \frac{\frac{F_B}{B}}{\frac{F_B}{B} - 1}x - \frac{x_B}{\frac{F_B}{B} - 1}$$

Végül a [\(4.47\) egyenletbe](#) beírjuk a [\(4.43\) egyenlettel](#) definiált q hányadost, és megkapjuk a q -vonal egyenletét:

$$(4.48) \quad y = \frac{q}{q - 1}x - \frac{1}{q - 1}x_B$$

A munkavonalak metszéspontjai a q -vonalon fekszenek. A [\(4.48\) egyenlete](#) iránytangense $q/(q-1)$, és az egyenes tengelymetszete $x_B/(1-q)$. A q -vonalnak is megvan a két jellegzetes pontja, áthalad az (x_B, x_B) és a $(0, x_B/(1-q))$ pontokon, így egyszerűen megszerkeszthetők.

4.17. ábra - A q -vonalak lehetséges esetei.



A q -vonalak helyzetét az [4.17. ábra](#) szemlélteti. Ha a $q = 1$, akkor a [\(4.48\) egyenlet](#) szerint az egyenes iránytangense végtelen, vagyis a q -vonal az y tengellyel párhuzamos, és a betáplálás, a [\(4.43\) definiáló egyenlet](#) szerint $B = FB$, forráspontban levő folyadék. Ha a $q=0$, akkor az egyenes iránytana $0 < q < 1$ -vonal az x tengellyel párhuzamos, és a betáplálás $B=GB$ telített gőz alakjában történik. Ha $q < 0$, a betáplálás komponensárama forrásponton levő folyadékon $q > 1$ tt gőzt is tartalmaz. Végül ha $q > 1$, a betáplálás túlhevített gőz alakjában történik, és a betáplálás forráspont alatti (visszahűtött) folyadék.

Két alapvető módszer terjedt el a szükséges tányérszám meghatározására. Az egyik a Lewis-Sorel módszer, a tányérról-tányérra történő számítás, a másik a McCabe-Thiele grafikus módszer.

4.5.1.4. A szükséges tányérszám meghatározása Lewis-Sorel módszerrel

Sorel és Lewis módszert dolgozott ki a tányérszám meghatározására, tányérról-tányérra történő számítással. A számításhoz szükségünk van a munkavonalak egyenletére, valamint az egyensúlyi összefüggés ismeretére analitikus, táblázatos vagy grafikus formában. A kézikönyvek legtöbb esetben az egyensúlyi összefüggéseket táblázatosan közlik. Kiindulunk az x_D előírt értékéből, $x_D=y_1$, azaz a legfelső tányér gőzösszetétele megegyezik a refluxként visszavezetett x_D folyadék F összetételével.

Ezután az egyensúlyi összefüggés segítségével meghatározzuk a legfelső tányérról lecsurgó folyadék összetételét $y_1 \xrightarrow{e} x_1$.

A felső munkavonal segítségével meghatározzuk a második tányérról felszálló gőz összetételét $x_1 \xrightarrow{mvf} y_2$.

Az egyensúlyi összefüggés segítségével meghatározzuk a második tányérról lecsurgó folyadék összetételét $y_2 \xrightarrow{e} x_2$, és így tovább.

Miután elértük a betáplálási értéket, áttérve az alsó munkavonalra a számítást hasonlóan folytatjuk tovább, az x_M maradék összetételéig. A számításokat fordítva, a kiforralótól is kezdhethetjük.

4.1. Feladat. Benzol-toluol elegy 40 mol % benzolt tartalmaz, és rektifikálással szét kell választani úgy, hogy a desztillátum 90 mol % benzolt és fenéktermékként 10 mol % benzolt tartalmazzon. A betáplálás forrásponton történik, és a refluxot is hűtés nélkül, forrásponton vezetjük vissza a kolonnába. A refluxarány 3 kmol/kmol desztillátum. Határozzuk meg az elméleti tányérszámot és a betáplálási tányér helyét. Az egyensúlyi diagram 101,325 kPa nyomáson [4.18 ábrán](#) láthatjuk.

4. feladat megoldása:

Az anyagmérleg 100 kmol betáplálásra vonatkoztatva:

$$100 = D + M$$

Az illékonyabb komponens (benzol) fajlagos komponensmérlege:

$$100 \cdot 0,4 = 0,9 \cdot D + 0,1 \cdot M$$

$$40 = 0,9 \cdot (100 - M) + 0,1M$$

Az egyenletet megoldva:

$M=62,5$ kmol és $D=37,5$ kmol

A folyadék és gőz mennyisége a kolonna felső részében:

$$F_n=3D=3\cdot 37,5=112,5 \text{ kmol}$$

$$G_n=F_n+D=112,5+37,5=150$$

A felső munkavonal egyenlete:

$$y_n = \frac{F}{G}x_{n+1} + \frac{D}{G}x_D = \frac{112,5}{150}x + \frac{37,5}{150}0,9$$

$$y_{n+1} = 0,75x_{n+1} + 0,225$$

Mivel forrásponton történik a betáplálás, folyadék- és gőzáram a kolonna alsó szakaszában:

$$\overline{F}_m = F_n + F = 112,5 + 100 = 212,5$$

A kolonna alsó részének mérlege:

$$\overline{F}_m = \overline{G}_{m-1} + M$$

$$\overline{G}_{m-1} = \overline{F}_m - M = 212,5 - 62,5 = 150$$

Az alsó munkavonal egyenlete:

$$y_m = \frac{\overline{F}_m}{G_m}x_{m-1} - \frac{M}{G_m}x_M$$

$$y_m = 1,415x_{m-1} - 0,042$$

A felső és az alsó munkavonal egyenletéből tányérról tányérra haladva meghatározhatjuk az elméleti tányérok számát. A felső t tányérról eltávozó G gőzt teljes mértékben kondenzáltatjuk, és így kapjuk a 0,9 mol % összetételű benzolt desztillátumként, $y_t = x_D$. Viszont az y_t felső tányérról távozó gőz egyensúlyban van az ugyancsak felső tányérról lefolyó x_t összetételű folyadékkal. Tehát az $y_t=0,9$ összetételhez az egyensúlyi görbe alapján $x_t=0,79$ folyadék összetétel tartozik.

A felső tányér alatt levő $t-1$ tányérról y_{t-1} értéket a felső munkavonal egyenletéből kapjuk.

$$y_{t-1}=0,79\cdot 0,79+0,225=0,593+0,225=0,818$$

$$x_{t-1} \text{ egyensúlyi görbéről leolvasva}=0,644$$

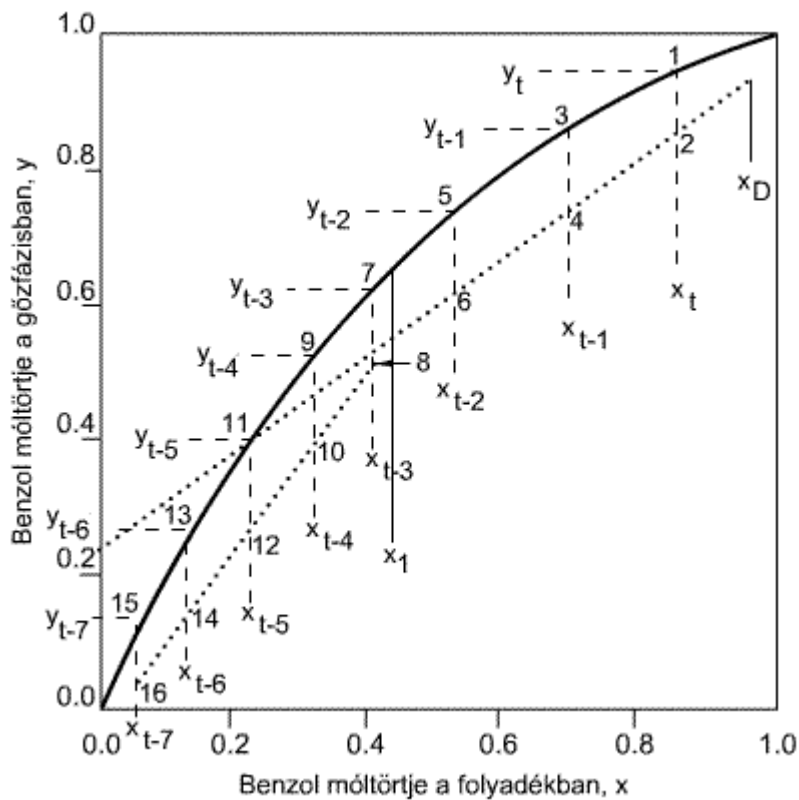
$$y_{t-2}=0,75\cdot 0,644+0,225=0,483+0,225=0,708$$

$$x_{t-2} \text{ egyensúlyi görbéről}=0,492$$

$$y_{t-3}=0,75\cdot 0,492+0,225=0,369+0,225=0,594$$

x_{t-3} = egyensúlyi görbéről= 0,383

4.18. ábra - A tányérszám meghatározása Sorel-Lewis módszerrel.



Az utolsó $x_{t-3}=0,383$ folyadék összetétele közel van a betáplálási $x_B=0,4$ összetételhez, ezért a szétválasztandó folyadékot a t-3 jelű, fentről számított 3. tányérra kell betáplálni.

A kolonna alsó részére ezután az alsó munkavonal egyenletét kell használnunk.

$$y_{t-4}=1,45 \cdot 0,382 - 0,042 = 0,540 - 0,042 = 0,498$$

$$x_{t-4} = \text{egyensúlyi görbéről} = 0,298$$

$$y_{t-5} = 1,45 \cdot 0,298 - 0,042 = 0,421 - 0,042 = 0,379$$

$$x_{t-5} = \text{egyensúlyi görbéről} = 0,208$$

$$y_{t-6} = 1,45 \cdot 0,208 - 0,042 = 0,294 - 0,042 = 0,252$$

$$x_{t-6} = \text{egyensúlyi görbéről} = 0,120$$

$$y_{t-7} = 1,45 \cdot 0,120 - 0,042 = 0,169 - 0,042 = 0,127$$

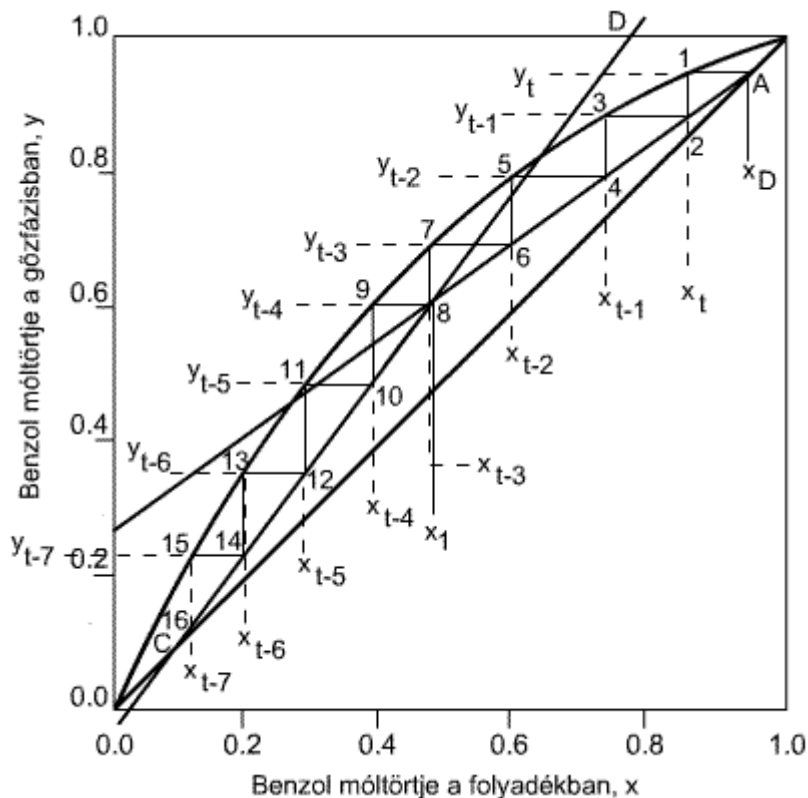
$$x_{t-7} = \text{egyensúlyi görbéről} = 0,048$$

Az x_{t-7} alatta van az előírt fenéktermék x_M összetételnek, ezért ez a tányér a visszaforralót reprezentálja. Tehát a kívánt szétválasztást 6 elméleti tányérszámnak megfelelő kolonnával tudjuk megvalósítani.

4.5.1.5. A szükséges tányérszám meghatározása McCabe – Thiele módszerrel

A McCabe-Thiele módszer a legelterjedtebb (grafikus) eljárás, az elméleti tányérszám meghatározására. Ez egy jó módszer annak tanulmányozására is, hogy milyen hatással van a kolonna egyéb paramétereinek változtatása az elméleti tányérszámra. A szerkesztés elvégzéséhez a két munkavonal, illetve a q-vonal megléte közül elegendő kettő. A harmadik vonalat a másik bármelyik kettő egyértelműen meghatározza.

4.19. ábra - A tányérszám meghatározása McCabe-Thiele módszerrel.



Az első lépésben a [4.19. ábrán](#) láthatóan megrajzoljuk az x - y koordinátarendszerben a gőz-folyadék egyensúlyi görbét. Ezután berajzoljuk az $y = x$ egyenest, majd az [4.14-edik](#), [4.15-ödik](#) és [4.17-edik ábráknak](#) megfelelően berajzoljuk az [4.19. ábrán](#) a munkavonalakat, és végül a fejtermék összetétele (x_D , x_D) pontból kiindulva az (x_M , x_M) pontig lépcsőzéssel meghatározzuk a szükséges elméleti tányérszámot. Az egyensúlyi görbét és a munkavonalakat a [4.1. feladatban](#) megadott és kiszámolt adatok alapján szerkesztettük meg.

4.5.1.6. A reflux arány és az elméleti tányérszám kapcsolata.

A rektifikáló oszlop működésének a legfontosabb jellemzője a [\(4.32\) egyenlettel](#) definiált refluxarány. Az oszlop felső részében refluxként visszavezetett F folyadék és a D desztillátum anyagáramainak hányadosa. A [\(4.33\) egyenletből](#) ki tudjuk fejezni a reflux arányt:

$$R = \frac{x_D - y_{n+1}}{y_{n+1} - x_n} \quad (4.49)$$

és a [\(4.39\) egyenletből](#) a kiforralási arányt

$$R_M = \frac{x_{m-1} - x_M}{y_m - x_{m-1}} \quad (4.50)$$

,mint két töménység különbségek hányadosa.

A refluxarány adott összetételű és hőállapotú betáplálás mellett a visszaforralási arányt is meghatározza, ezért a továbbiakban csak a refluxarányal foglalkozunk.

Természetesen akkor kaphatnánk a legtöbb fejterméket, ha a teljes kondenzálódott gázt elvezetnénk, és nem vinnénk vissza refluxot az oszlopba. Ekkor azonban csak egy egyszerű desztillációt hajtanánk végre, az oszlopnak a dúsító szakaszában nem biztosítanánk a lefelé haladó folyadékáramot, nem rektifikálnánk. Ebből

az következik, hogy a refluxaránynak nem $R = 0$ a minimális értéke, hanem egy $R > R_{\min}$ minimális értéket meghaladó refluxarányt kell biztosítani.

4.5.1.7. A minimális refluxarány

Minimális refluxarány mellett a [\(4.33\) felső munkavonal egyenletének](#) iránytangense is minimális. Adott q-vonal esetén, mivel a munkavonal nem metszheti az egyensúlyi vonalat, akkor minimális a felső munkavonal iránytangense, ha átmegy a q-vonal és az egyensúlyi görbe metszéspontján. Így ez az egyensúlyi görbén, a metszéspontban lévő (x^*, y^*) pont, és az $y=x_D$ (x_D, x_D) pont meghatározza a minimális iránytangensű felső munkavonalat, melynek minimális iránytangenséből, az [4.20. ábra](#) alapján

$$(4.51) \quad (\operatorname{tg} \alpha)_{\min} = \frac{R_{\min}}{R_{\min} + 1} = \frac{x_D - y^*}{x_D - x^*}$$

az R_{\min} minimális refluxarány számítható

$$(4.52) \quad R_{\min} = \frac{x_D - y^*}{y^* - x^*}$$

A [\(4.52\) egyenletben](#) az x^* és y^* az egyensúlyi koncentráció a q-vonal és az egyensúlyi görbe metszéspontjában, és x_D a desztillátum koncentrációja.

Ha a folyadék forráspontján történik a betáplálás, a q-vonal függőleges, az (x^*, y^*) pont (x_B, y^*) pontnak felel meg, ekkor

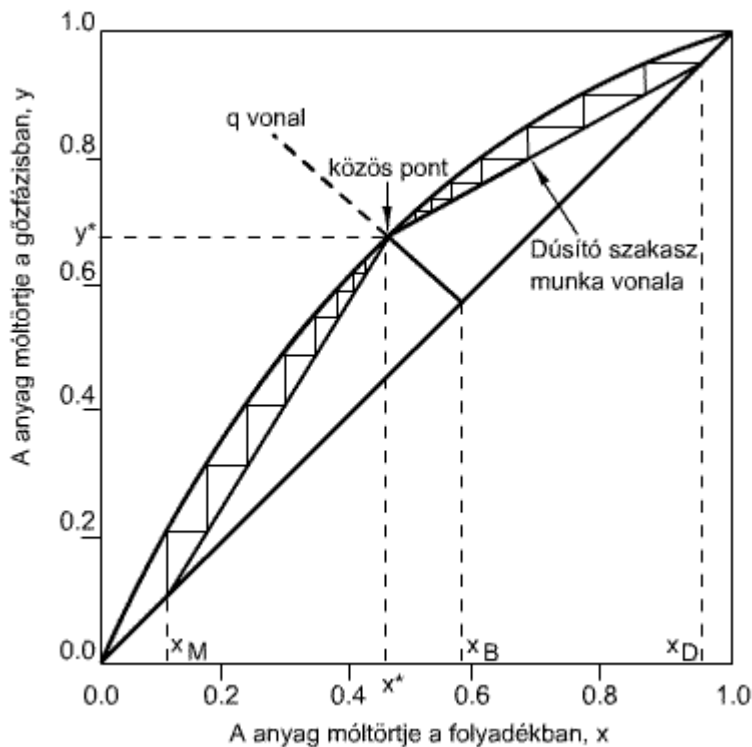
$$(4.53) \quad R_{\min} = \frac{x_D - y^*}{y^* - x_B}$$

és ha a betáplálás telített gőz alakjában történik, a q-vonal vízszintes, az (x^*, y^*) pont (x^*, x_B) pontnak felel meg, ekkor

$$(4.54) \quad R_{\min} = \frac{x_D - x_B}{x_B - x^*}$$

ahol x_B a betáplált elegy koncentrációja.

4.20. ábra - A minimális refluxarány meghatározása.



Ideális elegyeknél, vagy ha a relatív illékonyság a megfelelő koncentrációtartományban konstansnak vehető, akkor a minimális refluxarány analitikusan is megadható. Írjuk be a relatív illékonysággal kifejezett [\(4.11\) egyensúlyi egyenletet](#), $y = \alpha x / (1 + (\alpha - 1)x)$, az [\(4.52\) minimális refluxarányt leíró egyenletbe](#):

$$R_{\min} = \frac{x_D - y^*}{y^* - x^*} = \frac{x_D - \frac{\alpha x^*}{1 + (\alpha - 1)x^*}}{\frac{\alpha x^*}{1 + (\alpha - 1)x^*} - x^*} = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\frac{x_D}{x^*} - \alpha \frac{(1 - x_D)}{(1 - x^*)} \right] \quad (4.55)$$

Minimális refluxarány mellett vennék 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. A minimális refluxarányhoz tehát végtelen tányérszám tartozik, ami a rektifikálás egyik (gyakorlatban meg nem valósítható) szélső esetét jelenti.

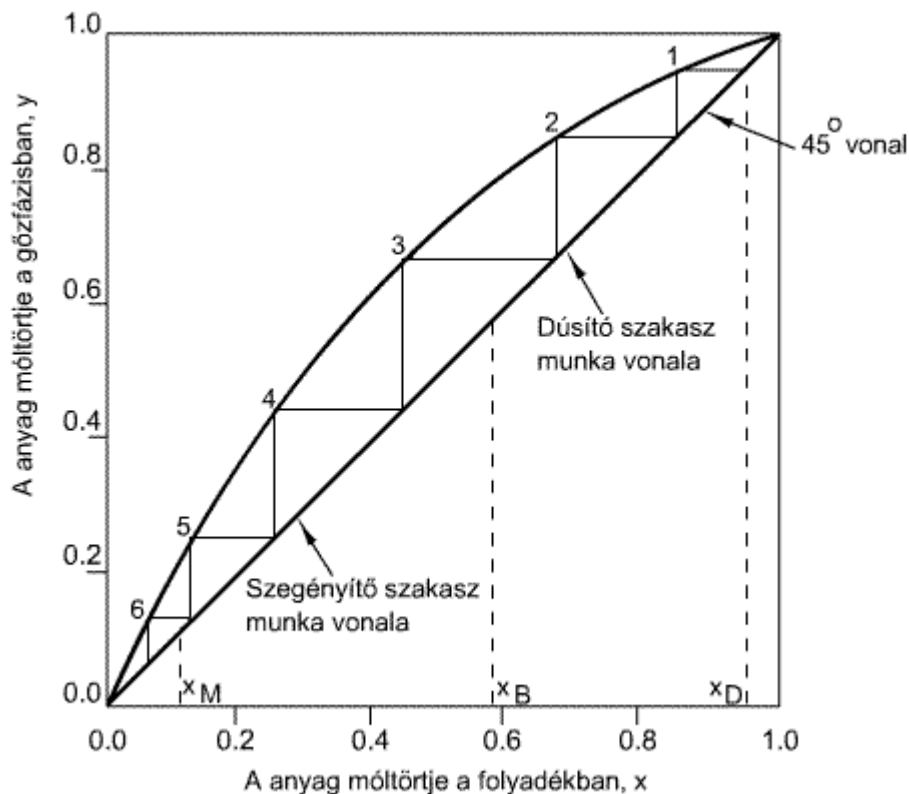
4.5.1.8. Végtelen refluxarány

A refluxarány értékének másik szélsőséges esete a végtelen vagy teljes refluxarány. Ez azt jelenti, hogy nem veszünk el fejterméket és fenékterméket sem. A kolonna fel van töltve, visszaforralló működteti a kolonnát, és a fejtermékként kapott teljes gőzmennyiséget kondenzáltatás után visszavezetjük. Ekkor nem termel az oszlop, nincs betáplálás és elvétel, de rektifikálás játszódik le. A végtelen refluxarányt a kolonna minősítésére használják. Az egyensúlyi x - y diagramon végtelen refluxarány és végtelen visszaforrallási arány mellett a [\(4.33\)](#) és [\(4.39\) egyenletekből](#) következik, hogy a munkavonalak az átlóra esnek, $y_{n+1} = x_n$ és $y_m = x_{m-1}$, és ekkor az elméleti tányérszám minimális.

4.5.1.9. Minimális tányérszám meghatározása

A minimális tányérszám meghatározását elvégezhetjük a McCabe-Thiele grafikus módszerrel, ahol az x - y diagramra az egyensúlyi görbét és az $y = x$ egyenest kell felvenni. A végtelen reflux miatt a felső és az alsó munkavonal is az átlóra esik, és az (x_D, x_D) pontból az (x_M, x_M) pontokig a lépcsőzést az átló és az egyensúlyi görbe között kell elvégezni.

4.21. ábra - Minimális tányérszám munkavonalai teljes reflux esetén



A minimális tányérszám meghatározásának egy másik módja a Fenske-egyenlet. Ez egy analitikus módszer, és akkor használható, ha a relatív illékonyság konstans, vagy konstansnak vehető. Itt is teljes refluxot alkalmaznak, nincs elvétel és nincs betáplálás. A munkavonalak az átlóra esnek. Tekintsünk egy kétkomponensű, A és B elegyet, amelynek a koncentrációja a kiforráló üstben x_{A0} és x_{B0} . A rendszer működését az [4.22. ábra](#) szemlélteti. Az egyensúly esetén az 1. tányéron a fajlagos komponens mérleg:

$$(4.56) \quad F_{A1}x_{A1} = G_{A0}y_{A0}$$

és a teljes komponens mérleg:

$$(4.57) \quad F_1 = G_0$$

ezért

$$(4.58) \quad x_{A1} = y_{A0}$$

Az [\(4.9\) egyenlet](#) alapján, és az egyensúly miatt az első tányéron az összetétel:

$$(4.59) \quad \left(\frac{x_A}{x_B} \right)_1 = \left(\frac{y_A}{y_B} \right)_0 = \alpha_0 \left(\frac{x_A}{x_B} \right)_0$$

ahol a zárójelen kívül az index a tányérok számát, 0 index a kiforralót jelöli. A második tányérra az összefüggés:

$$(4.60) \quad \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_2 = \left(\frac{y_A}{y_B}\right)_1 = \alpha_1 \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_1 = \alpha_1 \alpha_0 \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_0$$

Az n-edik tányérra:

$$(4.61) \quad \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_n = \left(\frac{y_A}{y_B}\right)_{n-1} = \alpha_1 \alpha_2 \alpha_3 \dots \alpha_{n-1} \alpha_0 \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_0$$

Ha egy átlagos α értéket veszünk:

$$(4.62) \quad \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_n = \bar{\alpha}^n \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_0$$

A teljes kondenzáció miatt (ugyanúgy, mint a kiforrálónál) a refluxként visszavezetett x_D desztillátum összetétele, és a legfelső n-edik tányérról elmenő gőz összetétele között is fennáll az egyensúly:

$$(4.63) \quad \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_D = \left(\frac{y_A}{y_B}\right)_n = \alpha_n \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_n = \bar{\alpha}^{n+1} \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_0$$

és

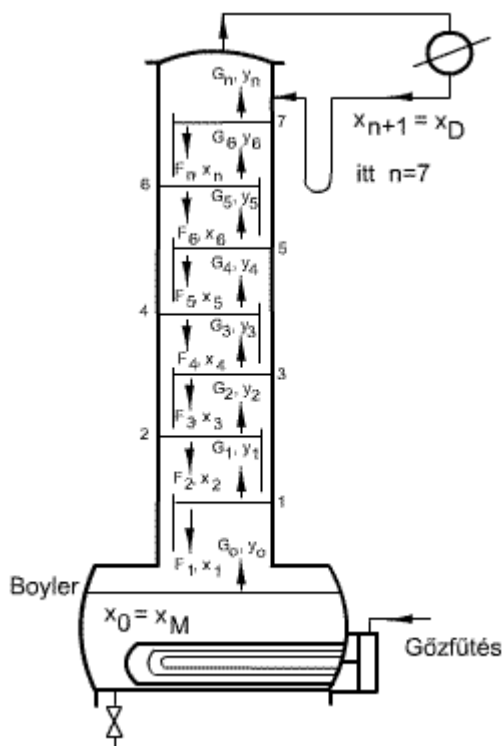
$$(4.64) \quad n + 1 = \frac{\ln \left[\left(\frac{x_A}{x_B}\right)_D \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_0 \right]}{\ln \bar{\alpha}}$$

Két komponens esetében $x_B=1-x_A$, és az illékonyabb komponens $x=x_A$:

$$(4.65) \quad n = \frac{\ln \frac{(1-x_0)x_D}{(1-x_D)x_0}}{\ln \bar{\alpha}} - 1$$

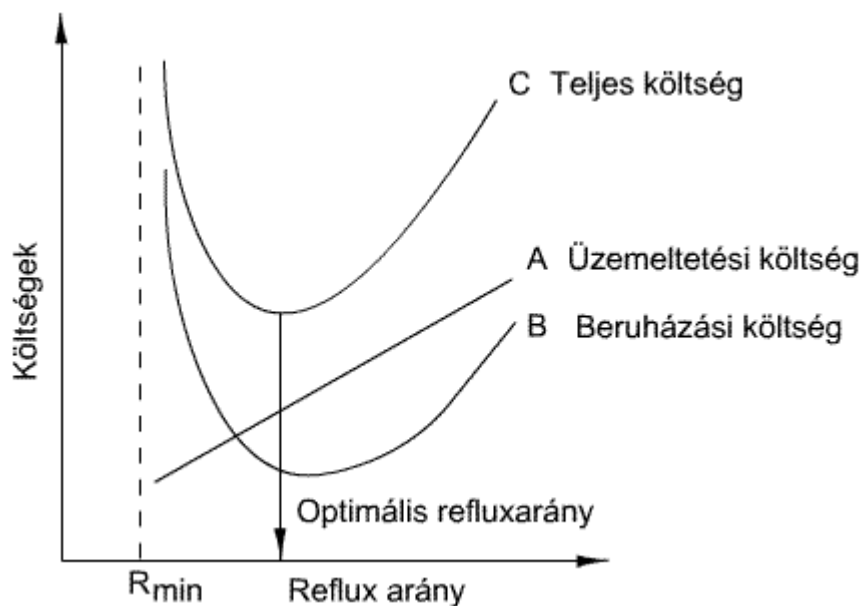
ahol n az elméleti tányérok száma, amibe a visszaforráló is beleértendő. Ha az α csak keveset változik, akkor az α (átlag)-nak a fejtermék és a fenéktermék α értékeinek mértani közepét lehet venni.

4.22. ábra - A minimális tányérszám meghatározása Fenske módszerrel



Végtelen refluxarány esetén a hajtóerő maximális, és minimális elméleti tányérszám illetve minimális oszlopmagasság szükséges az adott mértékű szétválasztáshoz. Ezt az esetet az oszlopminősítésen kívül a lehető legnagyobb tisztaságú termék nyerésére szokás felhasználni. A teljes reflux alkalmazásának gyakorlati jelentősége van, mert például töltött torony esetében így határozható meg az elméleti egységek száma. A leggyakrabban úgy járunk el, hogy n -heptán és metil-ciklohexán elegyét rektifikálják, és a termikus egyensúly beállta után törésmutató mérés alapján meghatározzák x_D és x_0 értékét. Az α ismeretében a [\(4.65\) összefüggés](#) alapján az n számítható. A reális esetekben egy üzemelő kolonnánál a refluxarány a [\(4.52\) egyenlettel](#) definiált minimális refluxarány és végtelen refluxarány között lehet.

4.23. ábra - Rektifikáló kolonna költségei a refluxarány függvényében



Az [4.23. ábrán](#) egy rektifikáló kolonna beruházási, üzemeltetési és összes költségeit tüntettük fel a refluxarány függvényében. A kolonnát célszerű a minimális teljes költséghez tartozó optimális refluxarány környezetében üzemeltetni. Tapasztalati tény, hogy az optimális refluxarány általában $1,2 R_{\min} \leq R_{opt} \leq 1,5 R_{\min}$. Számításokhoz általában megadják az oszlopra jellemző refluxtöbblet- együtthatót, ahonnan

$$(4.66) \quad R_{opt} = \beta R_{\min}$$

számítható.

4.5.1.10. A rektifikáló oszlopmagasságának meghatározása.

Ha a rektifikáló oszlop egyes tányérjairól távozó fázisok egymással egyensúlyban vannak, azaz a tányér egy egyensúlyi egység, akkor ezt a tányért elméleti tányérnak nevezzük. A rektifikáló oszlop egy tányérja valójában nem felel meg az elméleti tányér feltételeinek. Az eltérés mértékét a tányérhatásfokkal jellemezhetjük. Így az adott mértékű szétválasztáshoz szükséges valóságos tányérszámot az elméleti tányérszámból tudjuk számítani a tányérhatásfok ismeretében:

$$(4.67) \quad \eta_T = \frac{N_{val}}{N_{elm}}$$

Az elméleti tányérszám és a tányérhatásfok ismeretében az oszlop magasságát (H) úgy tudjuk megadni, hogy a tányérkonstrukció figyelembevételével megállapítjuk egy tányér magasságát (h), ebből mivel egy tányérnak a visszaforráló üst számát:

$$(4.68) \quad H = (N_{val} - 1)h$$

4.5.1.11. A rektifikáló oszlop átmérőjének meghatározása

Az oszlop D (m) átmérőjét az üres keresztmetszetre vonatkozó v_g (m/s) gőzsebesség alapján számítjuk:

$$(4.69) \quad D = \sqrt{\frac{4G}{\pi v_g}}$$

ahol G (m³/s) a gőz térfogatárama. A gőzsebességet az elárasztás által meghatározottnál valamivel kisebbre kell választani, valamint figyelembe kell venni, hogy a cseppfelhordás és a nyomásesés ne haladjon meg egy megengedett értéket. A maximálisan megengedett gőzsebesség:

$$(4.70) \quad v_{Gmax} = C \sqrt{\frac{\rho_f - \rho_g}{\rho_g}}$$

ahol C egy tapasztalati tényező, ami függ a tányértípustól, a tányérok egymás közti távolságától, a folyadék- és gőzterheléstől, valamint a fázisok fizikai tulajdonságaitól. A torony magassága a termék minőségével függ össze, míg a torony átmérője a termék mennyiségét határozza meg.

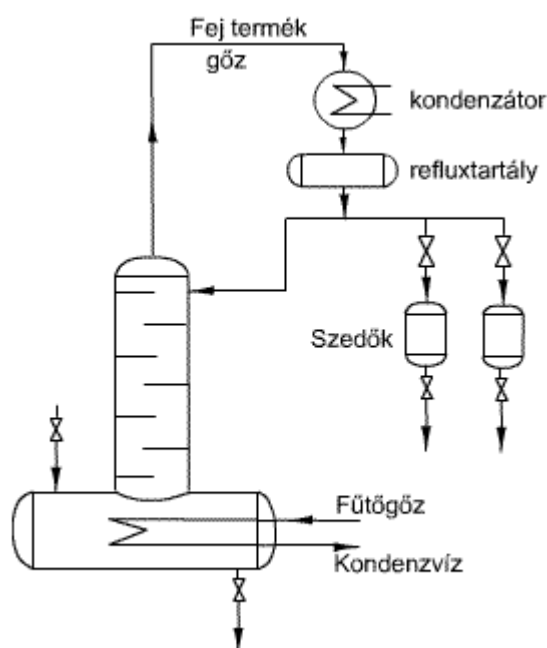
4.5.2. Szakaszos rektifikálás.

A szakaszos rektifikálás az a művelet, melynek kivitelezésénél egy adott mennyiséget egyszerre betáplálnak a torony alján lévő üstbe, és amíg ezt fel nem dolgozzák, a betáplálás szünetel. A tornyot a viszonylag nagy térfogatú üstre építik. Az alkalmazott reflux lehet időben állandó, vagy időben változó (növekvő), a feladat jellegétől függően.

A szakaszos rektifikálás instacionárius művelet, és akkor alkalmazzák, ha viszonylag kis mennyiségű anyagot kell feldolgozni, és a szétválasztandó elegy sok szilárd anyagot tartalmaz, például az élelmiszeriparban a gyümölcspálinka főzése cefréből.

A lepárlandó folyadékkal feltöltik az üstöt, az üstben a folyadékot forralják és elgőzölgöztetik. A gőzök a kolonnán felfelé haladnak, a kondenzátor a gőzöket kondenzálja. A képződött folyadék egy részét a kolonnába refluxként visszavezetik, a másik részét egy hűtőn keresztül egy vagy több szedőedénybe összegyűjtik.

4.24. ábra - Szakaszos rektifikálás elvi rajza.



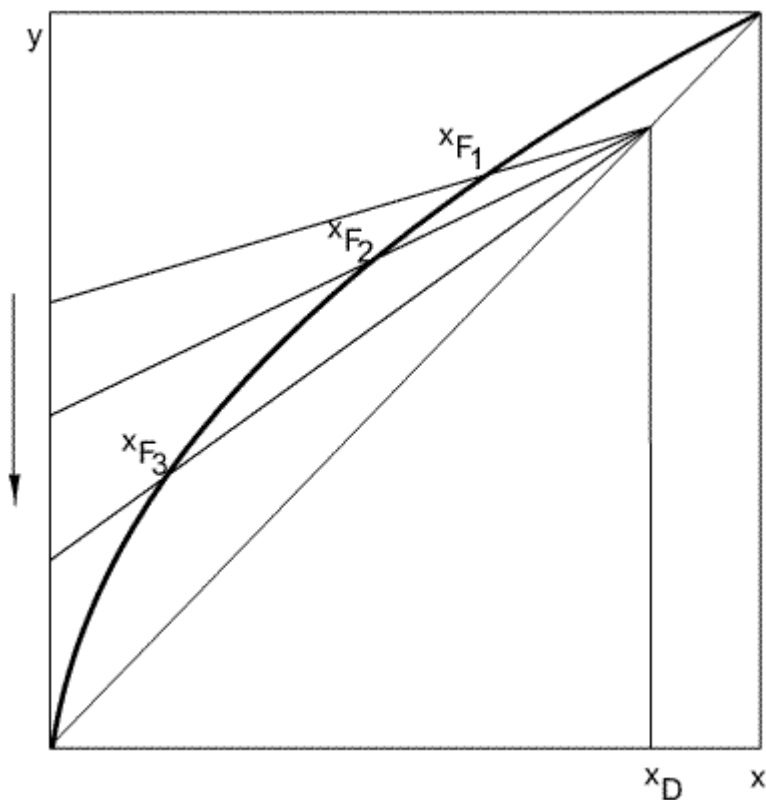
A szakaszos rektifikálás munkavonal egyenletéhez, hasonlóan a folyamatos rektifikáláshoz, az oszlopra felírt komponensmérlegből juthatunk. Mivel nincs betáplálás, ami kettéosztja az oszlopot, így csak egy munkavonal írható fel, amelynek egyenlete megegyezik a folyamatos rektifikálás felső munkavonalának [\(4.33\) egyenletével](#):

$$(4.71) \quad y_{n-1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{1}{R+1} x_D$$

4.5.2.1. Szakaszos rektifikálás változó refluxarányal

A szakaszos rektifikáció egyik típusa, amelynek célja állandó összetételű desztillátum előállítása, az üstben levő változó összetételű folyadékból. Ezt csak úgy valósíthatják meg, ha a lepárlást változó (növekvő) refluxarányal hajtják végbe. A rektifikálás kezdetén alkalmazandó refluxarányt ebben az esetben is a fejtermék és a betáplált elegy összetételének függvényeként állítják be, de a továbbiakban a refluxarány növelésével biztosítják a fejtermék állandó összetételét. A refluxarány növelésével az oszlop elméleti tányérszáma változik, szétválasztóképessége nő, a teljesítménye viszont csökken. Az elmondottakat az [4.25. ábra](#) szemlélteti.

4.25. ábra - Szakaszos rektifikálás változó refluxarányal



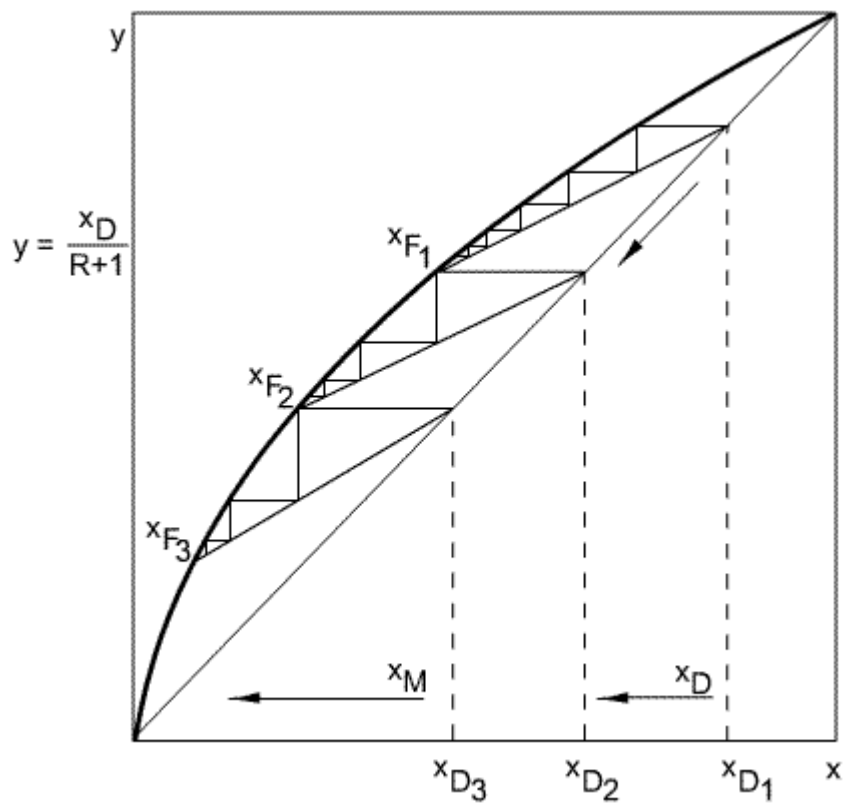
A refluxarányt az elválasztás során addig kell növelni, míg az üzemeltetéssel elérhető elméleti tányérszámmal a kiforráló üstben levő folyadék kívánt összetételét el nem érjük. Az elmondottak értelmében ennél a módszernél a fejtermék összetétele állandó, a kolonna legfelső tányérjának hőmérséklete is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

4.5.2.2. Szakaszos rektifikálás állandó refluxarányal

Ha a szakaszos rektifikálást állandó refluxarányal folytatjuk le, akkor ennek a követelménynek csak úgy tudunk eleget tenni, ha a refluxarányt ábrázoló munkavonal iránytangense állandó, de az ordinátát a kezdőponttól számítva mind kisebb és kisebb távolságban metszi. Ez csak úgy lehetséges, ha x_D értéke folyamatosan csökken.

4.26. ábra - Szakaszos rektifikálás állandó reflux aránnyal.



Az elmondottakból és a [4.26. ábrából](#) nyilvánvaló, hogy ebben az esetben a fejtermék összetétele a lepárlás folyamán a nehezebben illó komponensben egyre dúsabb lesz.