

MISKOLCI EGYETEM



GÉPÉSZMÉRNÖKI ÉS INFORMATIKAI KAR
ENERGETIKAI ÉS VEGYIPARI GÉPÉSZETI INTÉZET
VEGYIPARI GÉPÉSZETI INTÉZETI TANSZÉK

DESZTILLÁLÓ OSZLOP TÁLCÁRÓL TÁLCÁRA VALÓ SZÁMÍTÁSA

KÉSZÍTETTE:

Petrik Máté

Neptun-kód: GKEX7H

TERVEZÉSVEZETŐ:

Dr. Szepesi L. Gábor
egyetemi docens

KONZULENS

Venczel Gábor
tanársegéd

Miskolc, 2015. 11. 23.

Tartalomjegyzék

Tartalom

TARTALOMJEGYZÉK	2
JELÖLÉSJEGYZÉK, INDEXEK	4
1. BEVEZETÉS	6
1.1. TERMODINAMIKAI EGYENSÚLY.....	6
1.2. GIBBS-FÉLE FÁZISSZABÁLY.....	7
2. DESZTILLÁCIÓ TÍPUSOK	15
2.1. SZAKASZOS DESZTILLÁCIÓ.....	15
2.2. FOLYAMATOS DESZTILLÁCIÓ.....	16
2.3. REKTIFIKÁCIÓ.....	17
<i>Ideális tányér</i>	18
2.4. REKTIFIKÁLÓ KÉSZÜLÉKEK.....	19
<i>Tányéros kolonnák</i>	19
<i>Töltetes kolonnák</i>	22
3. REKTIFIKÁCIÓ	23
<i>Elméleti tányérszám meghatározása</i>	25
<i>Kulcskomponensek</i>	27
<i>Refluxok</i>	28
<i>Pálinkafőző berendezések gyakorlati kivitelezése</i>	29
4. SZÁMÍTÁSI MÓDSZEREK	32
4.1. LEWIS-MATHESON MÓDSZER.....	33
4.2. SHORT-CUT MÓDSZER.....	33
4.3. ÁLLANDÓ RELATÍV ILLÉKONYSÁG MÓDSZERE.....	34
5. VÍZ-ETIL-ALKOHOL RENDSZER	36
5.1. VÍZ-ETIL-ALKOHOL EGYENSÚLYI GÖRBE.....	36
5.2. VALÓSÁGOS RENDSZEREK.....	37
5.3. TÁLCASZÁMÍTÁS FOLYAMATA.....	39

5.4. A DÚSÍTÓ SZAKASZ	43
5.5. A SZEGÉNYÍTŐ SZAKASZ SZÁMÍTÁSA	44
5.6. KONDENZÁTOR ÉS KIFORRALÓ, MINT ELMÉLETI FOKOZAT	47
5.7. A PÉLDAFELADAT VÉGEREDMÉNYE	48
5.8. A SZÁMÍTÁSOK ELLENŐRZÉSE	50
5.9. A PROGRAM ELLENŐRZÉSE	51
5.10. A SZÁMÍTÁS PROGRAMKÓDJA	52
6. SZERKEZETI KIALAKÍTÁS	53
6.1. OSZLOP	53
6.2. KONDENZÁTOR	54
6.3. KIFORRALÓ	59
ÖSSZEFOGLALÁS	63
SUMMARY	64
IRODALOMJEGYZÉK	65
MELLÉKLET: FIZIKAI JELLEMZŐK SZÁMÍTÁSA	66
A VÍZ FIZIKAI JELLEMZŐI	66
AZ ETANOL FIZIKAI JELLEMZŐI	67
MELLÉKLET: PROGRAMKÓD	69

Jelölésjegyzék, indexek

LATIN BETŰVEL JELÖLTEK		
A	felület	m ²
A,B,C	Antoine-állandók	-
A ₁₂ , A ₂₁	Margules-állandók	-
c	fajhő	J/(kgK)
C _f	forralási korrekciós tényező	-
d	átmérő	m
D	desztillátum mólárama	mol/s
F	betáplálás mólárama	mol/s
K	egyensúlyi arány	-
k	hőátbocsátási tényező	W/m ² K
L	csőhossz	m
L, L'	folyadékfázis mólárama	mol/s
M	moláris tömeg	kg/kmol
m	tömegáram	kg/s
N	csőszám	db
Nu	Nusselt-szám	-
P	nyomás, össznyomás	bar, Hgmm
p ⁰	szaturációs nyomás, tenzió	bar, Hgmm
p _i	parciális nyomás	bar, Hgmm
Pr	Prandtl-szám	-
q	betáplálás állapota	-
q	hőáram	J/s
Q	hőmennyiség	J/s
r	párolgáshő	kJ/kg
R	reflux mólárama	mol/s

Re	Reynolds-szám	-
T	hőmérséklet	°C
t	idő	s
v	folyadéksebesség	m/s
V, V'	gőzfázis mólárama	mol/s
w	gőzsebesség	m/s
W	maradék mólárama	mol/s
w	tömegtört	-
x	folyadékfázisbeli móltört	-
y	gőzfázisbeli móltört	-
Z	főátlóban lévő csőszám	db
z	tálcátávolság	m

GÖRÖG BETŰVEL JELÖLTEK		
α	hőátadási tényező	W/m ² K
α_{ij}	relatív illékonyság	-
γ	aktivitási együttható	-
η	dinamikai viszkozitás	Pas
λ	hővezetési tényező	W/mK
ρ	sűrűség	kg/m ³
σ	felületi feszültség	N/m

1. Bevezetés

A gőz-folyadék egyensúlyon alapuló desztilláció (vagy lepárlás) a vegyipar, a kőolaj- és petrokémiai ipar alapvető és legáltalánosabban alkalmazott művelete, illetve az ismételt desztilláció, a rektifikálás. Ezek a műveletek a szétválasztandó komponensek illékonyságának különbségén alapulnak. A folyadékkal érintkező, vele termodinamikai egyensúlyban lévő gőzfázisban két vagy több, eltérő illékonyságú vegyületet tartalmazó rendszer esetén a nagyobb tenziójú, azaz kisebb forráspontú komponensek koncentrációja lesz nagyobb, mint a folyadékban. Más szavakkal megfogalmazva: egy forrásban lévő folyadékelegy összetétele nem egyezik meg a vele egyensúlyban lévő gőz összetételével. Ez a dúsulás lehetőség van felhasználva a desztilláció és rektifikálás során.

A gőz-folyadék egyensúlyok tárgyalásához először az alapfogalmakat kell bemutatni.

1.1. Termodinamikai egyensúly

Ahhoz, hogy a későbbiekben tálcáról tálcára tudjuk számítani az egyensúlyokat, tisztában kell lenni azzal, hogy milyen egyensúlyok vannak, illetve mit jelentenek ezek az egyensúlyok, milyen tényezőkre lesznek hatással.

Az egyensúly definiálását a termodinamika 0. főtételének segítségével teszem meg: a magára hagyott termodinamikai rendszer akkor van egyensúlyban, ha benne semmilyen makroszkopikus változás nem észlelhető, ebben az esetben az intenzív állapotjelzők a rendszeren belül homogén eloszlásúak. Ez nem azt jelenti, hogy a rendszer tökéletes nyugalomban van, hanem azt, hogy az oda-vissza irányú folyamatok egyenlők, vagyis egyensúlyban vannak. Ilyen folyamat például a párolgás és kondenzálódás. A folyadékfelszínről termodinamikai egyensúly esetén is történik néhány részecske gőz állapotúvá változása, azonban a rendszer az ilyen típusú energiavesztéséget úgy pótolja, hogy a folyadékfelszín közelében található gőzfázisú részecskét kondenzáltatja. Habár történnek mikroszkopikus energiaváltozások, ezek

makroszkopikus méretben elenyészőek, kívülről nézve az egész rendszer homogén állapotú. A termodinamikai rendszerek mindig dinamikus egyensúlyban vannak.

A termodinamikai egyensúlyi állapotot a következő egyensúlyi feltételek idézik elő:

- Termikus egyensúly: a rendszer minden pontján homogén a hőmérséklet, nincs a rendszerben hőmérséklet-gradiens.
- Mechanikai egyensúly: a rendszer minden pontján azonos a nyomás.
- Fázisegyensúly: a fázisok mennyisége és összetétele a rendszeren belül állandó.
- Kémiai egyensúly: a komponensek mennyisége állandó, a kémiai potenciálok értéke a rendszeren belül azonos.

1.2. Gibbs-féle fázisszabály

A Gibbs-féle fázisszabály a rendszer alkotóinak száma, fázisainak száma, szabadsági foka és kölcsönhatásainak száma között állapít meg összefüggést.

Matematikailag kifejezve:

$$Sz + F = K + 2$$

SZ: szabadsági fokok száma. Szabadsági foknak a függetlenül változtatható állapotváltozók számát tekintjük. Ilyen állapotváltozók lehetnek például: nyomás, hőmérséklet, összetételek a különböző fázisokban, anyagáramok, stb.

Amennyiben a szabálynak megfelelő számú szabadsági fokot kötünk le, abban az esetben az összes többi állapotjelzőt ki tudjuk majd számolni. Ha a számítottnál kevesebb szabadsági fokot adunk meg, a rendszer alulhatározott, ha többet, akkor pedig túlhatározott lesz. Mind a két szituációt el kell kerülni.

Példa egykomponensű közegre: tiszta víz a hármasponton.

F: fázisok száma: 1

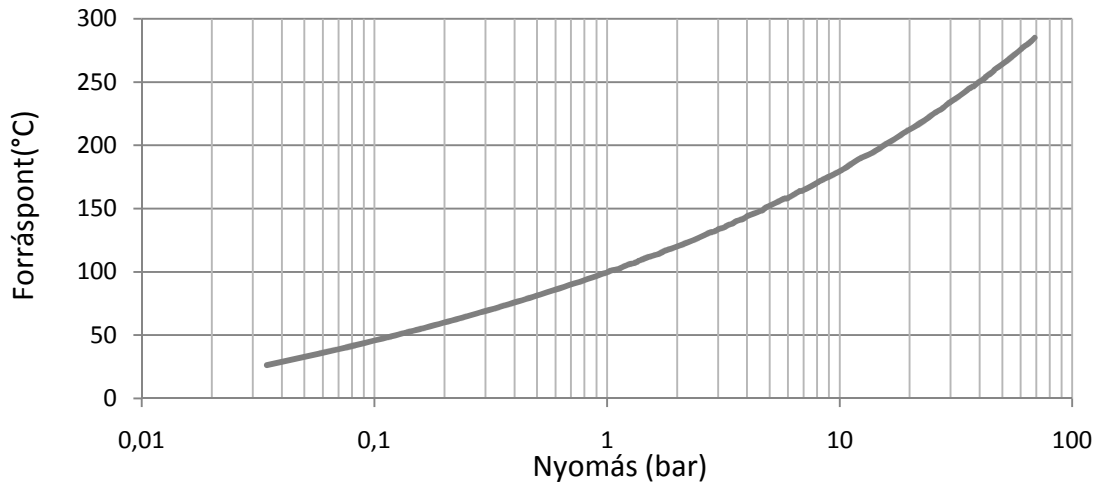
K: komponensek száma: 1

Sz: szabadságfokok száma: 0

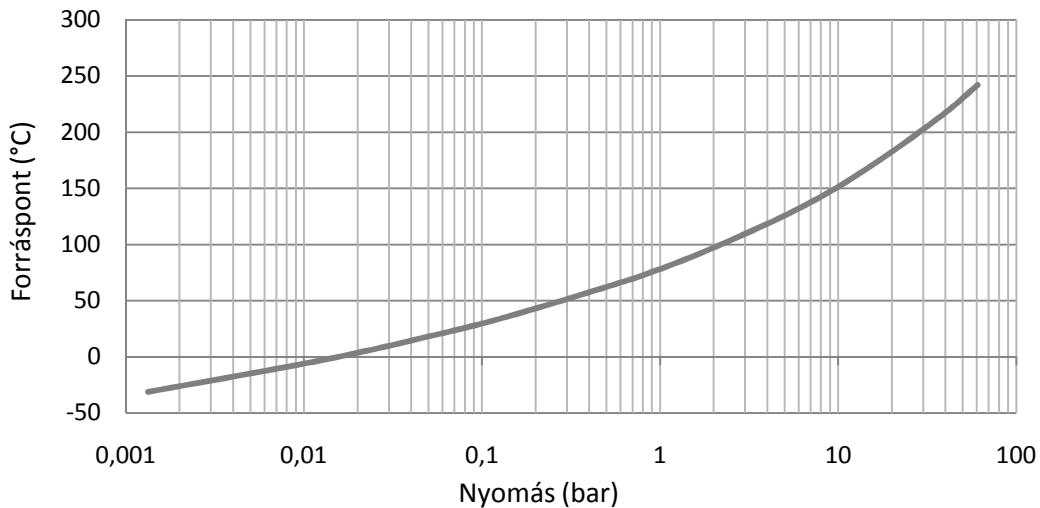
Forráspont

Egy tiszta (egy komponensű) anyag forráspontja egy adott nyomáson jellemző az anyagra. Ez azt jelenti, hogy a forráspont az anyagi minőségtől és a nyomás nagyságától függ. Adott folyadékeleg akkor forr fel, ha gőznyomása eléri a folyadék felett uralkodó nyomást.

Példa: víz és etanol forráspontjának változása a nyomás függvényében:



1.1.diagram: a víz forráspontjának nyomásfüggése



1.2.diagram: az etil-alkohol forráspontjának nyomásfüggése

Tenzió (szaturációs nyomás, gőznyomás)

Tenzió alatt az egykomponensű anyag felett, a gőztérben, egyensúlyi körülmények következtében kialakuló gőznyomást értjük. A forrponthoz hasonlóan függ az anyagi minőségtől, valamint a hőmérséklettől. A tenzió (p^0) és a hőmérséklet közötti összefüggést az Antione-egyenlettel írhatjuk le, melynek (egyik) általános alakja:

$$\lg p^0 = A - \frac{B}{C + T}$$

Az egyenletben szereplő tagok:

A, B, C: adott anyagra jellemző konstansok

T: hőmérséklet

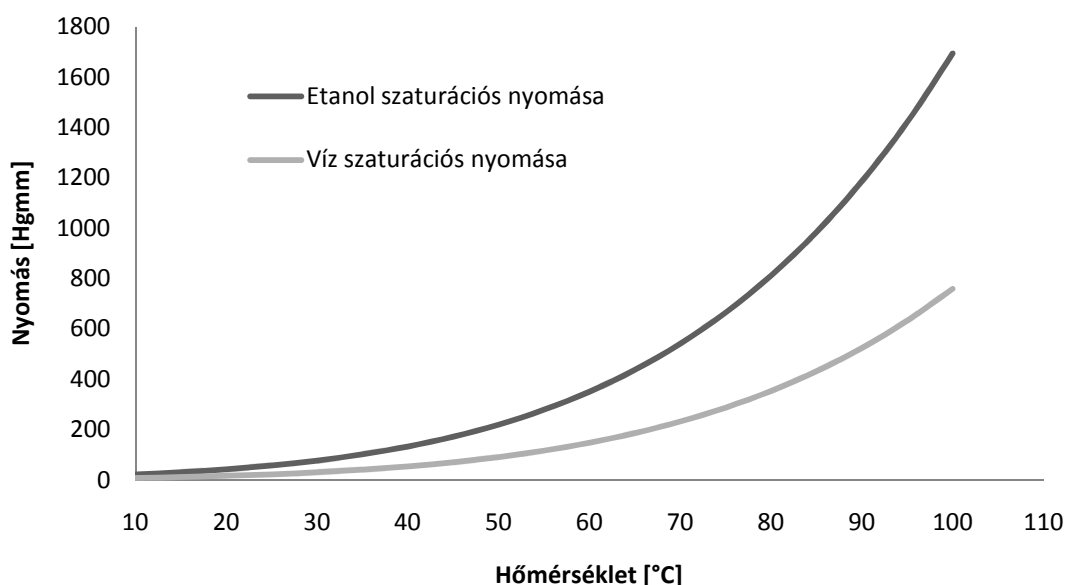
A vízre és etanolra meghatározott Antione-állandók értékei °C-ra és Hgmm-re vonatkoztatva:

(760Hgmm=101325Pa=1bar)

ANYAG	A KONSTANS	B KONSTANS	C KONSTANS	MINIMUM HŐMÉRSÉKLET	MAXIMUM HŐMÉRSÉKLET
Víz	8,07131	1730,63	233,426	1°C	100°C
Víz	8,14019	1810,94	244,485	99°C	374°C
Etanol	8,20417	1642,89	230,300	-57°C	80°C
Etanol	7,68117	1332,04	199,200	77°C	243°C

1.1.táblázat: Antoine-állandók

Szaturációs nyomások



1.3.diagram: A víz és etanol szaturációs nyomásainak összehasonlítása

Relatív illékonyság

A harmadik alapfogalom a relatív illékonyság. Ez a fogalom fejezi ki az illékonyságok különbözőségét, ezzel együtt a szétválaszthatósági hajlamot. Az az anyag lesz az illékonyabb, amelyiknek adott nyomáson kisebb lesz a forrponjtja. Ez azt jelenti, hogy folyadékelegy forrása esetén az illékonyabb komponens a gőztérben fog dúsulni, míg a folyadékban a kevésbé illékony lesz nagyobb hányadban. Számszerűsítése a következőképpen történik:

$$\alpha_{ij} = \frac{\frac{y_i}{x_i}}{\frac{y_j}{x_j}} = \frac{y_i x_j}{y_j x_i}$$

A képletben szereplő i és j indexek azt jelentik, hogy az i -edik komponensnek a j -edik komponensre vonatkoztatott illékonyságát határoztuk meg. Biner elegy esetén (vagyis amikor csak 2 komponens van a rendszerben), ezeket az indexeket elhagyhatjuk, viszont ilyenkor mindig az illékonyabb komponensnek a kevésbé illékonyhoz viszonyított illékonyságával kell számolni ($\alpha > 1$). Amennyiben a relatív illékonyság 1-re adódik ($\alpha = 1$), a két anyagot nem lehet elválasztani, mert a folyadékfázisbeli összetétel megegyezik a gőzfázisbelivel.

$$y_2 = 1 - y_1$$

$$x_2 = 1 - x_1$$

Ha elvégezzük ezeket az átalakításokat, a relatív illékonyság kifejezhető csupán az egyik komponens móltörtjeivel is:

$$\alpha = \frac{y_1(1-x_1)}{x_1(1-y_1)}$$

Ez az illékonyság három tényezőtől függ: a hőmérséklettől, a nyomástól és az összetételtől.

Egyensúlyi arány

Az egyensúlyi arány vagy megoszlási hányados azt fejezi ki, hogy adott komponens egyensúly esetén milyen viszonylagos mennyiségben szerepel a gőztérben és a folyadékban.

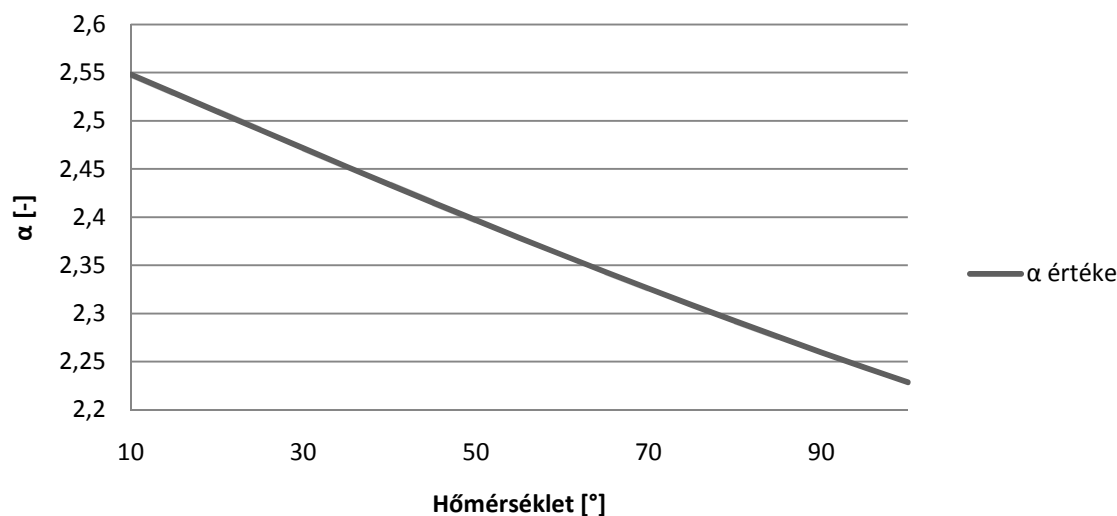
$$K_i = \frac{y_i}{x_i}$$

Ennek felhasználásával kifejezhető a relatív illékonyság:

$$\alpha_{ij} = \frac{K_i}{K_j}$$

Az így kiszámított relatív illékonyság szintén a hőmérséklettől, nyomástól, és az egyensúlyi összetételektől függ. A következő grafikonon ezt a hőmérsékletfüggést szeretném bemutatni, ahol a nyomást állandónak feltételeztem: ($p = 760 \text{ Hgmm} = 1 \text{ bar}$)

A relatív illékonyság hőmérsékletfüggése



1.4. diagram: A relatív illékonyság hőmérsékletfüggése

Parciális nyomás

A parciális nyomás az a résznyomás, amit akkor fejt ki a gázelegy adott j komponense, ha az egyedül töltene ki a rendelkezésre álló teljes térfogatot, vagyis a j komponens részesedése az össztérfogattól. Ha összeadjuk az összes komponens parciális nyomását, megkapjuk a rendszer össznyomását. Ezt fejezi ki a Dalton-törvény:

$$p_j = y_j P$$

A egyenletben szereplő tagok:

p_j : a j -edik komponens parciális nyomása

y_j : a j -edik komponens móltörtje a gőzfázisban

P : a rendszer össznyomása

Átrendezve az egyenletet: a parciális nyomások és össznyomás ismeretében meghatározható adott anyag gőzfázisbeli móltörtje:

$$y_j = \frac{p_j}{P}$$

A Raoult-törvény az ideálisnak tekintett állapotra vonatkozik. Azt fejezi ki, hogy bármely összetételnél, a vizsgált hőmérséklettartományban a fellépő parciális nyomás az adott komponens tenziójának és a folyadékfázisban lévő móltörtjének a szorzata.

$$p_j = p_j^0 x_j$$

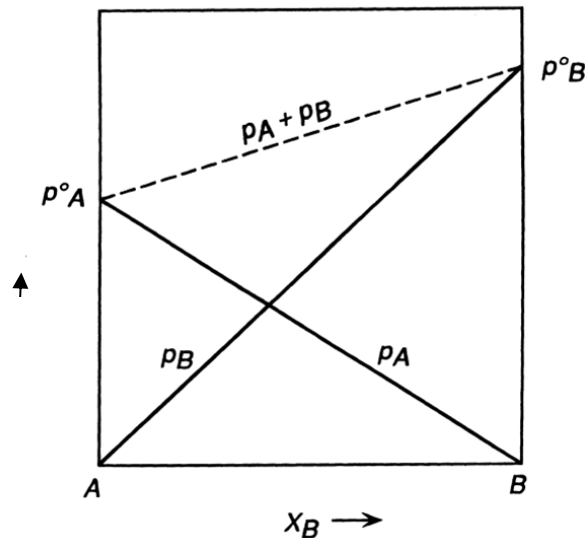
A egyenletben szereplő tagok:

p_j^0 : a j -edik komponens tenziója

x_j : a j-edik komponens móltörtje a folyadékfázisban

Az ideális állapot feltételezésével a relatív illékonyságot is megfogalmazhatjuk a tiszta komponensek adott hőmérsékletéhez tartozó tenzióinak az arányával.

$$\alpha_{ij} = \frac{p_i^0}{p_j^0}$$



1.1. ábra: A Raoult-törvény szemléltetése

Az eddig felvázolt képletek mind tökéletes gáz-ideális folyadék elegyet feltételeztek. Ideális gázok esetén a molekulák közötti vonzóerőket teljesen elhanyagoljuk, és feltételezzük, hogy a molekulák csak pontszerű testek, melyek kiterjedése az egész gáztérfogathoz képest elhanyagolhatóan kicsi. A levegő normál légköri nyomáson tökéletes gáznak tekinthető.

$$p \cdot V = \frac{m}{M} \cdot R^* \cdot T$$

Az egyenletben szereplő tagok:

- p = nyomás [Pa]
- V = térfogat [m^3]
- m = tömeg [kg]
- M = moláris tömeg [kg/mol]
- R^* = egyetemes gázállandó [8,314 J/molK]
- T = abszolút hőmérséklet [K]

Ideális folyadékok esetén a belső súrlódást és az összenyomhatóságot hanyagoljuk el. A folyadékok mindig felveszik az edény alakját, és részecskéire csak kis hatótávolságú összetartó erők hatnak.

Ezekkel az egyszerűsítésekkel végzett számítások elég jól közelítik a valós állapotokat, és az összefüggések is még átláthatóak.

A diplomamunkámban azonban víz-etanol rendszer szétválasztásával foglalkozom, és ezért az elegy fogalmát is tisztázni kell. Az elegyek olyan homogén, többkomponensű rendszerek, amelyekben az alkotórészek arányát tetszőlegesen változtathatjuk anélkül, hogy közben új fázis keletkezne vagy tűnne el. Ilyenformán az ideális elegyek keveredése során nem következik be:

- térfogatváltozás (az ösztérfogat az alkotóelemek térfogatának összegével egyenlő)
- kémiai reakció
- hőmérsékletváltozás (sem melegedés, sem lehűlés)
- az alkotóelemek tetszőleges arányban változtathatóak

Az etanol-víz rendszer nem tekinthető ideális elegynek, mert a térfogata kisebb, mint a víz és etanol térfogatának összege.

Az elegyek másik fontos tulajdonsága, hogy forráspontjuk és harmatpontjuk nem esik egybe. Míg tiszta anyagoknál ez a két érték egybeesik, addig az elegyeknél keletkezik egy köztes, heterogén fázisú mező.

Forráspontnak azt a hőmérsékletet nevezzük, amely hőmérsékleten megjelenik az első gőzfázisú részecske, és ezen hőmérséklet alatt az elegy tisztán folyadékfázisú. Az angol irodalom bubble point-nak (BP) nevezi.

Harmatpontnak azt a hőmérsékletet nevezzük, ahol megjelennek az első gőzfázisból kondenzálódott folyadék részecskék. Ezen hőmérséklet felett az elegy tisztán gőzfázisú. Az angol irodalom ezt dew point-nak (DP) nevezi.

A Dalton- és Raoult-törvények felhasználásával ezeket a forráspontgörbéket meghatározhatjuk állandó hőmérsékletre.

Az izoterm forráspontgörbe:

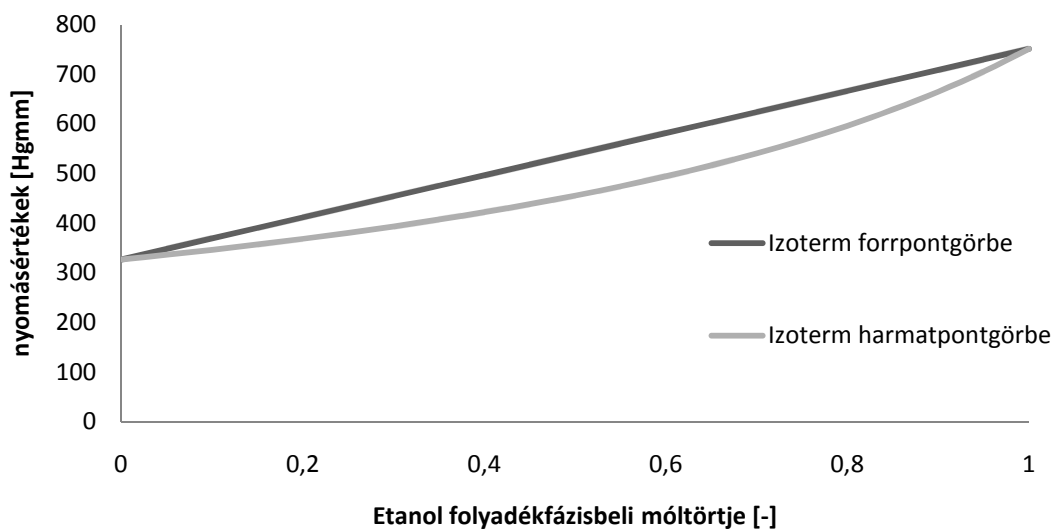
$$P_{forr} = p_2^0 + x_1(p_1^0 - p_2^0)$$

Az izoterm harmatpontgörbe:

$$P_{harmat} = \frac{p_1^0 \cdot p_2^0}{p_2^0 + (p_1^0 - p_2^0) \cdot y_1}$$

A képletben szereplő 1-es index az illékonyabb komponensre (etanol) vonatkozik, a 2-es a kevésbé illékonyra (víz).

Folyadékelegyek forrpontja és harmatpontja (78°C-on)



1.6. diagram: Izotermikus forrás- és harmatpont

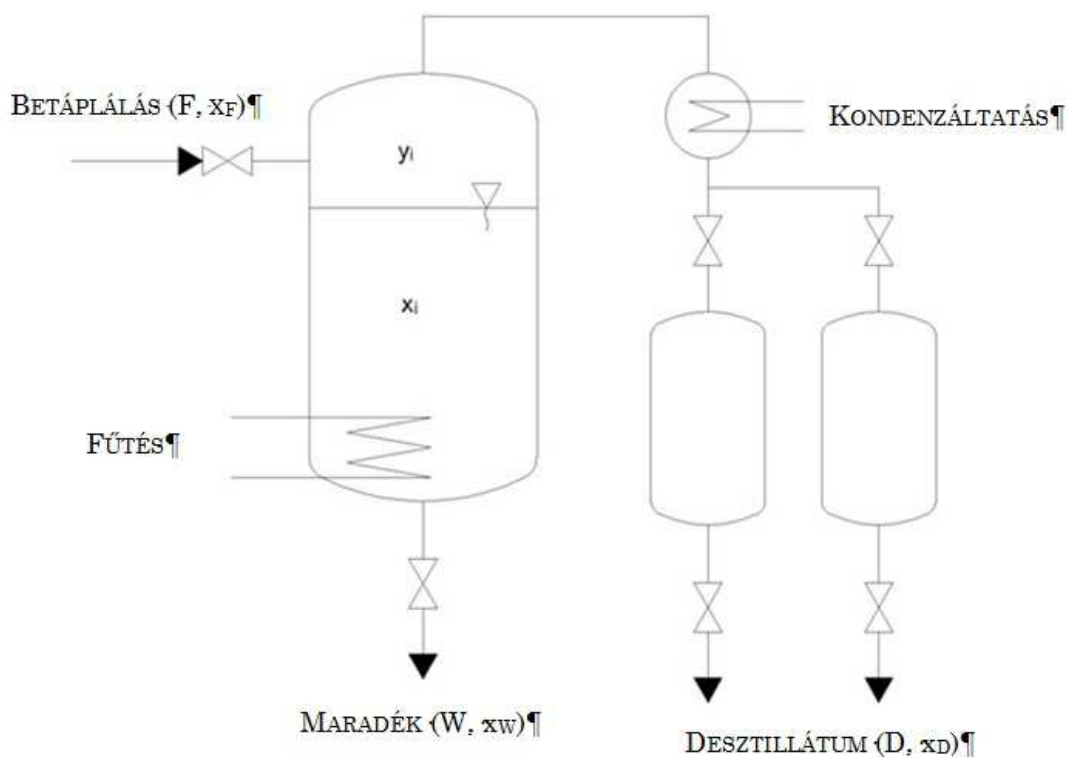
A reális elegyek tipikus sajátossága az azeotrópia. Azeotrópia esetén a gőzfázis összetétele megegyezik a folyadékfázis összetételével. Az ilyen pontokban az elegy tiszta folyadékként viselkedik, desztillációval a további dúsítás nem végezhető el. Az etanol-víz rendszernek 95,63 m/m % etanol tartalomnál van azeotrópos elegye. A vegyészetben ezt az összetételt nevezik tiszta alkoholnak.

Az azeotrop-pont helyzetétől megkülönböztetünk minimum-forráspontú (etanol-víz), maximum-forráspontú (salétromsav-víz) és heteroazeotropos elegyet (benzol-víz).

2. Desztilláció típusok

2.1. Szakaszos desztilláció

A legegyszerűbb folyadékelegy-szétválasztó művelet. A forralókészülékbe bemért adott mennyiségű és összetételű szétválasztandó folyadékelegyet valamilyen hőközléssel elpárologtatunk, a gőzt kondenzáltatjuk, a párlatokat pedig tartályokban összegyűjtjük. Ebben az esetben a szétválasztás egy tálcán valósul meg. Elvi vázlata a következő:



2.1. ábra: Szakaszos desztilláció

Az ábrán az L , W , D a tömegeket, az x^i az összetételt, az $y_{i,s}$ pedig az egyensúlyi gőzösszetételt jelöli.

Felírhatóak a mérlegegyenletek:

Tömegmérleg:

$$F=W+D$$

Komponensmérleg i -re:

$$F \cdot x_i^F = D \cdot x_i^D + W \cdot x_i^W$$

Komponensmérleg j -re:

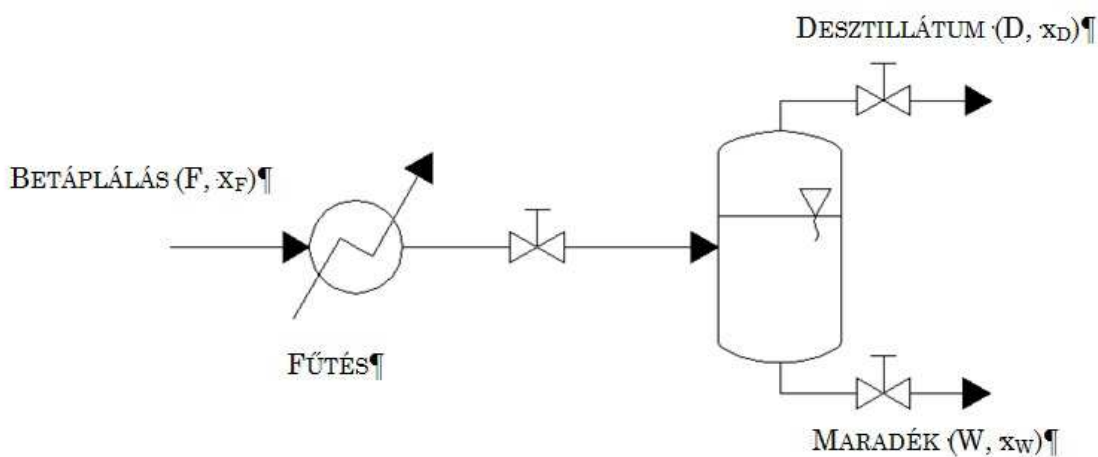
$$F \cdot x_j^F = D \cdot x_j^D + W \cdot x_j^W$$

Ennek a típusú desztillációnak a célja általában folyadékelegyek több részre bontása vagy tisztítása (például az elpárologtatható folyadék rész elválasztása az alkotóelemektől, amelyekben a hőmérséklet további emelése azok kémiai összetételét károsan megváltoztatná). Ezen az elven működik a laboratóriumi desztilláció.

Ilyen desztillációs megoldással elvileg bármilyen maradéktisztaság elérhető, viszont ennek jelentős az energiaigénye. A gyakorlatban csak kisebb mértékű tisztításokhoz alkalmazzák. Nagy hátránya még, hogy minden feltöltés és lepárlás elkezdésekor a forraló edényt fel kell tölteni, lepárlás után pedig a forralást leállítani, illetve az edényt kitisztítani. Ezek miatt a módszer nem alkalmas nagyobb mennyiségű termelés esetére.

2.2. Folyamatos desztilláció

Hasonló elven működik az egyszerű desztillációval, viszont jóval gazdaságosabb. Ezzel a módszerrel egy egyensúlyi fokozatnak megfelelő, állandósult állapot érhető el. A betáplálást részlegesen elpárologtatják, a keletkező folyadék és pára egymással egyensúlyban vannak. A művelet alatt a forrási hőmérséklet állandó. Nincsenek idővesztések (feltöltés, leállítás, tisztítás), hanem a termelés folyamatosan, 24 órán keresztül lehetséges, és csak karbantartás vagy üzemzavar esetén kell leállítani. További előnye, hogy jobban műszerezhető és automatizálható, mint a szakaszos megoldás.



2.2. ábra: Folyamatos (flash) desztilláció

A tömegmérlegek és a komponensmérlegek az előzőhöz hasonlóan alakulnak. Szétválasztási szempontból nincs közöttük különbség, csak üzemeltetési szempontból van.

Készülék szempontból három típust különböztetünk meg:

1. folyamatos egyensúlyi desztilláció állandó nyomáson

2. flash desztilláció nyomáscsökkentéssel (lásd 2.2. ábra)
3. folyamatos egyensúlyi desztilláció részleges kondenzáltatással

2.3. Rektifikáció

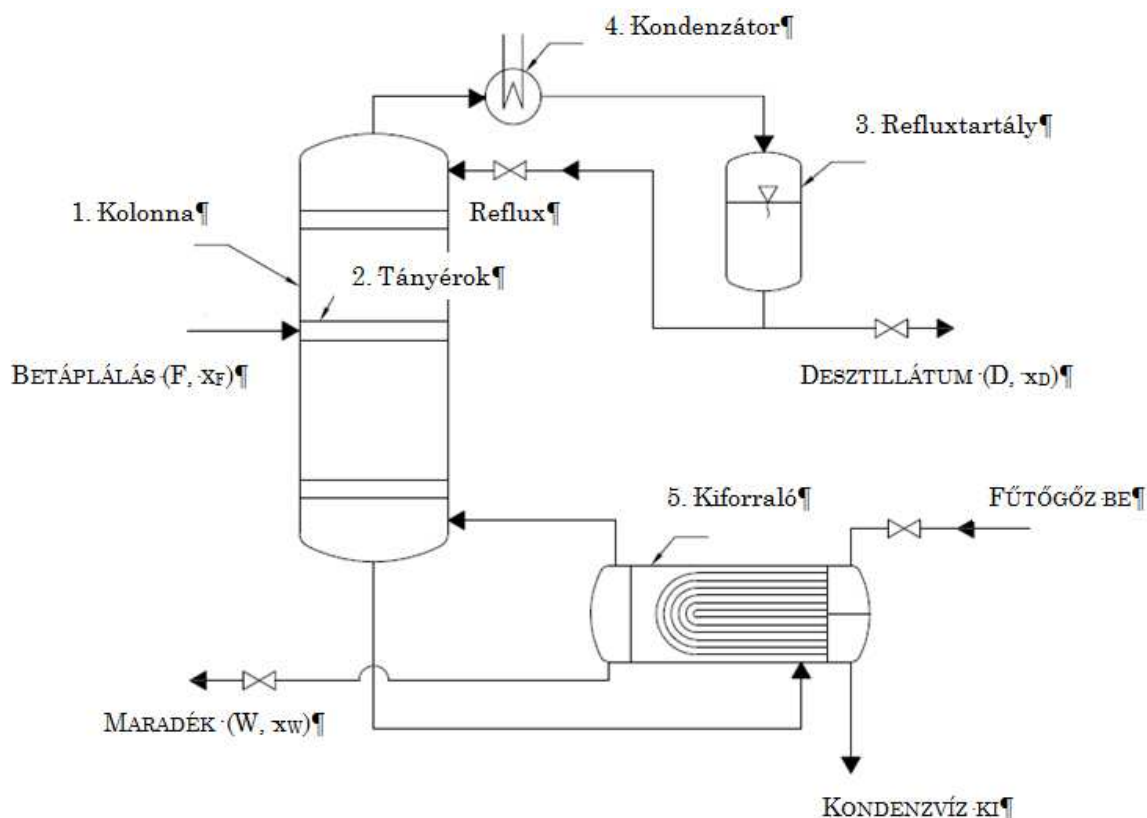
A desztillációval elérhetjük, hogy a desztillátum összetétele különbözzön a maradék összetételétől, viszont teljes komponensszétválasztás nem valósul meg. Annak érdekében, hogy mégis sikerüljön ezt a célt elérnünk, több desztillálási folyamatot kell egymás után elvégeznünk. Energetikailag viszont ezeknek az egymás után elvégzett desztillációknak nagyon rossz a hatásfoka, ezért kitalálták a rektifikálás műveletét. Míg a desztillálás egyetlen tényeron valósul meg, addig a rektifikálás több, egymás fölött elhelyezett, valamilyen tényérkonstrukción. Egy tetszőlegesen kiválasztott tényérnek a betápjá az alatta lévő tényér gőzfázisa lesz, míg refluxa a fölötte lévő tényér folyadékfázisa. Ezzel a megoldással rengeteg hőenergiát lehet megspórolni, mivel a rektifikáló oszlopnak csak egyetlen kiforraló hőcserélője, illetve egy kondenzátora lesz, szemben az egymás után elvégzendő desztillálással, ahol minden egységnek kell hőközlés.

A rendszer gőzfázisában az illékonyabb komponens fog dúsulni, míg a folyadékfázisban a kevésbé illékony komponensek. Így akár teljes komponensszétválasztás is megvalósítható.

A műveletet megvalósító készülék a rektifikáló oszlop (kolonna). Ez egy hengeres kialakítású, általánosan fémből készült edény. A kolonna belsejében találhatóak a tényérok vagy töltetek (töltött vagy töltetes oszlopok), amiken a fázisérintkezés történik meg.

A betáplálás általában az oszlop közepén történik. A tényérokon megvalósul a fázisszétválasztás, a gőzfázis felfelé halad, a folyadékfázis lefelé. Annak biztosítására, hogy az oszlop tetején is legyen lecsurgó folyadék, a gőzfázist hőcserélőben (kondenzátorban) lekondenzáltatjuk, és a legfelső tényérra refluxként visszavezetjük. Hasonló módon, az oszlop alján pedig felfelé haladó gőzfázist szeretnénk, amit egy kiforraló hőcserélővel érhetünk el.

Elvi vázolata a következő:



2.3. ábra: Rektifikálás

A desztillációhoz hasonlóan az anyag- és komponensmérlegnek itt is meg kell egyeznie mind az egész oszlopot nézve, mind 1-1 tányért nézve.

Ideális tányér

Ahhoz, hogy a későbbiekben számolni tudjuk a tányérokban lévő egyensúlyokat, definiálni kell, hogy mit is tekintünk ideális tányérnak vagy ideális fokozatnak. Az ideális tányérről felszálló gőz száraz telített állapotú, folyadékcseppeket nem ragad magával. Az erre jutó és az innen távozó anyagáramok egyenlők:

$$V_{n+1} + L_{n-1} = V_n + L_n$$

Az anyagárammal párhuzamosan a hőmérleg is felírható. Ha feltételezzük, hogy a kolonna adiabatikusan működik (és jó szigetelés esetén élhetünk ezzel a feltételezéssel), akkor a tányéron nincs hőveszteség. A feljebb lévő tálcáról visszafolyó folyadékból az illékonyabb komponens elpárolgásához szükséges energiát a lejjebb lévő tálcáról felfelé szálló gőzben lévő nehezebb komponens lekondenzálódása során felszabaduló energiájából nyeri. Ebből az is következik, hogy ugyanannyi mól kondenzálódik le, mint amennyi elpárolog. Ezért a dúsító és a szegényítő szakaszra külön-külön igaz, hogy a gőz- és a folyadékáram állandó.

Dúsító szakaszra:

$$V_{n+1} = V_n = V_{n-1} = \text{állandó}$$

$$L_{n+1} = L_n = L_{n-1} = \text{állandó}$$

Szegényítő szakaszra:

$$V'_{m+1} = V'_m = V'_{m-1} = \text{állandó}$$

$$L'_{m+1} = L'_m = L'_{m-1} = \text{állandó}$$

2.4. Rektifikáló készülékek

A rektifikáló kolonnák két típusát különböztetjük meg: a tányéros és töltetes kolonnákat.

Tányéros kolonnák

A tányéros tornyok hengeres készülékek, megfelelő távolságokban (rendszerint 500mm) helyezük el a különféle tányérszerkezeteket. Ezeken a tányérokon valósul meg a gőzfázis és folyadékfázis érintkezése, rajtuk gőz-folyadék diszperz rendszert tartalmazó réteg alakul ki. A gőz ezeken a rétegeken kisebb-nagyobb buborékok, vagy összefüggő gőzáram formájában áthalad, és így a következő, felette lévő tányérra jut, míg a folyadék az alatta lévő tányérra távozik. A betáplálás általában a középső tányéron van, a fejrészen távoznak az illékonyabb elegygőzök, ezek a kondenzátumban cseppfolyósodnak, míg a nehezebb komponensek a torony alján, folyadékfázisban távoznak.

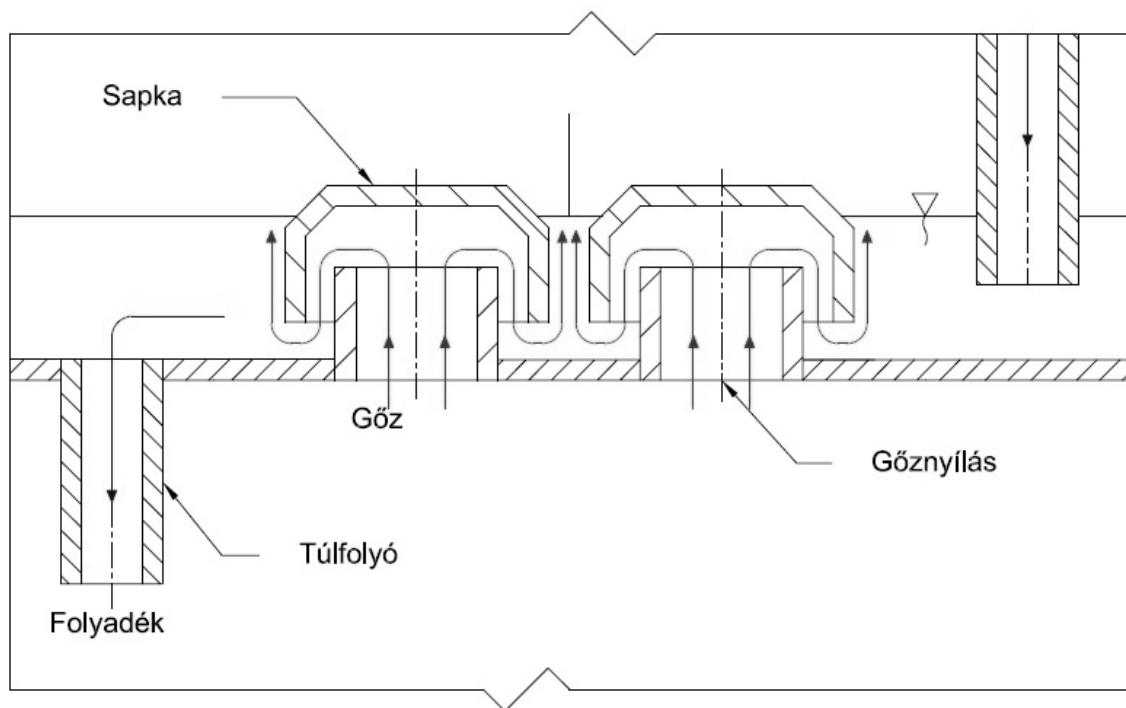
Tányértípusok

1. Folyadéktúlfolyóval ellátott tányérok

A túlfolyós tányérok esetén a folyadék egy külön szerkezeten kerül a tányérra, és ennek fogadására rendszerint egy beömlőgátat is építenek. A jobb gőz-folyadékérintkezés előidézésére a tányéron különböző típusú szerkezetek vannak felszerelve. Az első ilyen tányértípus a buboréksapkás tányér. Ennél a konstrukciónál a fészálló gőz a kéményen áthaladva a harangokon belül a folyadék alá jut, majd ezen átbuborékol. A gőz folyadékba való beoldását elősegíti a sapkák alakja. A sapkák alsó része fűrészfog-alakúra van kiképezve. Ez a cikk-cakkos profil a gőzfázist nagyobb folyadéktérfogatba kényszeríti, és mivel nagyobb térfogaton érintkezik a két fázis, így az oldódás is jobb lesz. Előnye a jó üzembiztonság, a jó hatásfok és a rugalmas működés, hátránya pedig, hogy maga a konstrukció bonyolult, nagy a szerkezeti anyag-igénye, valamint korlátolt a kapacitása.

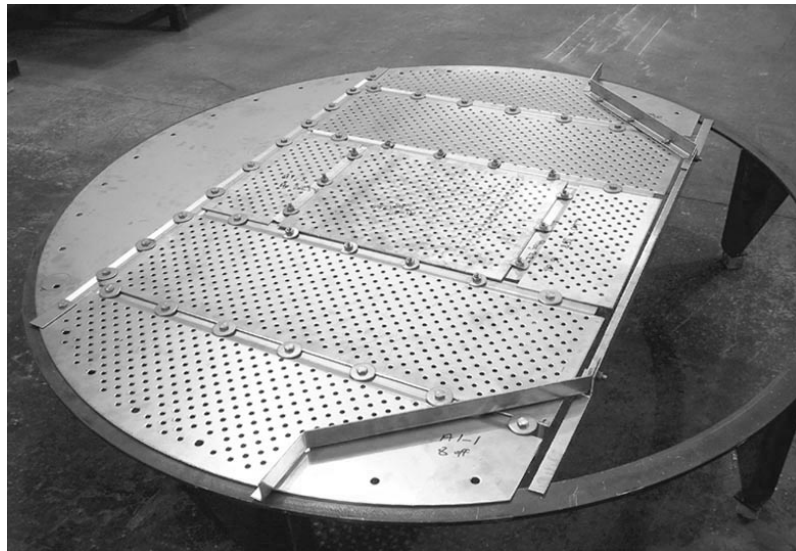


2.1. kép: Buboréksapkás tányér
(forrás: qrbiz.com)



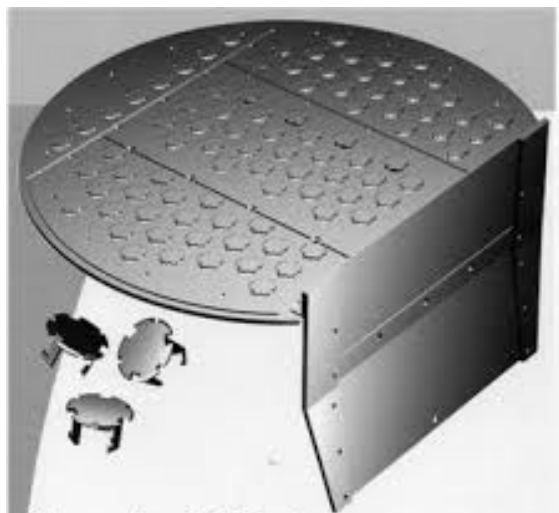
2.4. ábra: Buboréksapkás tányér működési elve

A második legelterjedtebb típus a szitatányér. Ezek olyan síklemezek, amelyeken apró lyukakat fúrnak a gőzök átáramlásának biztosítására. Előnye az egyszerű konstrukció, jó hatásfok, olcsóság.



2.2. kép: Szitatányér
(forrás: ppliko.free.fr)

A túlfolyós tányérok közé tartoznak még a szelepes tányérok. Ezeket a hatásfok és a rugalmasság növelésére vezettek be. A változó terheléshez alkalmazkodó szelepeket szereltek be a működési tartomány növelésének céljából. A szelepek emelkedése és süllyedése biztosítja a különböző átömlési keresztmetszetet.



2.3. kép: Szelepes tányér
(forrás: kenningengineering.com)

2. Túlfolyó nélküli tányérok

Ezeknél a tányéroknál nem biztosítják a folyadék és gőz külön áramlási útját, a két fázis ugyanazonokon a nyílásokon haladnak át. Ezekre általánosan jellemző a kis nyomásveszteség, kis szerkezeti anyag-igény, nagy kapacitás, olcsóság, könnyű üzemeltethetőség és karbantartás. Ezen a csoporton belül is 3 altípust különböztetünk meg:

- szelep nélküli tányérok
- szelepes tányérok

- billenőelemes tányérok

Töltetes kolonnák

A töltetes oszlopoknál folytonos érintkeztetés valósul meg. Általánosan gázabszorpcióban és deszorpcióban alkalmazzák őket. Két nagy csoportját különböztetjük meg: ömlesztett és rendezett töltettel rendelkező oszlopok.

A töltetanyag anyaga lehet:

- fém, ha a közeg nem korrozív. Nagy kapacitás és jó hatásfok jellemzi őket, viszont viszonylag drágák, és a nedvesítésük sincs olyan jó, mint a kerámiáké.
- kerámia. Kisebb kapacitásúak, mechanikailag kevésbé ellenállóak. A fémeknél előnyösebb tulajdonságokat magas hőmérsékleten és korrozív közegek esetén mutatnak.
- polimer. Olcsóak, viszont a mechanikai szilárdságuk és ellenálló-képességük a legrosszabb.

Működésük hatékonyságát két jellemzővel tudjuk leírni:

1. Átvételi egységmagasság: HTU
2. Elméleti tányérszám: NTU

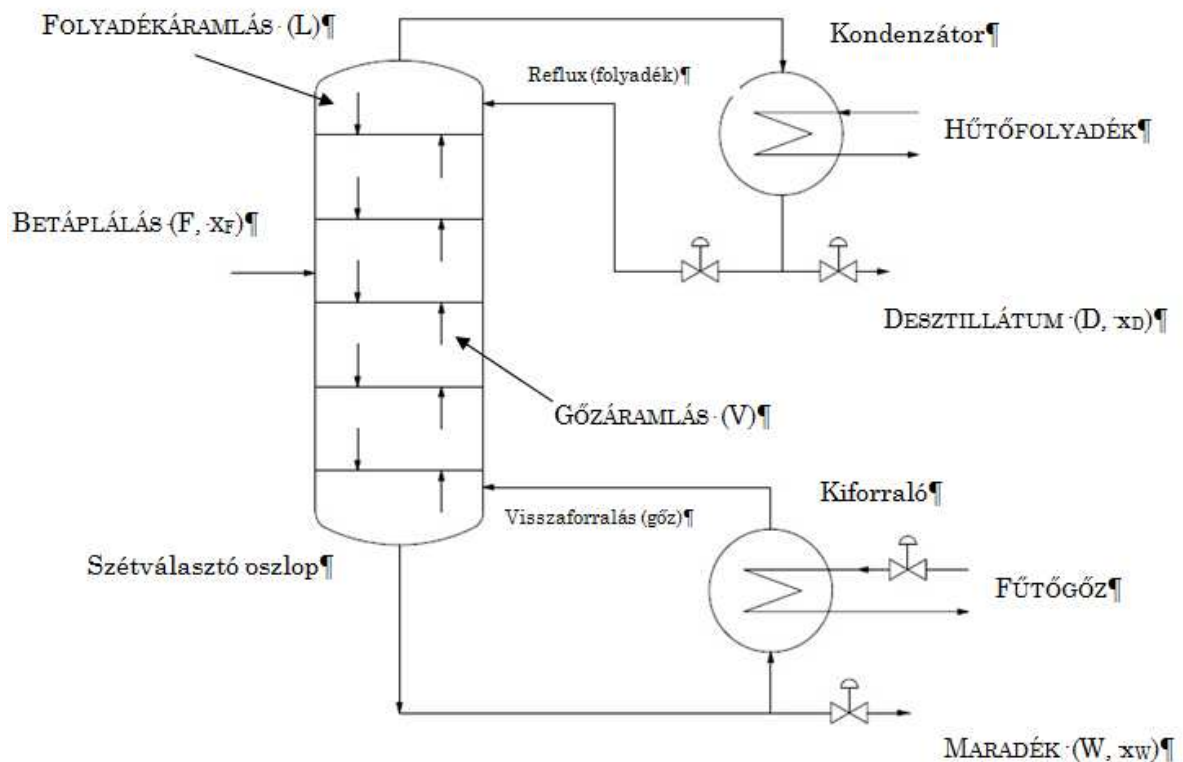
Az oszlop magasságát a két jellemző szorzatából tudjuk meghatározni.

Töltetes kolonnákat az alábbi esetekben szoktak használni:

- vákuumos berendezéseknél
- olyan berendezéseknél, ahol kis nyomáscsökkenést kell tartani
- kis átmérőjű kolonnák esetén
- korrozív rendszerek esetén
- habzásra hajlamos komponensek szétválasztásánál
- szakaszos desztillációnál

3. Rektifikáció

A rektifikálás elméletének bemutatását biner, azaz kétkomponensű elegyek szétválasztásával teszem meg.



3.1. ábra: A rektifikáció vázlata

Az alábbi jelölésekkel kifejezhetjük a rektifikáló oszlop teljes anyagforgalmát és komponensforgalmát:

$$F = W + D$$

$$Fx_F = Wx_W + Dy_D$$

Ugyanezt kifejezhetjük a kolonna fejrésznél található kondenzátorra:

$$V = L + D$$

A rektifikáció élességét javítja, ha a lekondenzáltatott fejtermék egy részét a legfelső tányérra visszavezetjük a felszálló gőzök másodlagos öblítésére. Ennek a

visszavezetett folyadéknak reflux a neve. A visszaáramoltatott reflux és az elvezetett párlat arányát refluxarányának nevezzük, kiszámítása a következő:

$$R = \frac{L}{D} \rightarrow V = (R + 1)D$$

Az egyensúlyi állapot kifejezhetjük a tetszőleges n -edik tányérnál elhatárolt kolonnarészre:

1. anyagegyensúly: $V_{n+1} = L_n + D$

2. komponensegyensúly: $V_{n+1}y_{n+1} = L_nx_n + Dx_D$

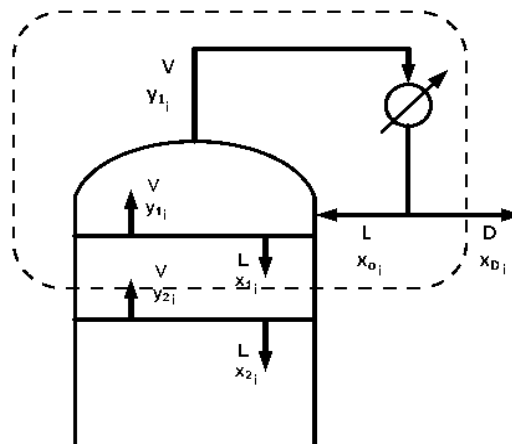
(a tányérok felülről lefelé számozzuk)

Feltételezhetjük, hogy a gőz- és folyadékfázis móláramjai a kolonna magassága mentén nem változnak:

$$L_n = L_{n+1} = \dots = L$$

$$V_n = V_{n+1} = \dots = V$$

Az ismert adatokból meghatározható a felső munkavonal egyenlete. A meghatározásához szükséges adatokat a következő vázlatból könnyen kiolvashatjuk:



3.2. ábra: A kolonna fejrésze (forrás: unimasr.com)

Ilyenkor a legfelső tányérről távozó gőzfázist, valamint a visszavezetett refluxot és az elvezetett párlat komponensegyensúlyát kell felírni:

$$Vy_{n+1} = Lx_n + Dx_D$$

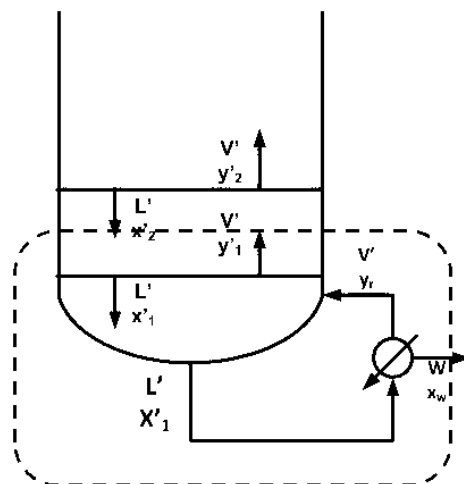
Kifejezve az illékonyabb komponens gőz fázisban vett móltörtjét, megkapjuk a felső munkavonal egyenletét:

$$y_{n+1} = \frac{L}{V}x_n + \frac{D}{V}x_D$$

Ugyanez az egyenlet a refluxarányokkal kifejezve:

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{1}{R+1}x_D$$

Ez a munkavonal az elméletileg szükséges tányérszám meghatározásához feltétlenül szükséges.



3.3. A kolonna fenékrésze (forrás: unimasr.com)

Ebben az esetben a legalsó tálcára kell felírni az egyensúlyi egyenleteket:

Egyensúlyi állapot:

$$L'x_{n+1} = V'y_n + Wx_w$$

Ebből az alsó munkavonal egyenlete:

$$y'_n = \frac{L'}{V'}x'_{n+1} - \frac{W}{V'}x_w$$

Elméleti tányérszám meghatározása

Elméleti tányérszámnak nevezzük az olyan működő tányéért, amelyről a felszálló pára egyensúlyban van a tányérről lecsorgó folyadékkal. Ezzel lehet jellemezni egy rektifikáló oszlop szétválasztó képességét vagy a szétválasztási feladat nehézségét.

Az elméleti tányérszám meghatározására szolgáló grafikus eljárások közül A McCabe-Thiele-féle módszer a legelterjedtebb. Ez az ekvimoláris párolgás tételét alkalmazza. Eszerint ha a kondenzációs hő és a párolgáshő megegyezik, akkor a tányéért elhagyó gőz és folyadék mennyisége nem változik.

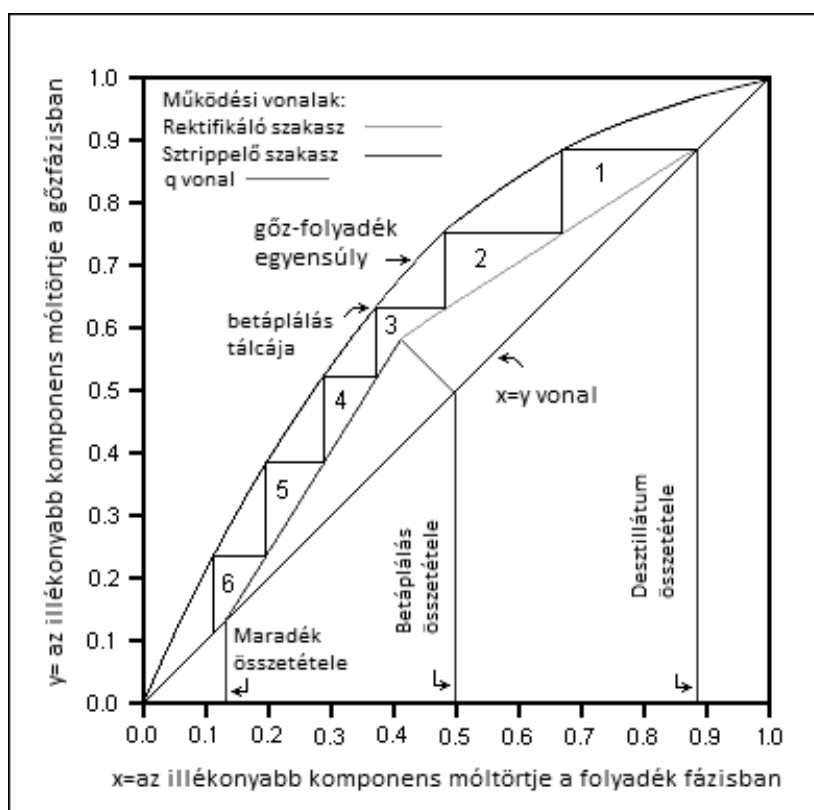
A szerkesztés menete:

Első lépésként felrajzoljuk a rektifikálandó elegy egyensúlyi diagramját.

Utána berajzoljuk a felső munkavonalat. Ennek az egyenesnek az egyik ismert pontja az $x=y$ egyenes és az x_D egyenes metszéspontja, a másik pedig az y tengelyen lévő $\frac{x_D}{R+1}$ érték. A két pontot összekötve megvan a felső munkavonal.

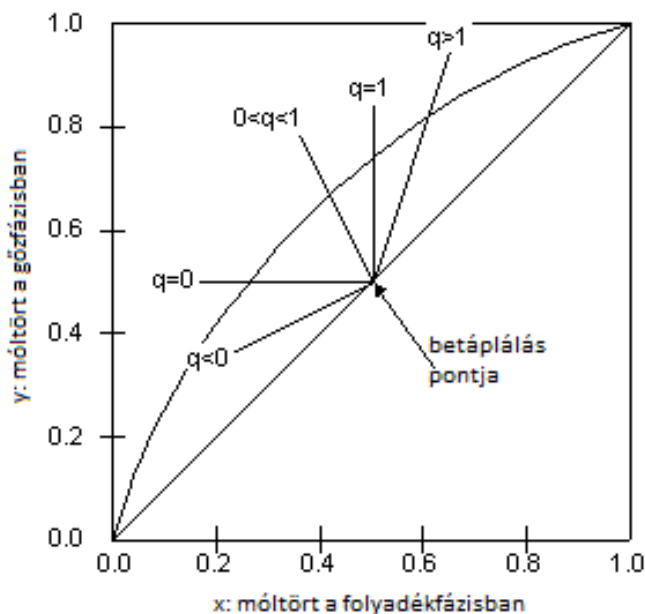
A következő az alsó munkavonal. Ennek az egyenesnek az egyik ismert pontja az $x=y$ egyenes és x_B metszéspontja, a másik pedig az x tengelyen lévő $\frac{x_B}{q}$ érték. Ezt az egyenest a felső munkavonal egyeneséig kell húzni.

Most már ismerjük a működési tartományt, megrajzolhatjuk a lépcsőket a gőz-folyadék egyensúlyi vonal és a munkavonalak között. A szerkesztést addig kell végezni, hogy az utolsó tányér a maradék összetételénél kisebb összetételű legyen.



3.4. ábra: McCabe-Thiele szerkesztés

A szerkesztésből az elméleti tányérszámon kívül a betáplálás minőségére is következtethetünk. A diagramon látható q vonal meredeksége határozza meg, hogy a betáplálást milyen fázisban végezzük el.



3.5. ábra: Betáplálás vonala

Az ábrán látható q vonalak jelentése:

- $q=0$: telített gőz
- $q=1$: forrpointi folyadék
- $0 < q < 1$: gőz és folyadék keveréke
- $q > 1$: túlűtött folyadék
- $q < 0$: túlhevített gőz

Kulcskomponensek

A biner elegyknél egyszerű meghatározni a szétválasztási feladatot: a fejtermék lesz az illékonyabb komponens, valamilyen töménységben. Többkomponensű szétválasztás (például szénhidrogének rektifikálása) esetén kicsit nehezebb ezt meghatározni. Az illékonyág alapján a komponenseket rangsorolni kell. Ezután el kell dönteni, hogy a fej- és fenéktermékben milyen komponensek lehetnek jelen.

Nehéz kulcsnak azt a komponenst nevezzük, amelyet szeretnénk a fejtermékből eltávolítani, könnyű kulcsnak pedig azt, amely a fenéktermékben nem kívánatos. Ezeknek a kulcsoknak a töménységét pontosan meg kell határozni.

BETÁPLÁLÁS	FEJTERMÉK	FENÉKTERMÉK
A	A	-
B	B	B=könyű kulcs
C	C=nehéz kulcs	C
D	-	D

3.1 táblázat: példa a kulcskomponensek meghatározására

A betáplálás az A-B-C-D négykomponensű elegy. 'A' a legillékonyabb, 'D' a legkevésbé illékony komponens. A 'B' lesz a fenéktermékben a könnyű kulcs, melynek összetételét x_{WLK} -val jelöljük, míg a fejtermékben a 'C' lesz a nehéz kulcs, ennek a jelölése: x_{DHK} .

Refluxok

Refluxnak nevezzük a kondenzáltatott fejtermék visszavezetését a legfelső tányérra. A legtöbb fejterméket akkor kapnánk, ha mindet elvezetnénk, viszont ekkor a refluxarány 0 lenne, vagyis sima desztillációt végeznénk. Ez azt jelenti, hogy van ennek a refluxnak egy minimális értéke.

Minimális reflux

Minimális refluxnak azt a refluxarányt nevezzük, amikor a rektifikálás még véges tálcaszámmal megvalósítható. Ettől nagyobb arány alkalmazásával a tálcák száma csökkenni fog. Értékét az Underwood-egyenlettel határozhatjuk meg:

$$R_r^{min} = \frac{x_B^* - x^M}{y_B^* - x_B^*}$$

$$R_{min} = \frac{x^D - y_B^*}{y_B^* - x_B^*}$$

Az összefüggésben szereplő tagok:

- R_r^{min} : minimális visszaforrálási arány
- R_{min} : minimális refluxarány
- x_B^* : az egyensúlyi görbe és q-vonal metszéke a folyadékfázisra vonatkoztatva
- y_B^* : az egyensúlyi görbe és q-vonal metszéke a gőzfázisra vonatkoztatva

Teljes reflux

Maximális refluxról abban az esetben beszélünk, amikor mind a desztillátum, mind a maradék elvételét befejezzük. Ilyenkor stacionárius állapot áll fel, az oszlopot a kiforráló hőcserélő működteti. Ehhez az állapothoz tartozik a minimális tányérszám, melyet a Fenske-egyenlettel határozhatunk meg:

$$N_{min} = \frac{\log \frac{(1 - x^M) \cdot x^D}{(1 - x^D) \cdot x^M}}{\log \alpha} - 1$$

Optimális reflux

Az optimális reflux a rektifikáló oszlop beruházási és üzemeltetési költségének összegének a minimumában található. A beruházási költségbe maga az oszlopszerkezet, a tányérok, az összeszerelés költségei tartoznak, míg az üzemeltetési

költségek legfontosabb összetevői a kiforralóba befektetett hőenergia és a kondenzátorban felhasznált hűtővíz költsége.

Pálinkafőző berendezések gyakorlati kivitelezése

Az élelmiszeriparban használt leggyakoribb rektifikáló berendezések a pálinkafőző készülékek. Elvben nem sokban különbözik például a szénhidrogén-szétválasztó tornyoktól, a gyakorlatban mégis vannak olyan körülmények, ami miatt körültekintőbben kell eljárunk. Mivel ebben az esetben emberi fogyasztásra alkalmas terméket állítunk elő, szigorúbbak a biztonsági előírások.

A pálinkafőző berendezések három fő részből állnak: a folyékony cefrét tartalmazó üst, a szétválasztást végző oszlop, és a különböző kiegészítő berendezések (csővezetékek, biztonsági szerelvények, mintavételező eszközök).

Üst

Az üst a berendezés legnagyobb térfogatú és a legtöbb funkciót tartalmazó részegysége. Ez szolgál a folyékony fázisú cefre befogadására, és itt történik a hőközlés is. Ennek megfelelően a folyadék fázissal érintkező felületet olyan anyagból kell elkészíteni, amelynek jó a hővezető képessége, másrészt nem fog korrodálni. Ezért általában korrózióálló acélból (pl. 1.4301) készül az üst alja. A melegítés hatására keletkező gőz fázis, ahogy felfelé száll, találkozhat az üst tetejével, és innen fog átkerülni a szétválasztó oszlopra. A felszálló párában előfordulhatnak mérgező cian- és egyéb mérgező vegyületek is, (amik a nem megfelelő cefre-előkészítés miatt keletkeznek) amik természetesen nem kerülhetnek majd a termékbe. Ezért kihasználjuk a réz azon jótékony tulajdonságát, hogy ezeknél a mérgező anyagoknál katalizátorként működik, és segít elbontani azokat. Így az üst tetejét már vörösrézről készítik el, melyet karimás kötéssel, tömitést használva csatlakoztatnak a rozsdamentes acél alsórészhez. Ügyelni kell arra, hogy a folyadékfázis szintje ne érje el ennek a kötésnek a magasságát, illetve ezen a felületen már ne történjen hőátadás. A folyadékfázissal való hőközlés minden ismert módon történhet, ennek függvényében kell majd a kialakítást elvégezni.

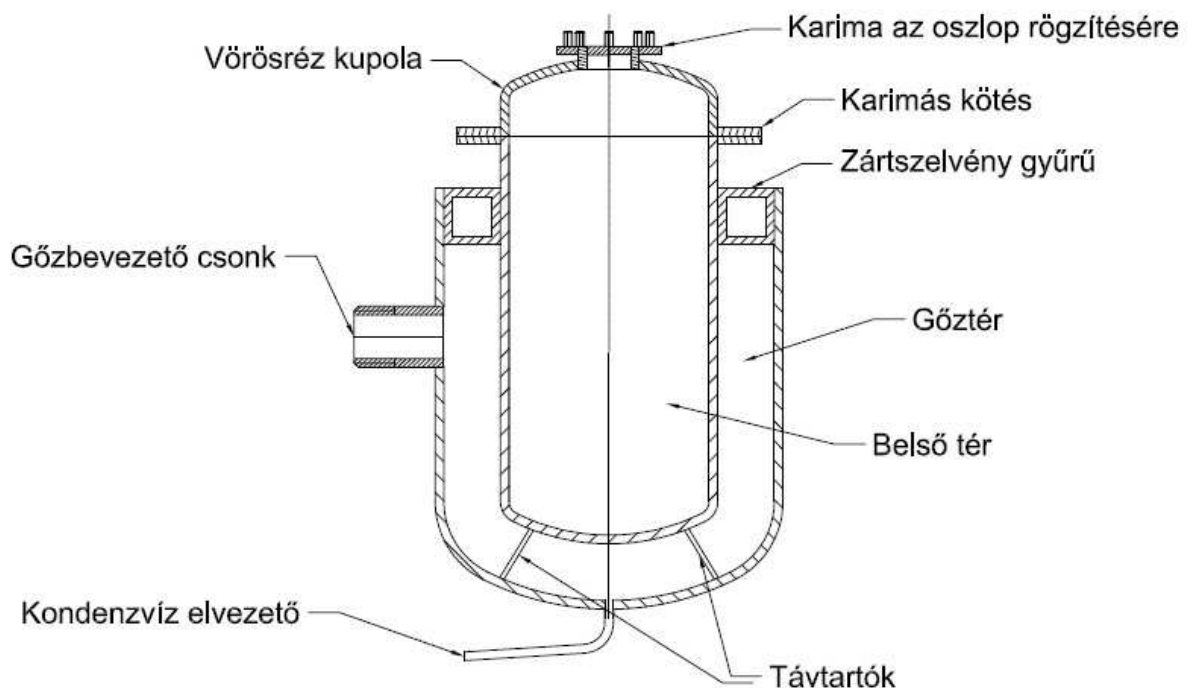
Kihasználhatjuk a kondenzációs hőt, ilyenkor duplafalú edényt kell tervezni, gőzbevezető csonkkal, kondenzvíz elvezetővel, beállított biztonsági szerelvényekkel.

Használhatunk villamos energiát is a fűtésre. Ilyenkor közvetett hőközlést alkalmazunk, ugyancsak duplafalú edénnyel. A köpenytérbe vizet engedünk, és itt helyezünk el egy vagy több fűtőszálat. A villamos feszültséget rákapcsolva a fűtőszálak felmelegszenek, amik felmelegítik a köpenytéri vizet, majd ez a víz egy

természetes cirkulációs mozgást kezd el végezni, és ez fog hőt közölni a tartályban lévő cefrével. Minél jobb ez a cirkuláció, annál hatékonyabb lesz a hőátadás.

Ahol nem áll rendelkezésre sem gőz, sem pedig elektromos feszültség (vagy egyszerűen ilyen igény van rá), ott fatüzelésű üst is kivitelezhető. Ilyen esetben jelentős mértékben meg kell növelni a köpenyteret (kvázi-duplafalú készülék), és ebben a nagy térben végezhető el a tüzelés. Ez közvetlen hőátadás, nincs közte közvetítő közeg. Ekkor ügyelni kell a levegőztetésre is, illetve füstelvezető nyílást (kéményt) kell kialakítani a külső köpenyen.

A rézből készült felső részen kell kialakítani az oszlop csatlakoztatási felületét. Az oszlopot a leggyakrabban karimás kötéssel csatlakoztatják az üsthöz, aminek a szimmetriatengelye az üst szimmetriatengelyével kell, hogy megegyezzen. Itt kerül még kialakításra egy nézőke is. Minden szerelvény csak olyan lehet, amely élelmiszeripari felhasználásra alkalmazható. Ilyen szerelvények lehetnek például menetesvégek, kúposvégek, hollandi anyák, záróvégek, búvónyílások, nézőkék, stb.



3.4. Példa gőzfűtésű üstre

Oszlop

Az oszlop az az alkatrész, amely a tényleges szétválasztást végzi. Ez egy körhenger, melynek belsejében azonos távolságokra tálcákat helyeznek el. A gyakorlatban a tálcák típusa és rögzítése, valamint maga az oszlop rögzítése változhatnak.

A legegyszerűbb eset az, amikor az oszlop egyetlen részből áll, és ebben fix tálcákat rögzítenek. A legtöbb esetben azonban több tálcára van szükség, mint amit egyetlen oszlopba el lehetne helyezni. Ilyenkor a részoszlopokat belső vagy külső karimás kötéssel egymáshoz kell rögzíteni. A külső karimás kötés egyszerűen kivitelezhető, viszont esztétikailag nem kedvező. Ha belső karimával kötjük össze őket, akkor furatokat kell készíteni a hengerre, hogy szerelhető legyen, és ezek a kivágások befolyásolják a tálcák pozícióját. Megfelelő tömítés alkalmazásával a két belső karima közé helyezhető el tálca, így a köztük lévő egyenlő távolságok csökkenthetőek.

A másik jelentős különbség az, hogy tálcákon szeretnénk a szétválasztást végrehajtani, vagy rendezetlen tölteteken. Előbbi esetben általában szitatálcákat, utóbbiban töltettartókat, és a rajtuk elhelyezett kerámia vagy vörösréz tölteteket helyezünk el. Dönthetünk viszont úgy is, hogy a kettő keverékét használjuk: a legalsó pozícióba (ami közvetlenül az üstből száll fel) tölteteket helyezünk el, és a felsőbb pozíciókba tálcákat rakunk.

Minden tálcához nézőkét/mintavételezőt és hőmérőt szokás elhelyezni. A legújabb technológiai folyamatokban, ahol teljes automatizálást szeretnénk elérni, szabályozható tálcákat szerelhetünk. Ebben a megoldásban két egyforma szitalemezt helyezünk közvetlenül egymásra, ahol az egyik fix, a másik pedig valamilyen aktuátor (lineáris tolómotor) segítségével kismértékben mozgatható. Amennyiben a két lemez azonos pozícióban van (furataik közvetlen egymás alatt), nagyobb anyagáramokat, így gyorsabb szétválasztást kapunk, ha a furatok részben fedik egymást, akkor pedig nyilvánvalóan kisebb áramokat kapunk, a folyadékfázis magassága megnő a tálcákon. Ilyenkor plusz furatot kell kialakítani az oszlopon a mozgató berendezéseknek.

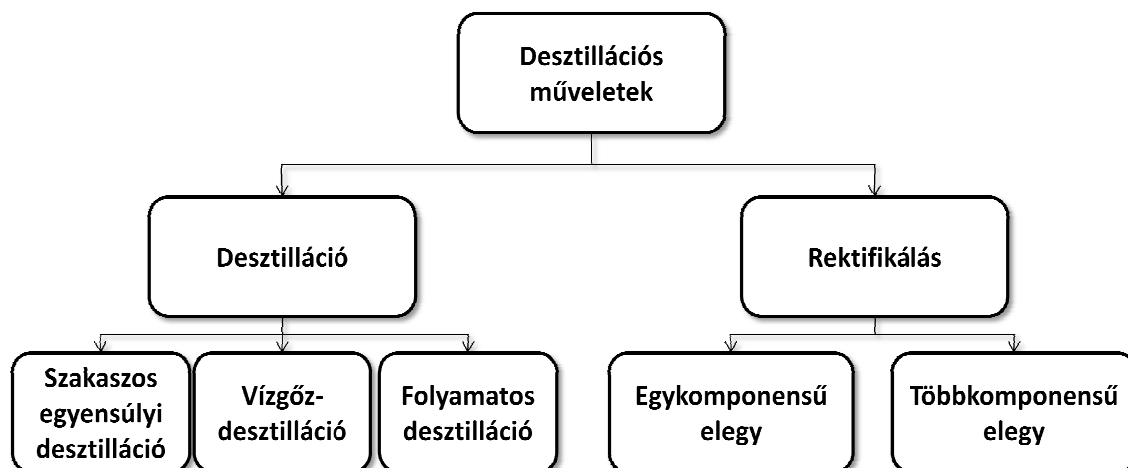
Az oszlop anyagának vörösréznek kell lennie, mert közvetlenül érintkezik a gőzfázissal. A tálcák készülhetnek korrózióálló acélból és rézből is. A töltetek szintén rézből vagy kerámiából, de ezeket az első igazi lepárlás előtt meg kell tisztítani egy próbalepárlással.

A karimás kötéseknel korrózióálló csavarokat és anyákat kell használni.

Az oszlopon belül elhelyezhető a fejkondenzátor is. Ez azért hasznos megoldás, mert a hűtővíz mennyiségének szabályozásával közvetlenül szabályozható a reflux mennyisége, így nincs szükség külön reflux-tartályra és –szivattyúra.

4. Számítási módszerek

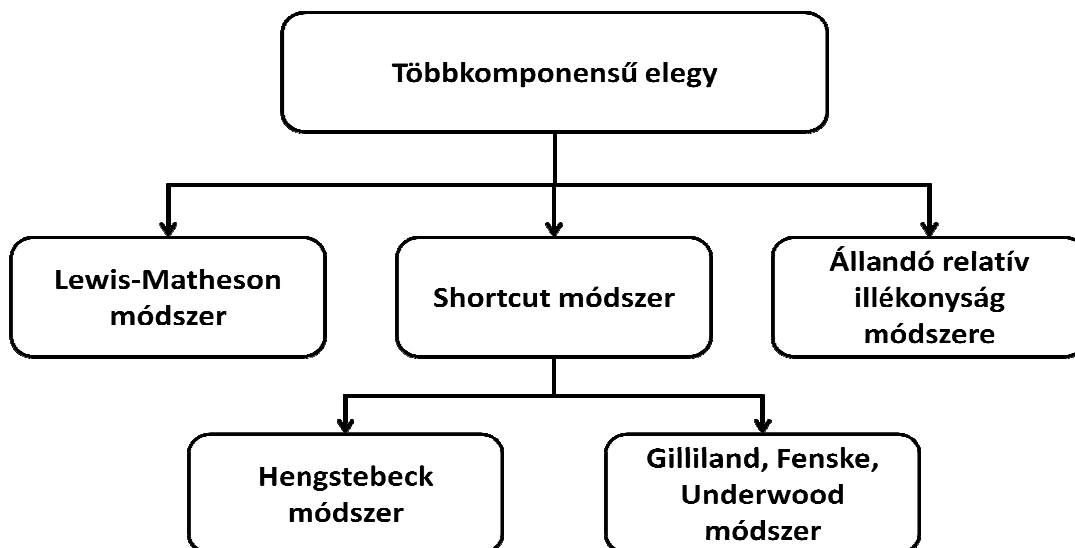
A desztillációs műveleteket az alábbi módon oszthatjuk fel:



4.1. ábra: Desztillációs műveletek felosztása

A második fejezetben a desztillációs alpműveleteket vázlatosan bemutattam. Mivel a szakdolgozatom témája a rektifikálás, ezért a desztillációs műveletekről nem lesz szó.

A következő ábrán a többkomponensű elegyek különböző módszereit csoportosítottam:



4.2. ábra: Többkomponensű elegyek rektifikálása

A tényérről tényérra való számítások közös jellemzője, hogy a forrás- és harmatpontszámításokat kombinálják az egyes tényérokön a tömeg- és komponensegyensúly

számításokkal. A következőkben szeretném bemutatni az alábbi módszerek számítási alapjait.

4.1. Lewis-Matheson módszer

W. K. Lewis és G. L. Matheson dolgozta ki a többkomponensű elegy rektifikálására vonatkozó, tányérról-tányérra lépegető numerikus módszerek alapjait 1932-ben. Ezt a módszert azóta több kutató is továbbfejlesztette. Az ilyen típusú számításoknál a számítás menete a következő:

Első lépésben a desztillátum mennyiségét és összetételét kell megbecsülni. Ez a desztillátum megegyezik a legfelső tányérról felszálló gőz összetételével. Ennek és a refluxaránynak az ismeretében meghatározhatjuk a folyadék- és gőzárámot. Ezután a legfelső tányér hőmérsékletét kell számítani, majd az erről távozó folyadék összetételét.

Most már az első tányér minden adata adott, ilyenkor a második tányér gőzárámának adunk egy feltételezett értéket (első közelítésben az első tányér gőzárámának értékét), amiből kiszámíthatjuk az illékonyabb komponens gőzfázisbeli móltörtjét. Ebből már számítható a hőmérséklet és a folyadékfázisbeli móltört, majd ezek felhasználásával egy pontosabb gőzárám-érték. Ezt az iterációt a gőzárám megfelelő pontosságú értékéig kell folytatni.

Ezt a típusú számítást a betáplálás tálcájáig kell ismételni.

A desztillátum összetétele alapján a globális anyagmérleg-egyenletből a maradék összetétele is kiszámítható, és hasonló számítást végezhetünk el a kiforrólótól felfelé is. A két számítás a betáplálásnál találkozik, és ha a kiindulási feltételezés helyes, akkor a betáplálási tányéron a két számításra hibakorláton belüli azonos értéket kapunk.

4.2 Short-cut módszer

Ezt a számítási módszert 1988-ban U.M. Diwekar vezette be. A módszert szakaszos üzemvitelre dolgozták ki, mind állandó refluxhoz, mind változtatható refluxhoz. Az elmélet kidolgozásához a komponensek egymáshoz viszonyított relatív illékonyágát állandónak feltételezték. A kolonna mellett a kiforraló és a kondenzátor hőcserélők hőátadó felületét is pontosan meg kell határozni.

A tányérokban lévő gőz-folyadék egyensúlyok számításánál itt is az egyensúlyi arány a kiinduló adat. A két egyensúlyi arány hányadosa most is a relatív illékonyságot jelenti. A kolonna alján ezek az értékek nagyobbak lesznek, mivel a hőmérséklet is magasabb.

A számításoknál az oszlop alján lévő, tehát a maradék összetételét vesszük kiindulási alapnak.

Ennek a módszernek kettő hasonló, azonban pár dologban eltérő változatát fejlesztették ki. Az első a kvázi-biner rendszer (Hengstebeck) módszer. Itt a többkomponensű elegyekben csak a kulcskomponenseket veszi figyelembe, ezáltal egy kétkomponensű elegyet számol, és így következtet a tányérokban lévő állapotokra. A második Gilliland, Fenske és Underwood módszere. Ezek a képletek empirikus összefüggések. Első lépésként a Gilliland-egyenlettel meg kell becsülni a minimális reflux arányt. A következő lépésben Fenske egyenletéből lehet kiszámítani a minimális tálcaszámot, melyben a kulcskomponensek desztillátumban és maradékban lévő folyadékbéli móltörtjei találhatók, illetve a kulcskomponensek egymáshoz viszonyított relatív illékonysága. A harmadik lépésben Underwood összefüggéséből számítható a tényleges minimális reflux arány.

4.3 Állandó relatív illékonyság módszere

Ideális, illetve közel ideális gőzösszetételt feltételezve, az egyes tányérok egyensúlyi összetételének számításához szükséges tudni a K egyensúlyi arányokat. Ezeknek a pontos értékét viszont csak pontos hőmérséklet-értékeknél határozhatjuk meg, ami pedig az összetétel függvénye. Ezért ez a számítás is egy iterációs módszer. A számítást a K egyensúlyi arány feltételezésével kell kezdenünk, ez lesz a kiindulási alap, amit általában a nehéz kulcskomponensre vonatkozóan adunk meg.

A számításokban az α_i relatív illékonyságot a szokásos képlettel lehet kiszámítani:

$\alpha_i = \frac{p_i^0}{p_{ref}^0}$, ahol p_i^0 az i -edik komponens tenziója, p_{ref}^0 pedig a kulcskomponens tenziója.

$$\alpha_{r,i} = \frac{p_i^0/p_T}{p_{ref}^0/p_T} = \frac{K_i}{K_{ref}}$$

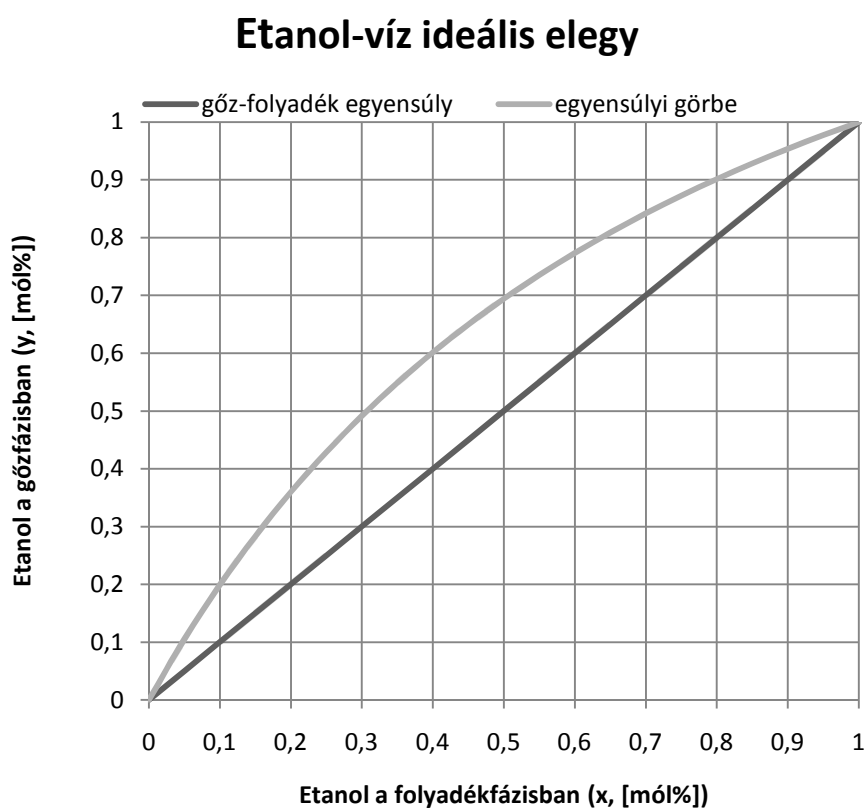
Az $\alpha_{r,i}$ a módszer nevét adó állandó relatív illékonyság. A számítás menete ezek után hasonló a Lewis-Matheson-módszerhez. Az x_i értékeket az egyensúlyi arányokból és a folyadékbeli móltörtekből számíthatjuk. El kell végezni a számításokat a dúsító felső szakaszra és az alsó szakaszra hasonlóan, figyelembe véve az anyagáramokat.

5. Víz-etil-alkohol rendszer

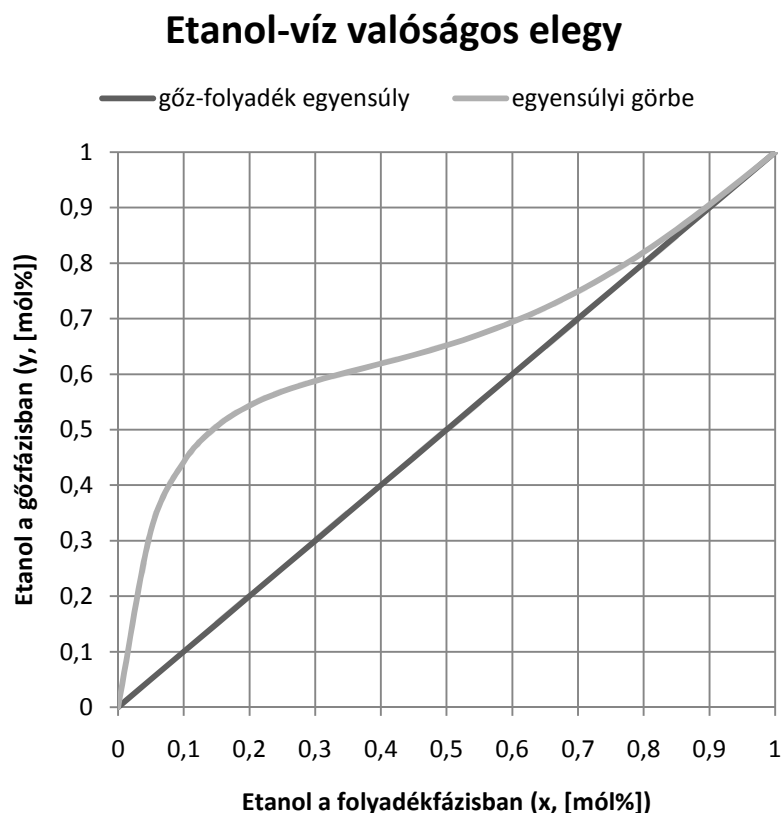
5.1. Víz-etil-alkohol egyensúlyi görbe

A gyakorlatban a McCabe-Thiele-módszerrel kaphatunk a valósághoz közel álló, ugyanakkor gyors értéket a tényérszámokkal kapcsolatban. Ehhez viszont ismernünk kell a szétválasztandó elegy egyensúlyi görbéjét.

A számítások nagyon függnék attól a ténytől, hogy az elegyünket ideálisnak vagy valóságosnak feltételezzük. A következő két ábrán jól látható a két feltételezés közötti különbség:



5.1. diagram: Ideális elegy



5.2. diagram: Valóságos elegy

Az 5.1. diagramon felvázolt egyensúlyi összetétel sokkal inkább hasonlít a benzol-toluol elegy egyensúlyi görbéjéhez. Utóbbiak elegyének valóságos egyensúlyi görbéje olyannyira hasonlít az ideális eloszláshoz, hogy a számításokban elegendő az ideális összetétellel számolni. Ezzel szemben az 5.2. diagramon bemutatott valóságos elegy jócskán eltér az ideálistól. Jól látható rajta, hogy az etanol kis folyadékbeli részvétele esetén a gőzfázisban sokkal több etanol található. Ez azt jelenti, hogy ebben a tartományban viszonylag kevés fokozatban is nagy szétválasztás valósítható meg. Nagy folyadékbeli etanol esetén pont az előző eset fordítottja történik. $x_{et} \approx 0,965$ érték körül azeotrópos összetételt találunk. Ez azt jelenti, hogy rektifikálással ettől töményebb elegyet nem tudunk létrehozni, valamint azt is, hogy kb. $x_{et} > 0,78$ -nál töményebb elegyekhez sok tálca szükséges.

5.2. Valóságos rendszerek

Az első fejezetben bemutatott Dalton- és Raoult-törvények ideálisnak feltételezett folyadékelegyekre vonatkoznak. Ilyen ideális elegyek azonban a természetben igen

ritkán fordulnak elő. A pontos számítások elvégzéséhez azonban az előbb említett törvényeket korrigálnunk kell. Az egyik ilyen korrekció az, hogy felismerjük, hogy a víz-etanol rendszer nem ideális. A Raoult-törvény szerint az elegy össznyomása a két összetevő gőznyomásának összege. Azonban azáltal, hogy az elegyben a különböző részecskék között kisebb a kölcsönhatás, mint homogén elegy esetén, adott részecskék könnyebben jutnak a gőztérbe. Így nagyobb az össznyomás, mint az a Raoult-összefüggés szerint adódna. Ilyen esetben a módosított Raoult-törvényt és a Margules-egyenletet kell használnunk.

Az összefüggést 1895-ben Max Margules vezette le a Gibbs-féle szabadentalpiát felhasználva. A képletben található aktiválási együttható felismerése volt a legfontosabb észrevétel. Ezzel az aktiválási együtthatóval lehet figyelembe venni a valóságos elegyek kölcsönhatásának csökkenését.

Margules-egyenlet:

$$\ln \gamma_{et} = x_{vz}^2 (A_{12} + 2(A_{21} - A_{12})x_{et})$$

Módosított Raoult-egyenlet:

$$p_{et} = p_{et}^0 * x_{et} * \gamma_{et}$$

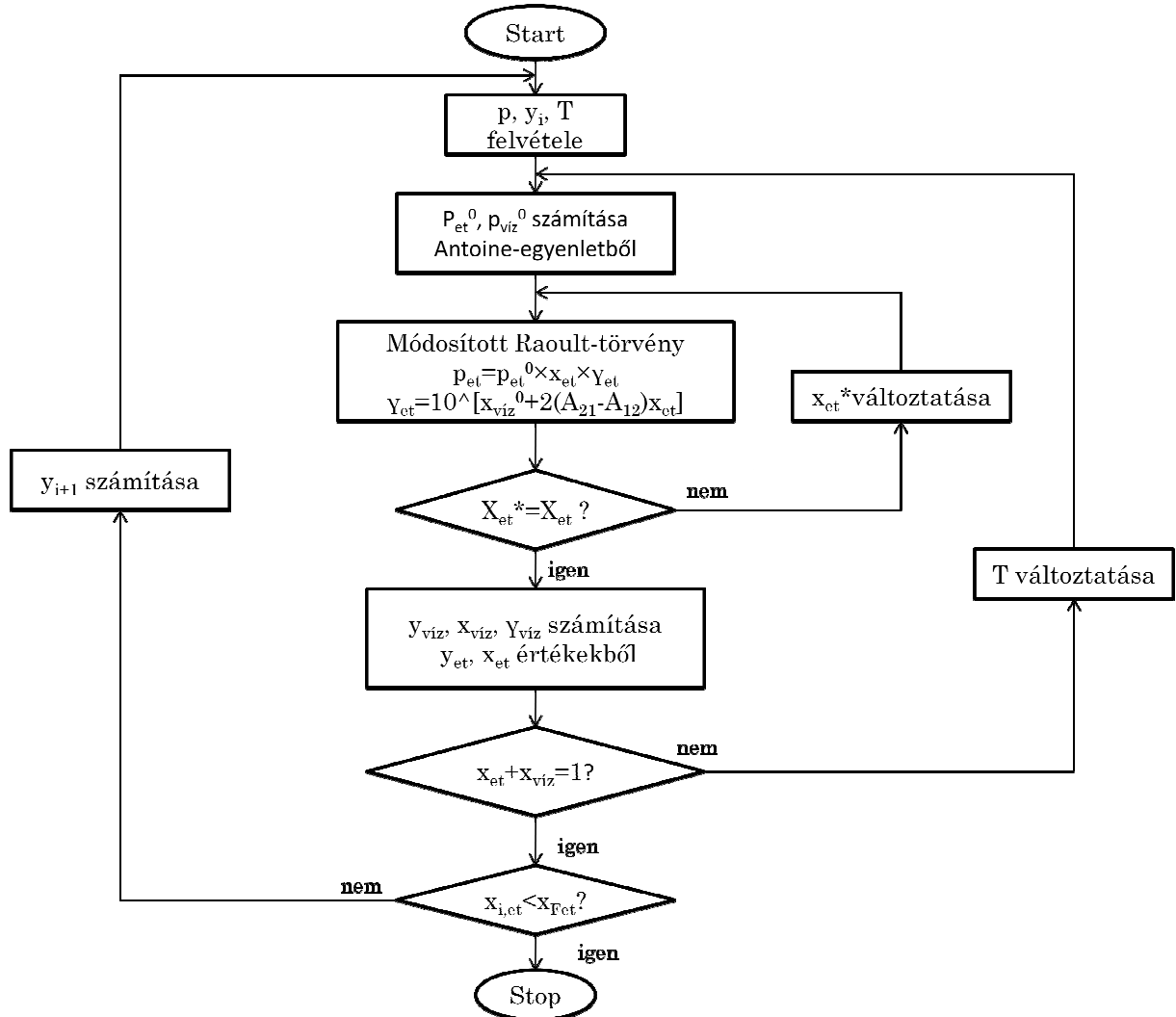
Hasonlóképpen a vízre is kiszámíthatjuk az értékeket, csak megfelelően kell alkalmazni az indexelést.

Az egyenletben szereplő A_{12} és A_{21} tagok a Margules-paraméterek, ezek az elegy összetételétől függően változnak. Jelen esetben A_{12} : **1,6022** és A_{21} : **0,7947**.

A képletekből látható, hogy az x_{et} értéke csak γ_{et} ismeretében számolható, viszont γ_{et} függ a móltört értékétől, ezért a számítást iteratív módon kell elvégezni.

5.3. Tálca számítás folyamata

Ezekkel az összefüggésekkel már elkezdhető a legfelső tálca számítása.



5.1. ábra: A dúsító szakasz folyamatábrája

A számítás menete:

1. lépés:

Meghatározzuk a szabadságfokok számát a Gibbs-féle fázisszabály segítségével. Nem szeretném sem alul-, sem túlhatározottá tenni a rendszert.

Fázisok száma: gőz+folyadék=2

Komponensek száma: etanol+víz=2

$$SZ = K + 2 - F = 2$$

Az általam választott két állapotváltozó a desztillátum összetétele és a nyomás lett. A szétválasztást normál légköri nyomáson számítom, amely $p=1$ bar, de az Antoine-

egyenlet miatt a számításokban 760 Hgmm-ként fogom a nyomást számolni. A desztillátum összetételét etanolra határozom meg, de mivel kétkomponensű a rendszer, a másik jellemző is számítható belőle: $y_{et}=0,6$. Az irodalomban a kevésbé illékony komponensnek nem szokták indexelni az értékeit, de én a számítás lépéseiben, a könnyebb megérthetőség miatt megteszem.

2. lépés:

Mivel nem tudom, hogy az adott összetételű desztillátum milyen hőmérsékleten fog keletkezni, ezért első lépésben a hőmérsékletet véletlenszerűen veszem fel. Ez a hőmérséklet az én esetemben $T=78^\circ\text{C}$ lesz (közel az etanol forrponjtához). A hőmérséklet ismeretében ki tudom számítani a szaturációs nyomás értékeit:

$$\lg(p_{et}^0) = A_{et} - \frac{B_{et}}{C_{et} + T} = 8,1122 - \frac{1592,864}{226,184 + 78} = 2,8756$$

$$p_{et}^0 = 10^{2,8756} = 751,0784 \text{ Hgmm}$$

$$\lg(p_{v\acute{I}z}^0) = A_{v\acute{I}z} - \frac{B_{v\acute{I}z}}{C_{v\acute{I}z} + T} = 8,07131 - \frac{1730,63}{233,426 + 78} = 2,51419$$

$$p_{v\acute{I}z}^0 = 10^{2,51419} = 326,7347 \text{ Hgmm}$$

3. lépés:

Az első tálcáról távozó összetételt tudom, mivel ez lett az egyik általam választott bemeneti adat. A számításokat $x_D=0,65$ és $x_F=0,25$ értékekre végzem el. Az első tálcáról távozó gőzfázis megegyezik a kondenzátorból távozó folyadékfázis összetételével. Így a következő adatok adódtak:

$$y_{1(et)} = 0,65$$

$$y_{1(v\acute{I}z)} = 1 - y_{1(et)} = 0,35$$

4. lépés:

Ismertek a szaturációs nyomások és a gőzfázisbeli tömegtörtek, így a Dalton-törvénnyel kiszámíthatóak a parciális nyomások:

$$p_{et} = P \cdot y_{1(et)} = 760 \text{ Hgmm} \cdot 0,65 = 494 \text{ Hgmm}$$

$$p_{v\acute{I}z} = P \cdot y_{1(v\acute{I}z)} = 760 \text{ Hgmm} \cdot 0,35 = 266 \text{ Hgmm}$$

5. lépés:

Ebben a lépésben ismét egy feltételezésből indulunk ki \rightarrow nem ismerjük az egyensúlyi állapothoz tartozó folyadékfázisbeli tömegtörtet. Most a Margules-egyenlet összefüggését használjuk fel. A példában az x^*_{et} -et kell feltételezni, majd a γ aktivitási együtthatót kell számítani, amiből kiszámítható a számolt együtthatóhoz tartozó tömegtört. Az iterációt akkor lehet befejezni, ha a feltételezett és a számolt

tömegtört különbsége az általunk meghatározott hibahatáron belülré esik. A programomban ez a hibahatár 10^{-5} -en. A hibakeresést a Newton-Raphson gyökkereső eljárással végeztem el.

$$x_{1(et)}^* = y_{1(et)} = 0,65$$

$$\gamma_{1(et)} = e^{x_{1(et)}^2 [A_{12} + 2 \cdot (A_{21} - A_{12})] \cdot x_{1(et)}} = e^{0,35^2 [1,6022 + 2 \cdot (0,7947 - 1,6022)] \cdot 0,65} = 0,99898$$

$$x_{1(et)} = \frac{p_{et}}{p_{et}^0 \cdot \gamma_{et}} = \frac{494}{751,0784 \cdot 0,99898} = 0,65839$$

Mivel a Newton-Raphson-módszer egy gyökkereső eljárás, ezért a két összefüggésből egy függvényt hozok létre, hogy ennek meg tudjam keresni a gyök értékét. Nem teszek mást, minthogy a számított x_{et} értékéből kivonom a feltételezett x_{et}^* értéket:

$$fgv|_{x_{et}^*} = abs \left[\frac{p_{et}}{p_{et}^0 \cdot e^{(1-x_{1(et)}^*)^2 \cdot [A_{12} + 2 \cdot (A_{21} - A_{12})] \cdot x_{1(et)}^*}} \right] = fgv1$$

Az előbb felvázolt függvénynek az x_{et}^* pontban meghatározom az érintőjének az egyenletét. Ehhez egy dx távolsággal távolabb ismét kiszámolom a függvény értékét:

$$fgv|_{x_{et}^* + dx} = abs \left[\frac{p_{et}}{p_{et}^0 \cdot e^{(1-(x_{1(et)}^* + dx))^2 \cdot [A_{12} + 2 \cdot (A_{21} - A_{12})] \cdot (x_{1(et)}^* + dx)}} \right] = fgv2$$

Ezekből az adatokból számítható az érintő egyenes meredeksége:

$$m = \frac{fgv2 - fgv1}{dx}$$

A meredekség ismeretében kiszámolhatjuk az egyenesnek az y -tengellyel való metszéspontját:

$$b = fgv1 - m \cdot x_{1(et)}^*$$

A meredekség és a metszéspont ismeretében kiszámítható az x_{et}^* új értéke:

$$x_{1(et)}^*_{új} = -\frac{b}{m}$$

Ezt a számítást addig kell végeznünk, amíg a feltételezett és a számított x_{et} értékének a különbsége a hibahatár-érték alá nem csökken. Ezt egy ciklussal valósítottam meg.

6. lépés:

A számításban most ott járunk, hogy ismerjük az illékonyabb komponens móltörtjét a folyadékfázisban. Minden adat ismert a víz aktivitási együtthatójának számításához. Ennek a γ értéknek a számítása hasonlóképpen történik, mint az etanol esetében, csak az együtthatók értékeit helyesen kell beilleszteni:

$$\gamma_{1(víz)} = e^{x_{1(et)}^2 [A_{21} + 2 \cdot (A_{12} - A_{21})] \cdot (1 - x_{1(et)})}$$

Az aktivitási együtthatót a Dalton-törvénybe behelyettesítjük, és megkapjuk a víz folyadékfázisbeli móltörtjét:

$$x_{1(víz)} = \frac{p_{víz}}{p_{víz}^0 \cdot \gamma_{víz}}$$

7. lépés:

Kiszámítottuk mindkét komponens folyadékfázisbeli móltörtjét, ellenőriznünk kell, hogy az összegük 1-et ad-e. Ha ez a feltétel teljesül, akkor a tálcán egyensúly alakult ki. Az első számítás után azonban nem adódhat egyensúly, mivel a hőmérsékletet tetszőlegesen vettem fel. A hőmérséklet számítása is egy gyökkereső eljárás, itt is a Newton-Raphson-módszert használtam. Végigszámolom az első 6 lépésben mutatott összefüggéseket a választott T hőmérséklettől dT hőmérséklettel nagyobb helyen. E miatt a hőmérsékletváltozás miatt a szaturációs nyomások, a gőz-folyadék egyensúlyok mind-mind el fognak térni az előzőleg kiszámoltaktól. Az összehasonlításhoz a móltörtek összegének az 1-től való eltérését választottam.

Az eljárás menete megegyezik az előbb bemutatott eljárással.

A két függvény:

$$fgv|_T = 1 - (x_{1(et)} + x_{1(víz)}) = fgv1$$

$$fgv|_{T+dT} = 1 - (x_{1(et)} + x_{1(víz)}) = fgv2$$

Ugyanúgy számítottam meredekséget és metszéspontot:

$$m_T = \frac{fgv2 - fgv1}{dT}$$

$$b_T = fgv1 - m_T \cdot T$$

Ezekből az adatokból az új hőmérsékletérték:

$$T_{új} = -\frac{b_T}{m_T}$$

A legelegánsabb megoldás ebben az esetben is egy feltételvizsgáló ciklus lett volna, azonban ezzel a módszerrel nem kaptam helyes megoldásokat. Ezért itt egy FOR ciklust alkalmaztam, amit minden esetben 10-szer lefutattam. A program írása közben manuálisan változtattam ezt a ciklusszámot, és azt vettem észre, hogy legkésőbb a 4.-5. lépésben megkapom a helyes végeredményt. Ez alapján döntöttem úgy, hogy egy előre meghatározott ciklusszám alapján számítom ki a helyes hőmérsékleteket, így minimalizálva a hibák lehetőségét, és biztosítva a program helyes futását.

5.4. A dúsító szakasz

A számításomban feltételeztem, hogy ismerjük a betáplált elegy mennyiségét és összetételét, valamint a desztillátum összetételét. Ahhoz, hogy ki tudjuk fejezni a maradék mennyiségét, első lépésben fel kell tételeznünk egy maradék-összetételt. Mivel ezt első lépésben csak feltételeztük, ezért az egész fénékszámítást iterációval fogom elvégezni. Felhasználva az anyag- és komponensmérleget, megkapjuk előbb a maradék mennyiségét, majd a desztillátumét.

$$W = F \cdot \frac{x_F - x_D}{x_W - x_D}$$

$$D = F - W$$

Meg kell határoznunk azt is, a desztillátumnak mekkora részét vezetjük vissza az oszlopba (reflux), és mekkora részét vezetjük el termékként. Ezt a refluxarányal tehetjük meg, melyet R -rel fogok jelölni. Ezt az arányt szabályozószelepek állításával változtathatjuk.

A desztillátum mennyisége és a refluxarány segítségével a gőz- és folyadékáramok a következők:

$$L = R \cdot D$$

$$V = (R + 1) \cdot D$$

Ezekre az áramokra is igaz az anyag- és komponensmérleg.

Amint ismerem a legfelső tálcán a hőmérsékletet, egyensúlyi összetételeket, számítani tudom a dúsítási szakaszon lévő összes többi tálcán is az összetételt. Két dologgal kellett kiegészítenem az első tálcára vonatkozó alapokat. Először az anyag- és komponensmérlegből ki kellett számolnom a következő tálcára a gőzfázis összetételét. A komponensmérleg:

$$V_{n+1} \cdot y_{n+1} = L_n \cdot x_n + D_n \cdot x_D$$

A 2.3. pontban megállapítottuk, hogy a gőz- és folyadékáramok egyenlők, így kicsit egyszerűsödik a számítás.

Ezekből az összefüggésekből a következő tálcá összetétele:

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

Amint kiszámítottam a következő tálcá folyadék-összetételét, újból meg kell határoznom az ehhez tartozó gőzösszetételt, hőmérsékletet, és minden előzőleg bemutatott adatot. Ezt a számítást addig kell elvégezni, amíg a kiszámolt x_i érték

kisebb lesz, mint a betáplálás összetétele. Ekkor fejeződik be a dúsító szakasz számolása.

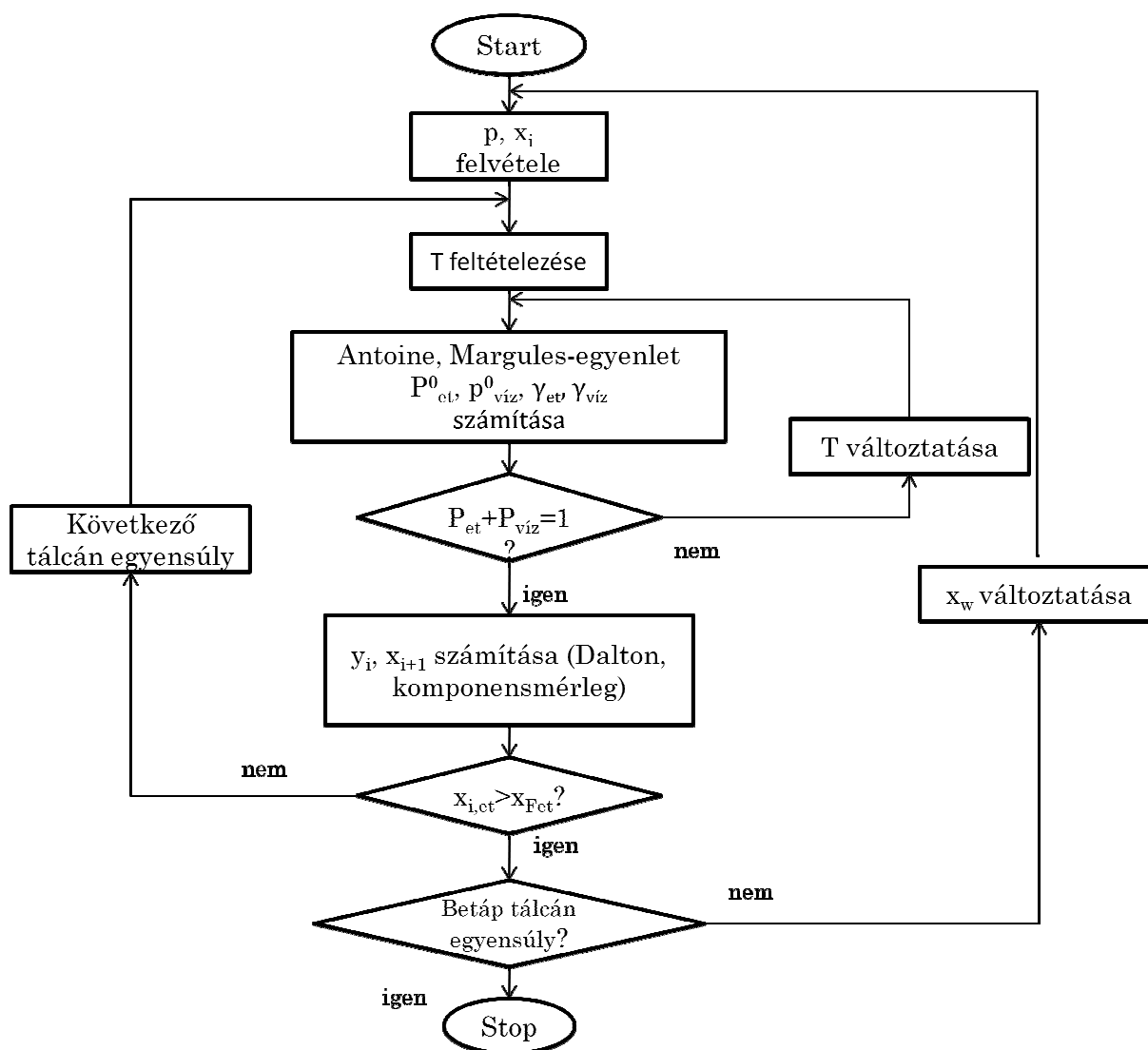
5.5. A szegényítő szakasz számítása

Az alsó (szegényítő) szakaszban más folyadék-és gőzárakokat fogunk kapni, mint a dúsító szakaszban. Ennek az az oka, hogy a dúsító szakaszban kialakult áramokhoz hozzáadódnak a betáplálásból származó tömegek. A McCabe-Thiele grafikus tálcaszám-meghatározáskor figyelembe vett q itt fog szerepet játszani. Amennyiben a betáplálás tisztán folyadék halmazállapotú, a dúsító szakaszban kialakult folyadékáramláshoz ez a folyadékáram tisztán hozzá fog adódni. Ilyen esetben: $q=1$. Amennyiben tisztán gőz fázisú, ez a betáplált gőzárak felfelé fog szállni, a dúsító szakaszban kialakult áramhoz adódik hozzá. A szegényítő szakasz folyadékáramát így a két gőzárak különbségeként fogjuk figyelembe venni. Tehát a betáplálás minőségének ismeretében tudom számolni az L' , V' értékeket:

$$L' = L + q \cdot F$$

$$V' = V + (1 - q) \cdot F$$

Első lépésben a kiforráló hőcserélőt elméleti tálcának tekintjük, ezért erre is ki kell számolnunk a komponens-mérleget. Mivel itt szétválasztás nem történik, a legalsó tálcáról érkező elegy folyadék-móltörtje meg fog egyezni a maradék folyadéktörtjével, illetve az elforralt anyag gőztörtjével. Ennek az összetételű elegynek a forrponjtja fogja meghatározni, mekkora és milyen hőcserélőt kell itt alkalmazni.



5.2. ábra: A szegényítő szakasz folyamatábrája

A számítás menete:

1. lépés:

Felételezzük az első tálcáról távozó folyadék összetételét. Ez az összetétel megegyezik a maradék összetételével.

Ahhoz, hogy egyensúlyt tudjunk számolni, ismernünk kell a hőmérsékletet. Ezt azonban első lépésben nem ismerjük, tehát iterációval kell meghatároznunk.

2. lépés:

Mivel most az x értéket ismerjük, közvetlenül ki tudjuk számolni az aktiválási együtthatók értékeit:

$$\gamma_{1(et)} = e^{x_{1(viz)}^2 [A_{12} + 2 \cdot (A_{21} - A_{12})] \cdot x_{1(et)}}$$

Ezután ki kell számolni a feltételezett hőmérsékleten a parciális nyomásokat:

$$p_{et} = p_{et}^0 \cdot \gamma_{et} \cdot x_{et}$$

$$p_{v\text{íz}} = p_{v\text{íz}}^0 \cdot \gamma_{v\text{íz}} \cdot x_{v\text{íz}}$$

3. lépés:

A parciális nyomások összegének a rendszer össznyomását kell adnia. Amennyiben nem egyesül a feltétel, új hőmérsékleten újra kell számolni az 1-2. lépésben leírtakat. Az új hőmérsékletértéket most is a Newton-Raphson módszerrel tettem meg. Amint a parciális nyomások összege az össznyomást adja, ki tudom számítani a Dalton-törvényből a tálcáról felszálló gőz etanol-tartalmát:

$$y_{et} = \frac{p_{et}}{P}$$

4. lépés:

Az ismert áramokból és összetételekből ki tudjuk számolni a következő fokozat folyadék-összetételét:

$$x_2 = \frac{V'}{L'} \cdot y_1 + \frac{W}{L'} \cdot x_w$$

5. lépés:

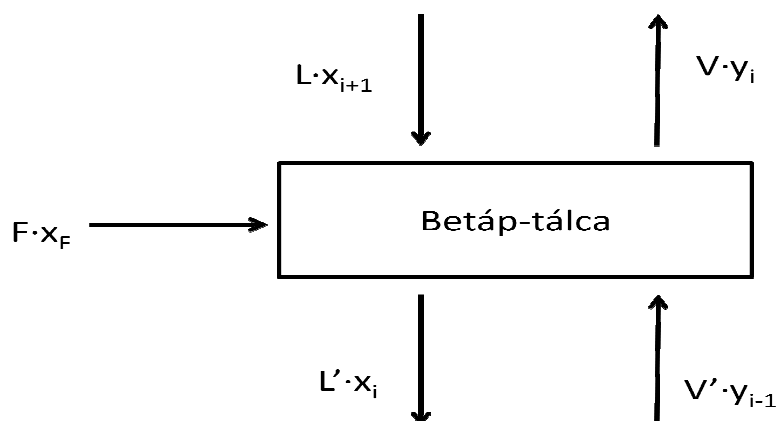
A most kiszámolt érték alapján ki tudjuk számítani ugyanezzel a módszerrel a többi fokozat összetételét is. Addig kell elvégeznünk, amíg az x_n értéke a betáp értéktől nagyobb nem lesz.

6. lépés:

Ellenőriznünk kell, hogy a két irányból számolt adatok megegyeznek-e a betáp tálcáján. Ha nem egyeznek meg az összetételek, meg kell változtatni a maradék összetételét. Ahhoz, hogy tudjam, melyik irányba kell változtatnom (növelni vagy csökkenteni kell), ismét csak a Newton-Raphson módszerhez folyamodom. Kiszámolom a feltételezethez képest dx_w értékkel később, majd veszem a gőzfázisbeli móltörtek különbségét, és ezek alapján kiszámolom az új x_w értéket. Ezt a ciklust addig folytatom, míg az összetételek 10^{-3} hibahatár alá nem esnek.

7. lépés:

Amikor a ciklus befejeződött, végzek egy ellenőrző számítást a betáp-tálcára.



5.3. ábra: A betáp-tálca komponens-egyensúlya

Akkor helyes a számítás, ha a komponens- és az anyagmérleg is zérusra adódik:

$$F + L + V' - L' - V = 0$$

$$F \cdot x_F + L \cdot x_{i+1} + V' \cdot y_{i-1} - L' \cdot x_i - V \cdot y_i = 0$$

5.6. Kondenzátor és kiforraló, mint elméleti fokozat

Az előző két pontban kiszámoltuk azt, hogy adott bemenő paraméterek mellett hány tálcán lehet elérni az előírt desztillátum minőségét. Az elméleti fokozatok tárgyalásába azonban a két hőcserélő, a kondenzátor és a kiforraló is beletartozik. Habár szétválasztás nem következik be rajtuk, mégis más egyensúlyok alakulnak ki bennük, mivel fázisátalakulás megy végbe. A kondenzátorban a gőzfázisú desztillátum fog kondenzálódni, ezért az itt kialakuló gőzfázisbeli móltörtből folyadékbeli móltört lesz, míg a kiforralónál pont fordítva történik, a maradék folyadékbeli móltörtjéből lesz a forralás után gőzbeli móltört. Ezért az egyensúly kiszámításának módja is különbözik.

A kondenzátorban lévő egyensúly meghatározásához az 5.2. folyamatábrát kell használni. Mivel a gőzből itt folyadék lesz, valószínűsíthetjük, hogy a kialakuló gőzfázisban az etanol móltörtje nagyobb lesz, mint a gőzfázisban volt. Éppen ezért, hogy az elvezetett desztillátum minősége ne változzon, parciális kondenzátort kell beépítenünk. Ez azt jelenti, hogy a gőzfázisnak csak azt a részét kell lekondenzáltatnunk, amelyet refluxként visszavezetünk. Mivel a refluxarány $R=4$ volt, így a gőzfázis 80%-ától kell a párologáshőt elvonnunk, ami miatt a hőcserélő teljesítménye is kisebb lesz, mint teljes reflux esetén.

A kiforráló esetén is hasonló a helyzet, csak itt az 5.1. folyamatábrát kell használni. Itt folyadékfázisból lesz gőzfázis, tehát az eleve kicsi folyadékbeli móltörtből lesz gőzfázisbeli móltört. Ez azt is jelenti, hogy a forralót elhagyó eleve kis alkoholtartalmú gőzfázishoz tartozó folyadékban még kisebb lesz az etanol mólaránya.

5.7. A példafeladat végeredménye

A példafeladatnál a következő adatokat adtam meg:

- a szétválasztás nyomása: normál légköri nyomás (1 bar)
- a bemenő elegy összetétele: $x_F=0,25$
- a bemenő elegy minősége: forrponi folyadék ($q=1$)
- az elvárt desztillátum minőség: $x_D=0,6$
- refluxarány: $R=4$
- szétválasztandó mennyiség: 2000 kg
- szétválasztás ideje: 1 óra (betáplálás sebessége: 0,555 kg/s)

Ezekhez a paraméterekhez tartozó eredmények:

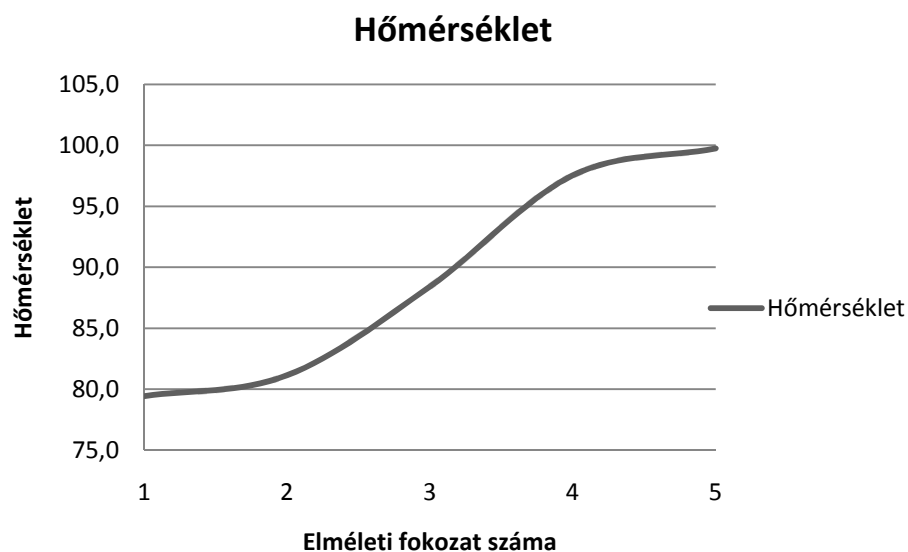
	KONDENZÁTOR	1. TÁLCA	2. TÁLCA	3. TÁLCA	KIFORRALÓ
Hőmérséklet	79,4°C	81,1°C	88,4°C	97,5°C	99,8°C
y_{et}	0,6939	0,6000	0,3903	0,0934	0,0096
$y_{víz}$	0,3061	0,4000	0,6097	0,9066	0,9904
x_{et}	0,6000	0,3379	0,0744	0,0096	0,0009
$x_{víz}$	0,4000	0,6621	0,9256	0,9904	0,9991

5.1. táblázat: Elméleti fokozatok összetétele

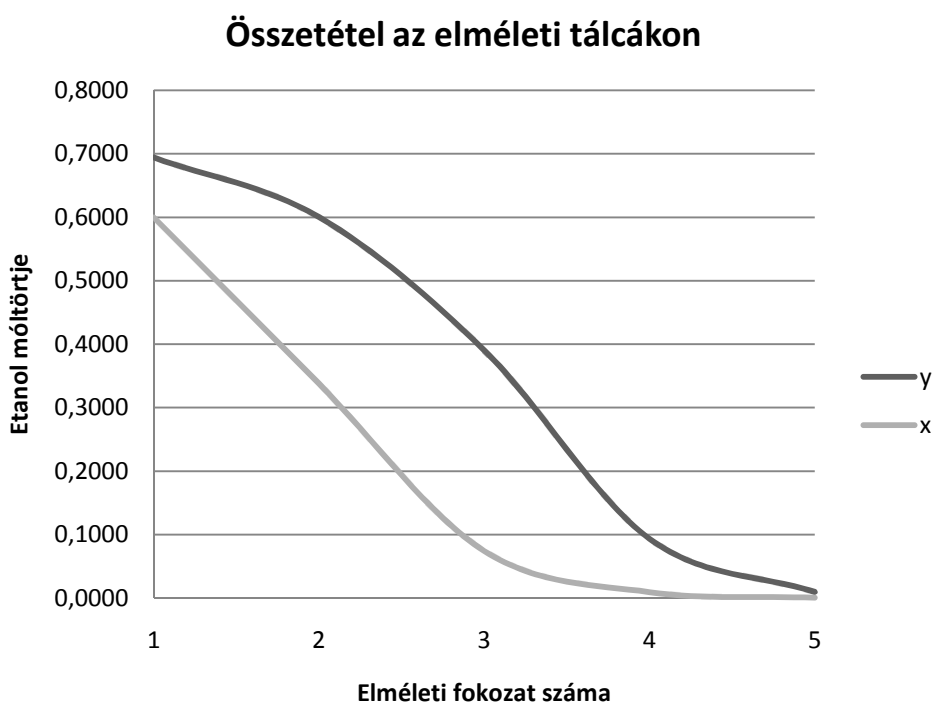
Keletkezett desztillátum: 0,315 kg/s (1134,1 kg)

Keletkezett maradék: 0,24 kg/s (865,9 kg)

Maradék minősége: $x_w=0,0096$



5.4. ábra: Hőmérséklet-eloszlás



5.5. ábra: Összetétel-eloszlás

Az előbbi két diagramon jól látszik az a féle hőmérséklet- és összetétel eloszlás, amit vártunk. A hőmérséklet a kiforralótól a kondenzátorig folyamatosan nő, míg az etanol összetétele mind a gőz-, mind a folyadékfázisban fokozatosan csökken.

5.8. A számítások ellenőrzése

Annak érdekében, hogy megbizonyosodhassunk a számítás helyességében, különböző pontok között anyag- és komponensmérlegeket lehet felírni. Amennyiben az összefüggések zérus eredményt adnak, nagy valószínűséggel feltételezhetjük, hogy a számítás pontos. A pontosságot 10^{-5} nagyságrendben határoztam meg, az ettől kisebb eltéréseket elfogadom.

Első lépésben az egész rendszert tekintem, és erre írom fel a két összefüggést:

$$F - D - W = 22,207 \frac{\text{mol}}{\text{s}} - 9,042 \frac{\text{mol}}{\text{s}} - 13,165 \frac{\text{mol}}{\text{s}} = 0$$

$$F \cdot x_F - D \cdot x_D - W \cdot x_W = 22,207 \cdot 0,25 - 9,042 \cdot 0,6 - 13,165 \cdot 0,00962 = 0$$

Tehát az egész rendszert tekintve teljesülnek az egyensúlyi feltételek.

Második lépésben az első tálcára vizsgálom meg az egyensúlyt:

$$V - L - D = 45,208 \frac{\text{mol}}{\text{s}} - 36,166 \frac{\text{mol}}{\text{s}} - 9,042 \frac{\text{mol}}{\text{s}} = 0$$

$$V \cdot y_2 - L \cdot x_1 - D \cdot x_D = 45,208 \cdot 0,3903 - 36,166 \cdot 0,3378 - 9,042 \cdot 0,6 = 8,042 \cdot 10^{-8}$$

Ez az eltérés olyan kevéssel tér el a kapott eredménytől, hogy a feltételt most is igaznak vehetjük.

Ezzel a módszerrel bármelyik tálcára kiszámíthatnánk az egyensúlyt, mindössze az indexelésre kell figyelni (az i -edik tálcára érkező gőzfázishoz az $i+1$ -edik tálcáról felszálló gőzösszetétel tartozik).

Kiszámítom a szegényítő szakaszban lévő legalsó tálcára is az egyensúlyt:

$$L' - V' - W = 58,373 \frac{\text{mol}}{\text{s}} - 45,208 \frac{\text{mol}}{\text{s}} - 13,165 \frac{\text{mol}}{\text{s}} = 0$$

$$\begin{aligned} L' \cdot x_3 - V' \cdot y_{kif} - W \cdot x_W &= 58,373 \cdot 0,0744 - 45,208 \cdot 0,0934 - 13,165 \cdot 0,00962 = \\ &= -3,9 \cdot 10^{-6} \end{aligned}$$

Itt is nagyon kicsi az eltérés, ezt is elfogadhatjuk 0 értéknek.

A betáp-tálcára is elvégzem a számítást. Itt nem 3 anyagáramot, hanem 5-öt kell figyelembe venni:

$$\begin{aligned} F + V' + L - V - L'' &= 22,206 \frac{\text{mol}}{\text{s}} + 45,208 \frac{\text{mol}}{\text{s}} + 36,166 \frac{\text{mol}}{\text{s}} - 45,208 \frac{\text{mol}}{\text{s}} - 58,373 \frac{\text{mol}}{\text{s}} \\ &= 0 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F \cdot x_F + V' \cdot y_{i-1} + L \cdot x_{i+1} - V \cdot y_i - L'' \cdot x_i &= \\ 22,206 \cdot 0,25 + 45,208 \cdot 0,096 + 36,166 \cdot 0,3379 - 45,208 \cdot 0,3903 - 58,373 \cdot 0,0744 &= \\ = -3,97 \cdot 10^{-6} \end{aligned}$$

Ez is a hibahatár alatti érték, tehát teljesül az összes anyag- és komponensegyensúly.

5.9. A program ellenőrzése

Az előző pontokban egy konkrét feladat számítását mutattam be. Ahhoz viszont, hogy megtudjuk, hogy a program más összetételt is megfelelő pontossággal számol, végeztem kettő ellenőrző számítást.

Ha az azeotropos összetételhez közeli desztillátumot szeretnénk, akkor valószínűleg sokkal több tálcára lesz szükség a dúsító szakaszban. Ennek ellenőrzése végett a bemenő adatoknál a desztillátum összetételt $x_D=0,8$ -ra, a bemenő összetételt $x_F=0,2$, míg a refluxarányt $R=6$ -ra átállítva a következő eredményt kaptam:

	1.	2.	3.	4.	5.	6.	7.	8.
T [°C]	78,67	78,77	78,92	79,18	79,74	81,81	89,81	97,84
y_{et}	0,8	0,7778	0,7514	0,7174	0,6679	0,5784	0,3492	0,0823
$y_{víz}$	0,2	0,2222	0,2486	0,2826	0,3321	0,4216	0,6508	0,9177
x_{et}	0,7741	0,7433	0,7037	0,6459	0,5415	0,2741	0,0594	0,0083
$x_{víz}$	0,2259	0,2567	0,3541	0,3541	0,4585	0,7259	0,9406	0,9917

5.2. táblázat: Azeotropos közeli összetétel

Abban az esetben viszont, ha a desztillátum és a betáplálás összetétele van viszonylag közel egymáshoz, akkor a szegényítő oszloprészben kell több tálcát elhelyezni. Ehhez is végeztem ellenőrzést $x_D=0,8$, $x_F=0,7$ és $R=8$ értékek mellett:

	1.	2.	3.	4.	5.	6.	7.
T	78,67	78,77	78,94	79,24	80,15	85,18	96,56
y_{et}	0,8	0,7770	0,7486	0,7102	0,6426	0,4811	0,1290
$y_{víz}$	0,2	0,2230	0,2514	0,2898	0,3574	0,5189	0,8710
x_{et}	0,7741	0,7421	0,6991	0,6325	0,4736	0,1271	0,0140
$x_{víz}$	0,2259	0,2579	0,3009	0,3674	0,5264	0,8729	0,9860

5.3. táblázat: Közeli desztillátum és betáplálási összetétel

Mivel az eredmények a feltételezéseknek megfelelő eredményeket hozták, ezért valószínűsíthetjük, hogy a program a Margules-modellnek megfelelő eredményeket adja.

(A betáplálás tálcáit a táblázatban vastagított szegéllyel jelöltem.)

A refluxarány vizsgálata

Az előző két esetben adott refluxarányokra végeztem el az ellenőrzést. Viszont arra is kíváncsi vagyok, hogy a reflux változtatása hogyan befolyásolja a tálcaszámot. Ha növeljük a reflux értékét, megnöveljük az oszlopban az anyagforgalmat, tehát nagyobb átmérőjű kolonnát kell alkalmazni, valamint feltételezem, hogy a tálcaszám csökkenni fog (minimális refluxhoz végtelen tálcaszám tartozik, növelt refluxhoz képest ez a szám csak csökkenhet). Az ellenőrzést $x_D=0,8$ és $x_F=0,2$ értékekhez végeztem el:

R (REFLUXARÁNY)	N (TÁLCASZÁM)	D (OSZLOPÁTMÉRŐ) [m]
1,5	18	0,808
2	13	0,885
2,5	11	0,9566
3	10	1,022
3,5	9	1,084
4	8	1,14
5	8	1,25
7,5	7	1,49
10	7	1,69
20	7	2,34

5.4. táblázat: Refluxarány hatása

5.10. A számítás programkódja

A dolgozatomban a Visual Basic for Application programnyelvet használtam. Az előző pontban az első tálcára vonatkozóan részletesen bemutattam a számítás menetét. Most a bemenő adatoktól független, dúsító szakaszra vonatkozó programtörzset mutatom be. Törekedtem arra, hogy a változók nevei utaljanak azok funkcióira, így könnyítve a megértést. A dolgozatom mellé mellékelem az Excel-fájlt is, amiben makróként rögzítve található a programtörzs.

6. Szerkezeti kialakítás

Ebben a fejezetben az előzőekben kiszámított adatok alapján elvégzem a szétválasztó torony és a hőcserélők alapszintű méretezését.

6.1. Oszlop

Az oszlopok méretezésénél az oszlop átmérőjét és magasságát kell meghatározni. Az átmérő számításához ismernem kell a legnagyobb megengedett gőzsebességet. Ez az érték a desztillátumra vonatkozó elegy folyadék- és gőzsűrűség értékéből számítható:

$$w = 0,036 \cdot \sqrt{\frac{\rho_{\text{elegy,foly}} - \rho_{\text{elegy,gőz}}}{\rho_{\text{elegy,gőz}}}}$$

Az elegy sűrűségeit a tiszta anyagok sűrűségei és a tömegtörtek alapján tudom számítani:

$$w_{\text{et}} = \frac{x_D \cdot M_{\text{et}}}{x_D \cdot M_{\text{et}} + (1 - x_D) \cdot M_{\text{víz}}}$$

$$w_{\text{víz}} = 1 - w_{\text{et}}$$

(A tiszta anyagokra vonatkozó sűrűségek adott hőmérsékleten való kiszámítási módját az 1. Mellékletben részletezem.)

Ezekből a sűrűségek:

$$\rho_{\text{elegy,foly}} = w_{\text{et}} \cdot \rho_{\text{foly,et}} + w_{\text{víz}} \cdot \rho_{\text{foly,víz}} = 832,19 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\rho_{\text{elegy,gőz}} = w_{\text{et}} \cdot \rho_{\text{gőz,et}} + w_{\text{víz}} \cdot \rho_{\text{gőz,víz}} = 1,31 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

A megengedett gőzsebesség:

$$w = 0,036 \cdot \sqrt{\frac{832,19 - 1,31}{1,31}} = 0,9056 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

A gőzsebesség ismeretében számítható az oszlop átmérője:

$$d = \sqrt{\frac{4}{\pi} \cdot \frac{V_{max}}{\rho_{elegy,g\ddot{o}z}} \cdot \frac{M_{elegy}}{w}} = 1,396 \text{ m}$$

Egy pontosan ekkora átmérőjű oszlop gyártása nagyon költséges volna, ezért az ehhez a felülről legközelebb álló, szabványos értéket választottam, ami $d=1,5$ m.

A tálcátávolságokat az elválasztás nyomásától függően kell megválasztani. Nagynyomású szétválasztás esetén ez a távolság 0-3-0,4 m, atmoszferikus toronynál 0,4-0,6 m, vákuumtoronynál 0,6-0,8 m körüli érték. Itt a cseppelragadás jelenségét kell figyelembe venni: minél kisebb a nyomás, a folyadékcsepp annál magasabba juthat. Megfelelő tálcátávolság megválasztásával ezt a jelenséget megakadályozhatjuk. Mivel a feladatomban atmoszferikus nyomáson történt a szétválasztás, ezért a tálcátávolságot fél méterre választom:

$$z_{t\ddot{a}lca} = 0,5 \text{ m}$$

6.2. Kondenzátor

A kondenzátor feladata

A kondenzátor hőcserélőben az oszlopból távozó párát részlegesen cseppfolyósítjuk. Energiafelhasználási szempontok alapján alkalmazok parciális kondenzáltatást, mert ezzel a módszerrel kevesebb hőt kell a rendszerből elvonnom, így kisebb méretű hőcserélő is elegendő lesz. A cseppfolyósítandó elegy mennyisége a refluxként visszavezetendő anyagmennyiség lesz, ami:

$$L = 36,166 \frac{\text{mol}}{\text{s}}$$

Számítás menete

Ahhoz, hogy egy adott elegyet lekondenzáltassunk, rengeteg energiát kell tőle elvonnunk. Az energiafelhasználás javítása érdekében ezért csak a refluxként visszavezetésre kerülő anyagmennyiséget szeretnénk cseppfolyósítani. Mivel nem tiszta anyagról van szó, hanem elegyről, ezért az összetétel függvényében meghatározom az elegy párolgáshőjét. Mivel a párolgáshő tömegegységre van vonatkoztatva, ezért a móltörteket átváltom tömeegtörtekre, majd ezekkel súlyozom a tiszta anyagok párolgáshőjét:

$$w_{et} = \frac{x_D \cdot M_{et}}{x_D \cdot M_{et} + (1 - x_D) \cdot M_{v\ddot{i}z}} = \frac{0,6 \cdot 46,07}{0,6 \cdot 46 + 0,4 \cdot 18} = 0,7933$$

$$w_{v\ddot{i}z} = 1 - w_{et} = 0,2067$$

$$r_{elegy} = w_{et} \cdot r_{et} + w_{v\acute{z}} \cdot r_{v\acute{z}} = 0,7933 \cdot 962,3 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + 0,2067 \cdot 2308,4 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 1240,81 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

A kondenzáció hőmérséklete 79,35°C (az 5.1. táblázat alapján). Mivel ez a frakció telített állapotban van, így ahhoz, hogy cseppfolyósítsuk, csak a párolgáshőt kell tőle elvonni. Mivel ismerjük ennek a frakciónak is a móláramát, egyszerűen számítható a hőmennyiség:

$$m_{kond} = L \cdot (w_{et} \cdot M_{et} + w_{v\acute{z}} \cdot M_{v\acute{z}}) = 1,4563 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

A szükséges teljesítmény:

$$Q_{kond} = m_{kond} \cdot r_{elegy} = 1804297 \frac{\text{J}}{\text{s}}$$

Ezt a hőmennyiséget úgy tudjuk elvonni az elegytől, ha közben a hűtőfolyadékot melegítjük fel. Olyan anyagot célszerű választani, amelynek nagy a fajhője, mert nagy fajhő esetén a hűtőfolyadék hőmérséklete kevésbé fog változni, így nagy marad a hőmérsékletkülönbség, amely nagy hajtóerőt eredményez. Az egyik legjobb fajhőjű folyadék a magas hőmérsékletű ammónia, amelynek 6500 kJ/kgK a fajhője, mivel azonban ez az anyag erősen mérgező, maró hatású vegyület, gazdaságossági és környezetvédelmi szempontok alapján a második legjobb fajhővel rendelkező anyag, a víz lesz a hűtőfolyadék. A hőcserélő ellenőrzésekor törekedni kell arra, hogy 40°C fölé ne emelkedjen a hőmérséklete, mert ezen hőmérséklet felett lerakódások keletkeznek a hőcserélő belsejében, ami rontaná a hatásfokot, illetve a vízkezelés megnövelné a költségeket.

A hűtővíz által felvett hőmennyiség:

$$Q_{h\acute{u}\acute{t}\acute{o}} = Q_{kond} = c_{h\acute{u}\acute{t}\acute{o}} \cdot m_{h\acute{u}\acute{t}\acute{o}} \cdot (T_{h\acute{u}\acute{t}\acute{o}ki} - T_{h\acute{u}\acute{t}\acute{o}be})$$

A kondenzátor anyagáramai

Általános esetben a kondenzáció a köpenytérben megy végbe, míg a hűtővizet a csőtérben kell áramoltatni. Úgy kell a hőcserélő méreteit megválasztani, hogy a csőtérben turbulens legyen az áramlás ($Re > 10000$), de a folyadéksebesség nem lépje túl az 1-1,5 m/s sebességet, mindezt úgy, hogy az anyagköltség minimális legyen.

A kondenzációs hőátadási tényezőt a Nusselt-féle elméleti levezetésből számítottam ki köpenytéri kondenzációra, vízszintes csősor esetén. Ebben az esetben az összefüggés:

$$\alpha_k = 0,725 \cdot \sqrt[4]{\frac{\lambda_{elegy}^3 \cdot \rho_{elegy}^2 \cdot g \cdot r_{elegy}}{\eta_{elegy} \cdot (t_{kond} - t_{falk}) \cdot Z^{2/3} \cdot d_{csk}}}$$

Az összefüggésben szereplő Z a csőkötegben maximálisan egymás alatt lévő csövek számát jelenti.

A csőtérben lévő hőátadási tényezőt a szokásos módon, az áramlási viszonyokból számítottam:

$$v_{cs} = \frac{\frac{m_{hűtő}}{\rho_{1köz}}}{\frac{(d_k - 2 \cdot s_{cs})^2 \cdot \pi}{4}}$$

feltétel: $v_{cs} \leq 1,5$ m/s

$$Re_{cs} = \frac{v_{cs} \cdot (d_k - 2 \cdot s_{cs}) \cdot \rho_{1köz}}{\eta_{1köz}}$$

feltétel: $Re_{cs} \geq 10000$

$$Pr_{cs} = \frac{\eta_{1köz} \cdot c_{1köz}}{\lambda_{1köz}}$$

$$Nu_{cs} = 0,023 \cdot Re_{cs}^{0,8} \cdot Pr_{cs}^{0,333}$$

$$\alpha_{cs} = \frac{Nu_{cs} \cdot \lambda_{1köz}}{(d_k - 2 \cdot s_{cs})}$$

Ahhoz viszont, hogy számítani tudjuk az előbb felsorolt áramlási és hőátadási jellemzőket, szükségünk van a kondenzálandó elegy és a hűtővíz fizikai jellemzőire. A párolgáshőhöz hasonló módon, a tömegarányoknak megfelelően súlyozva számítottam ki az elegy jellemzőit. A következő táblázatban a tiszta anyagokra jellemző értékeket tüntetem fel a kondenzáció 79,35 °C hőmérsékletén:

FIZIKAI JELLEMZŐ	JELE [MÉRTÉKEGYSÉGE]	VÍZ	ETANOL
Moláris tömeg	$M \left[\frac{kg}{kmol} \right]$	18	46
Párolgáshő	$r \left[\frac{kJ}{kg} \right]$	2308,4	962,3
Fajhő	$c \left[\frac{J}{kgK} \right]$	4196,4	3018,6
Sűrűség	$\rho \left[\frac{kg}{m^3} \right]$	972,4	757
Dinamikai viszkozitás	$\eta [Pa \cdot s]$	0,000354	0,000434
Hővezetési tényező	$\lambda \left[\frac{W}{m \cdot K} \right]$	0,6686	0,169

6.1. táblázat: fizikai jellemzők

(A fizikai jellemzőket a hőmérséklet függvényében számoltam. Erre összefüggéseket a www.thermalfluidscentral.org honlapon találtam, melyeket a dolgozatomban használtam.)

A hűtővízre vonatkozó közös hőmérsékletet nem tudjuk első lépésben meghatározni, de $T_{köz}=15^{\circ}\text{C}$ körüli érték lesz (10°C -on lép be, és nem engedjük, hogy 40°C -nál nagyobb hőmérsékleten lépjen ki), ezért erre a hőmérsékletre kiszámítom a víz anyagjellemzőit:

- $\rho = 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
- $c = 4184,06 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}}$
- $\eta = 0,001135 \text{ Pa}\cdot\text{s}$
- $\lambda = 0,5939 \frac{\text{W}}{\text{m}\cdot\text{K}}$

Most már minden anyagjellemző ismert, kiszámolhatók a hőátadási együtthatók értékei. A kondenzációs hőátadás számításánál azonban a kondenzáció és a cső külső hőmérsékletének különbsége szerepel a képletben, amit nem ismerünk. Ezért az Excel Solver nevű bővítményét használtam ezeknek az értékeknek a meghatározására. Első körben feltételeztem a cső külső hőmérsékletét, majd a kondenzációs hőátadási tényező és a falhőmérséklet alapján kiszámoltam egy hőáramot (q_1). Ennek alapján kiszámoltam a fal belső hőmérsékletét (a hővezetési tényező és falvastagság alapján), majd a csőtéri hőátadási együttható segítségével az itt kialakult hőáramot (q_2). Képeztem ennek a két hőáramnak a különbségét, a Solverben ezt az értéket beállítottam célértékként zérusnak, és a fal külső hőmérsékletének értékét beállítottam, mint módosuló paramétert. A solvert lefuttatva megkaptam a valós hőátadási együtthatókat, melyekből már számítani tudtam a hőcserélő hőátbocsátási együtthatójának értékét:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{cs}} + \frac{s_{cs}}{\lambda_{cs}} + \frac{1}{\alpha_k}}$$

Ennek az értéknek a tudatában már számítható a szükséges hőátadó felület, illetve ebből a szükséges csőhosszúság:

$$A = \frac{Q}{k \cdot \Delta T_{LOG}}$$

$$L = \frac{A}{N \cdot \pi \cdot d_{cs(köz)}}$$

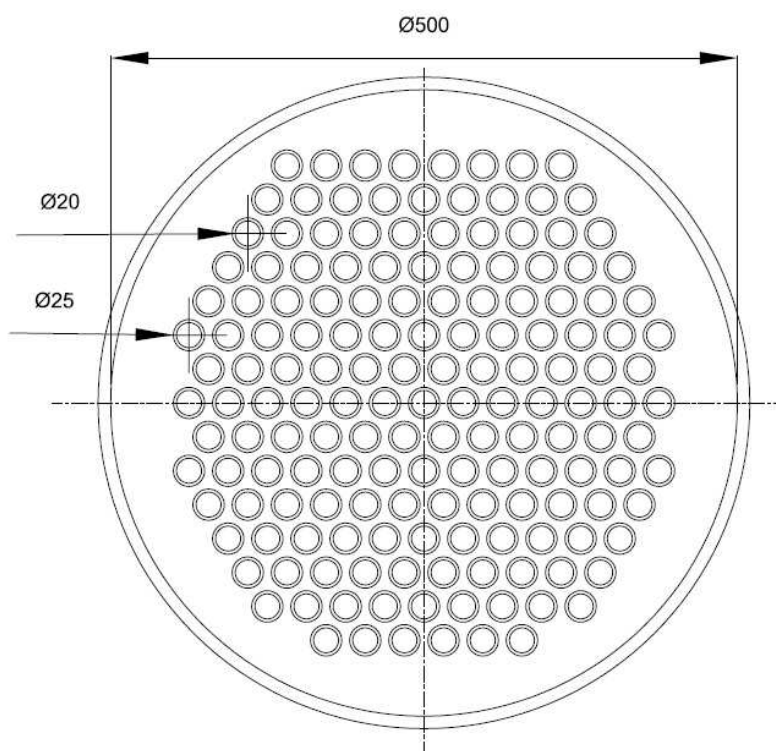
Ahhoz, hogy gazdaságilag is megérje legyártatni a hőcserélőt, figyelni kell arra, hogy a cső hossza a 6 m valamilyen osztója legyen, ne legyen túl sok selejt. Tehát az itt kapott csőhosszúságot 1, 1,5, 2, 3 vagy 6 m hosszúságra kell választani, majd ennek alapján visszaszámítani az összes értéket (felület, csőszám, köpenyátmérő, áramlási mérőszámok). A számítás akkor van kész, amikor a visszaszámolt értékek alapján a hőcserélő képes felvenni a kondenzációból származó összes hőt.

Kapott eredmények:

Geometriai méretek:

JELLEMZŐ	JELE	ÉRTÉKE	MÉRTÉKEGYSÉGE
Cső belső átmérő	d_{csb}	20	mm
Cső falvastagság	s_{cs}	2,5	mm
Cső külső átmérő	d_{csk}	25	mm
Csőhossz	L	2	m
Csőszám	N	161	db
Hőátadó felület	A	22,76	m ²
Köpenyátmérő	$D_{köpeny}$	500	mm

6.2. táblázat: Kondenzátor geometriai paramétereit



6.1. ábra: A kondenzátor csőosztása

Technológiai eredmények:

JELLEMZŐ	JELE	ÉRTÉKE	MÉRTÉKEGYSÉGE
Csőtéri hőátadási tényező	α_{cs}	3374	$W/m^2 \cdot K$
Kondenzációs hőátadási t.	α_k	2130	$W/m^2 \cdot K$
Cső hővezetési t.	λ_{cs}	50	$W/m \cdot K$
Hőátbocsátási t.	k	1225,95	$W/m^2 \cdot K$
Logaritmikus hőm. kül.	ΔT_{LOG}	64,94	$^{\circ}C$
Hűtőközeg tömegáram	$m_{hűtő}$	50	kg/s
Hűtőközeg ár. sebesség	$v_{hűtő}$	0,988	m/s

6.3. táblázat: Kondenzátor technológiai paraméterei

Adott technológiai és geometriai értékek mellett a kondenzátor hőcserélő teljesítménye:

$$Q_{kond} = k \cdot A \cdot \Delta T_{LOG} = 1812130 \frac{J}{s}$$

A kondenzáltatás hőigénye pedig $1804297 \frac{J}{s}$, tehát a hőcserélő képes lesz elvonni a szükséges hőt.

6.3. Kiforraló

A kiforraló feladata

A kiforraló hőcserélő biztosítja a gőzállapotot a rendszerben. Az oszlop legalsó tálcája után van bekötve, és az erről a tálcáról távozó folyadék frakciót párologtatja el. A kondenzátorhoz hasonlóan itt sem teljes forralás történik, mert hasonló megfontolások alapján a maradékot nem forraljuk el, csak a visszavezetendő hányadot. Ezt az arányt nevezhetjük alsó refluxnak vagy visszaforralási aránynak, amely a visszaforralt és a maradékként elvezetett mennyiség hányadosa.

$$V' = 45,207 \frac{mol}{s}$$

$$R_{vf} = \frac{V'}{W} = 3,43$$

Számítás menete

A forralandó elegy összetétele és a forralás összetétele szintén látható az 5.1. táblázatban. Első lépésben ki kell számítani az összetételhez a tömegtörtöket, majd a forralás hőmérsékletén az anyagjellemzőket.

Az alsó, kiforráló hőcserélőt a kondenzátorhoz hasonlóan számítottam. A legfőbb különbség a forralási hőátadási együttható számításában volt. Míg az előbbi esetben az áramlási viszonyokból számítottam a csőtérben az együtthatót, most közvetlenül tudtam számolni. Ehhez Fábry-képletét használtam:

$$\alpha_{forr} = 88 \cdot \Delta\vartheta^2 \cdot p^{0,6} \cdot C_f$$

- $\Delta\vartheta$: a forrás és a csőfal belső hőmérsékletének a különbsége
- p: nyomás (bar-ban)
- C_f : víztől eltérő anyag esetén korrekciós tényező

$$C_f = \frac{\rho}{\rho_v} \cdot \left(\frac{c \cdot \lambda \cdot r_v \cdot \sigma_v}{c_v \cdot \lambda_v \cdot r \cdot \sigma} \right)^{1/2} \cdot \left(\frac{\rho'' \cdot \eta}{\rho''_v \cdot \eta_v} \right)^{-1/4} = 0,9804$$

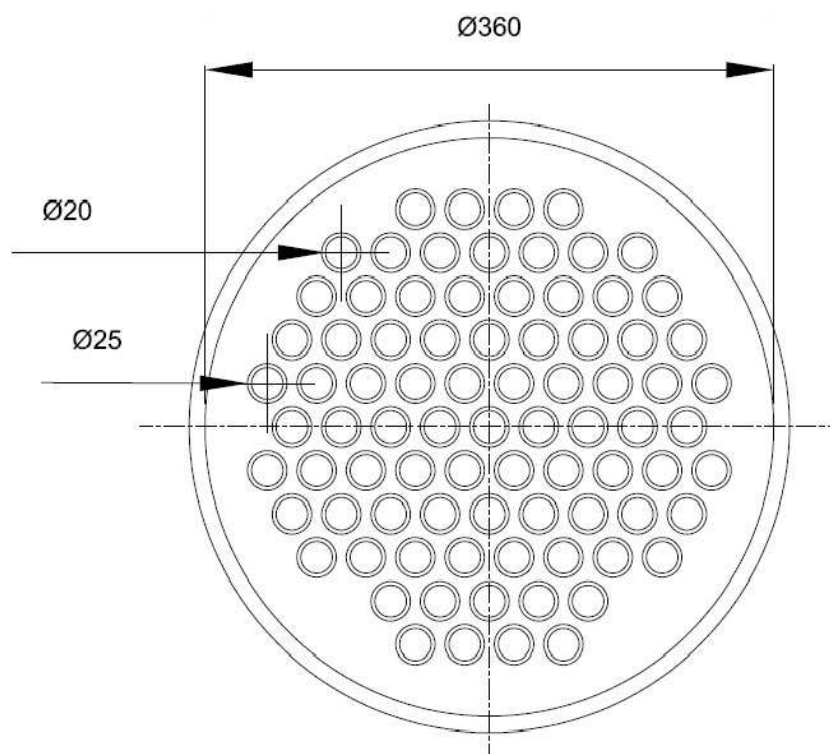
- σ : felületi feszültség [N/m]
- ρ'' : gőzállapotbeli sűrűség [kg/m³]

Az összefüggésben a v index a vízre, az index nélküli jellemzők pedig az elegyre vonatkoznak.

Az anyagjellemzőket az összetételnek megfelelően a forralási hőmérsékleten kiszámítom. Ismertek a kondenzációs és forralási hőmérsékletek. Ezekhez első lépésben feltételezek egy falhőmérsékletet. Kiszámítom a hőáramokat, majd a Solverrel kiszámíttatom a valódi falhőmérsékleteket. Ezekből már számítható a hőátbocsátási tényező, majd a geometriai méretek.

JELLEMZŐ	JELE	ÉRTÉKE	MÉRTÉKEGYSÉGE
Cső belső átmérő	d_{csb}	20	mm
Cső falvastagság	s_{cs}	2,5	mm
Cső külső átmérő	d_{csk}	25	mm
Csőhossz	L	2	m
Csőszám	N	83	db
Hőátadó felület	A	11,73	m ²
Köpenyátmérő	$D_{köpeny}$	300	mm

6.4. táblázat: Kiforráló geometriai méretei



6.2. ábra: A kiforráló csőosztása

JELLEMZŐ	JELE	ÉRTÉKE	MÉRTÉKEGYSÉGE
Csőtéri hőátadási tényező	α_{cs}	13026	$W/m^2 \cdot K$
Kondenzációs hőátadási t.	α_k	6986	$W/m^2 \cdot K$
Cső hővezetési t.	λ_{cs}	50	$W/m \cdot K$
Hőátbocsátási t.	k	3704,94	$W/m^2 \cdot K$
Logaritmikus hőm. kül.	ΔT_{LOG}	43,2	$^{\circ}C$
Gőzmennyiség	$m_{gőz}$	0,88	kg/s

6.5. táblázat: Kiforráló technológiai paraméterei

Itt is ellenőrzöm, hogy a hőcserélő képes-e átvinni a szükséges hőt:

$$Q_{forr} = k \cdot A \cdot \Delta T_{LOG} = 1878040 \frac{J}{s}$$

A forralás hőigénye $1877298 \frac{J}{s}$, tehát a hőcserélő megfelelő teljesítménnyel rendelkezik.

Meg kell viszont azt is vizsgálni, hogy van-e legalább $10^{\circ}C$ különbség a fal külső hőmérséklete és forralás hőmérséklete között. Ennél kisebb különbség esetén nem tudunk forralni.

JELLEMZŐ	JELE	ÉRTÉKE	MÉRTÉKEGYSÉGE
Forralás hőm.	t_{csk}	99,8	°C
Fal külső hőm.	t_{csf}	112,08	°C
Fal belső hőm.	t_{kf}	120,08	°C
Kondenzáció hőm.	t_{kk}	143	°C

6.6. táblázat: Hőmérsékletek

A vizsgált hőmérsékletkülönbség $12,4^{\circ}\text{C}$, tehát feltételezhetjük, hogy a fázisátalakulás végbe fog menni.

Összefoglalás

A diplomamunkámban víz-etil-alkohol rendszer rektifikálásával foglalkoztam, azon belül is a tálcáról tálcára való analitikus számítással. A műszaki gyakorlatban a legtöbb rektifikálási feladat esetén a McCabe-Thiele grafikus módszerrel történik a tálcaszám meghatározása. Ez azért is lehetséges, mert üzemi rektifikálás esetén (például szénhidrogének) teljes komponens-szétválasztás következik be. Jelen esetben viszont (például szeszes párlatok esetén) nem történik, és nem is történhetne teljes szétválasztás, mivel a két anyag azeotropos elegyet alkot. Így a dolgozatomban azt vizsgáltam, hogy mik azok a paraméterek, amelyeket feltétlenül nekünk kell megadnunk, és ezeknek az adatoknak az alapján a különböző tálcákon milyen egyensúly fog kialakulni, és a szétválasztási feladathoz milyen geometriájú, tálcaszámú szétválasztó oszlopra van szükségünk, valamint ezeket milyen hőközlő eszközökkel lehet megvalósítani.

Summary

In my thesis, I deal with the rectification of water-ethanol system, especially the tray-to-tray numerical calculation. In the engineering practice, the number of trays defined by the McCabe-Thiele graphic method, because in petrochemistry occur the total splitting. Nevertheless, in food and alcohol industry, we don't want and can't split this mixture, because it creates an azeotropic mixture. In this thesis, I examine what will be the input parameters, and the equilibrium on the trays depends on these parameters. I calculated the geometric parameters of the rectification column (diameter, numbers of tray, distance of trays) and the reboiler and condenser heat exchanger (heat transfer area, diameter, numbers of pipes, length of pipe).

Irodalomjegyzék

- [1] Földes Péter - Fonyó Zsolt: Rektifikálás, Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1978
- [2] Fábry György: Vegyipari gépészek kézikönyve, Műszaki Könyvkiadó, Budapest, 1987
- [3] Don W. Green – Robert H. Perry: Perry's chemical engineers' Handbook, 8th edition
- [4] Asteria Narvaez-Garcia, Jose del Carmen Zavala-Lorla, Luis Enrique Vilchis-Bravo, Jose Antonio Rocha-Urbe: Design of Batch Distillation Columns Using Short-Cut Method at Constant Reflux
- [5] Cséfalvay Edit-Mika László Tamás: Vegyipari művelettan jegyzet, ELTE Kémiai Intézet, Budapest, 2008
- [6] dr. Molnárné Hamvas Livia: Vízkémia, Kézirat, Sopron, 1997
- [7] Dr. Beke János: Műszaki hőtan mérnököknek, Mezőgazdasági Szaktudás Kiadó, Budapest, 2000
- [8] Fábry György: Vegyipari gépek és műveletek II-III., Tankönyvkiadó, Budapest, 1989
- [9]
https://www.thermalfluidscentral.org/encyclopedia/index.php/Thermophysical_Properties: Ethanol
- [10]
https://www.thermalfluidscentral.org/encyclopedia/index.php/Thermophysical_Properties: Water

Melléklet: Fizikai jellemzők számítása

A víz fizikai jellemzői

T Hőmérséklet. °C	r párolgáshő (kJ/kg)	ρ folyadéksűrűség (kg/m ³)	ρ^g gőzsűrűség (kg/m ³)	η dinamikai viszkozitás (10 ⁻⁷ Pas)	λ hővezetési tényező (W/m·K)	σ felületi feszültség (10 ⁻³ N/m)	$c_{p,l}$ folyadék fajhő (kJ/kg·K)
20	2453,8	999,0	0,01729	10015	0,602	72,88	4,182
40	2406,5	993,05	0,05110	6513	0,630	69,48	4,179
60	2358,4	983,28	0,13020	4630	0,653	66,07	4,185
80	2308,9	971,82	0,29320	3510	0,669	62,69	4,197
100	2251,2	958,77	0,59740	2790	0,680	58,91	4,216
120	2202,9	943,39	1,12100	2300	0,685	54,96	4,245

Az összefüggések:

$$\ln(r) = 7,8201 - 5,8906 \cdot 10^{-4} \cdot T - 9,1355 \cdot 10^{-6} \cdot T^2 + 8,4738 \cdot 10^{-8} \cdot T^3 - 3,9635 \cdot 10^{-10} \cdot T^4 + 5,9150 \cdot 10^{-13} \cdot T^5$$

$$\ln(\rho) = 6,9094 - 2,0146 \cdot 10^{-5} \cdot T - 5,9868 \cdot 10^{-6} \cdot T^2 + 2,5921 \cdot 10^{-8} \cdot T^3 - 9,3244 \cdot 10^{-11} \cdot T^4 + 1,2103 \cdot 10^{-13} \cdot T^5$$

$$\ln(\rho'') = -5,3225 + 6,8366 \cdot 10^{-2} \cdot T - 2,7243 \cdot 10^{-4} \cdot T^2 + 8,4522 \cdot 10^{-7} \cdot T^3 - 1,6558 \cdot 10^{-9} \cdot T^4 + 1,5514 \cdot 10^{-12} \cdot T^5$$

$$\ln(\eta) = 9,7620 - 3,1154 \cdot 10^{-2} \cdot T - 2,0029 \cdot 10^{-4} \cdot T^2 - 9,5815 \cdot 10^{-7} \cdot T^3 + 2,7772 \cdot 10^{-9} \cdot T^4 - 3,5075 \cdot 10^{-12} \cdot T^5$$

$$\ln(\lambda) = -5,6528 \cdot 10^{-1} + 3,1743 \cdot 10^{-3} \cdot T - 1,4392 \cdot 10^{-5} \cdot T^2 - 1,3224 \cdot 10^{-8} \cdot T^3 + 2,5534 \cdot 10^{-10} \cdot T^4 - 6,4454 \cdot 10^{-13} \cdot T^5$$

$$\ln(\sigma) = 4,3438 - 3,0664 \cdot 10^{-3} \cdot T + 2,0743 \cdot 10^{-5} \cdot T^2 - 2,5499 \cdot 10^{-7} \cdot T^3 + 1,0377 \cdot 10^{-9} \cdot T^4 - 1,7156 \cdot 10^{-12} \cdot T^5$$

$$\ln(c_{p,l}) = 1,4338 - 2,2638 \cdot 10^{-4} \cdot T + 4,2819 \cdot 10^{-6} \cdot T^2 - 2,7411 \cdot 10^{-8} \cdot T^3 + 1,4699 \cdot 10^{-10} \cdot T^4 - 2,2589 \cdot 10^{-13} \cdot T^5$$

Az összefüggések 20-200°C között érvényesek.

Az etanol fizikai jellemzői

T Hőmérséklet, °C	r párolgáshő (kJ/kg)	ρ folyadéksűrűség (kg/m ³)	ρ'' gőzsűrűség (kg/m ³)	η dinamikai viszkozitás (10 ⁻⁷ Pas)	λ hővezetési tényező (W/m-K)	σ felületi feszültség (10 ⁻³ N/m)	$c_{p,l}$ folyadék fajhő (kJ/kg-K)
0	1048,4	0,901	0,036	1,7990	0,183	24,4	2,27
20	1030,0	0,800	0,085	1,1980	0,179	22,8	2,40
40	1011,9	0,789	0,316	0,8190	0,175	21,0	2,57
60	988,9	0,770	0,748	0,5880	0,171	19,2	2,78
80	960,0	0,757	1,430	0,4320	0,169	17,3	3,03
100	927,0	0,730	3,410	0,3180	0,167	15,5	3,30
120	885,5	0,710	6,010	0,2430	0,165	13,4	3,61

Az összefüggések:

(0-240°C között)

$$r = 1048,6 - 1,0621 \cdot T - 1,0651 \cdot 10^{-2} \cdot T^2 - 2,0693 \cdot 10^{-4} \cdot T^3 + 1,1231 \cdot 10^{-6} \cdot T^4 - 2,4928 \cdot 10^{-13} \cdot T^5$$

$$\ln(\rho) = -1,0791 \cdot 10^{-1} - 7,7201 \cdot 10^{-3} \cdot T + 1,5906 \cdot 10^{-4} \cdot T^2 - 1,6139 \cdot 10^{-6} \cdot T^3 + 7,1873 \cdot 10^{-9} \cdot T^4 - 1,2075 \cdot 10^{-11} \cdot T^5$$

$$\ln(\rho'') = -3,3681 - 5,2492 \cdot 10^{-2} \cdot T + 5,1630 \cdot 10^{-5} \cdot T^2 - 1,9542 \cdot 10^{-6} \cdot T^3 + 8,6893 \cdot 10^{-9} \cdot T^4 - 1,1451 \cdot 10^{-11} \cdot T^5$$

$$\ln(\eta) = 5,8942 \cdot 10^{-1} - 2,2540 \cdot 10^{-2} \cdot T + 1,0283 \cdot 10^{-4} \cdot T^2 - 8,8574 \cdot 10^{-7} \cdot T^3 + 4,7884 \cdot 10^{-9} \cdot T^4 - 9,7493 \cdot 10^{-12} \cdot T^5$$

$$\sigma = 24,419 - 8,1477 \cdot 10^{-2} \cdot T - 1,1450 \cdot 10^{-4} \cdot T^2 + 8,6540 \cdot 10^{-7} \cdot T^3 - 7,6432 \cdot 10^{-10} \cdot T^4 + 1,9148 \cdot 10^{-11} \cdot T^5$$

(0-220 °C között)

$$\ln(\lambda) = -1,6976 - 1,2503 \cdot 10^{-3} \cdot T + 7,5291 \cdot 10^{-7} \cdot T^2 + 5,2361 \cdot 10^{-8} \cdot T^3 - 3,4986 \cdot 10^{-10} \cdot T^4 + 6,4599 \cdot 10^{-13} \cdot T^5$$

(0-140 °C között)

$$\ln(c_{p,l}) = 0,81463 + 2,6793 \cdot 10^{-3} \cdot T + 1,3888 \cdot 10^{-5} \cdot T^2 - 4,3856 \cdot 10^{-11} \cdot T^3 - 4,4424 \cdot 10^{-10} \cdot T^4 + 1,5104 \cdot 10^{-12} \cdot T^5$$

Melléklet: Programkód

```
Sub makró()  
,  
' Makró1 Makró  
,  
' Billentyűparancs: Ctrl+g  
,  
  
nyomas = Cells(2, 7)  
homer = Cells(3, 7)  
a12 = Cells(10, 2)  
a21 = Cells(11, 2)  
e = Cells(9, 2)  
eta = Cells(3, 2)  
etb = Cells(4, 2)  
etc = Cells(5, 2)  
viza = Cells(3, 3)  
vizb = Cells(4, 3)  
vize = Cells(5, 3)  
Range("B46:AA50").Value = ""  
  For i = 1 To 10  
    dx = Cells(12, 10)  
    petnull = 10 ^ (eta - (etb / (etc + homer)))  
    pviznull = 10 ^ (viza - (vizb / (vize + homer)))  
    yet = Cells(8, 7)  
    yviz = 1 - yet  
    pet = yet * nyomas  
    pviz = yviz * nyomas  
    xetsillag = yet  
    xvizcsillag = 1 - xetsillag  
    gammaet1 = (e ^ (xvizcsillag * xvizcsillag * (a12 + 2 * (a21 - a12) * xetsillag))  
    xet1 = pet / (petnull * gammaet1)  
    hiba1 = xet1 - xetsillag  
    xetsillaglepes = xetsillag + dx  
    xvizcsillaglepes = 1 - xetsillaglepes  
    gammaet2 = (e ^ (xvizcsillaglepes * xvizcsillaglepes * (a12 + 2 * (a21 - a12) *  
    xetsillaglepes))  
    xet2 = pet / (petnull * gammaet2)  
    hiba2 = xet2 - xetsillaglepes  
    m = (hiba2 - hiba1) / dx  
    b = hiba1 - m * xetsillag  
    xuj = -b / m  
    lepes = 0  
    Do While Abs(hiba1) > 0.00001  
      lepes = lepes + 1  
      xvizcsillag = 1 - xetsillag
```

```

gammaet1 = (e ^ (xvizcsillag * xvizcsillag * (a12 + 2 * (a21 - a12) * xetcsillag)))
xet1 = pet / (petnull * gammaet1)
hiba1 = xet1 - xetcsillag
xetcsillaglepes = xetcsillag + dx
xvizcsillaglepes = 1 - xetcsillaglepes
gammaet2 = (e ^ (xvizcsillaglepes * xvizcsillaglepes * (a12 + 2 * (a21 - a12) *
  xetcsillaglepes)))
xet2 = pet / (petnull * gammaet2)
hiba2 = xet2 - xetcsillaglepes
m = (hiba2 - hiba1) / dx
b = hiba1 - m * xetcsillag
xuj = -b / m
xetcsillag = xuj
  If lepes > 200 Then
    MsgBox "baj van"
    Exit Do
  End If
Loop
gammaviz = e ^ (xetcsillag * xetcsillag * (a21 + 2 * (a12 - a21) * xvizcsillag))
xviz = pviz / (pviznull * gammaviz)
xossz = xet1 + xviz
hibit1 = 1 - xossz
dt = Cells(3, 11)
homerlep = homer + dt
tlepes = 0
tpetnull = 10 ^ (eta - (etb / (etc + homerlep)))
tpviznull = 10 ^ (viza - (vizb / (vizc + homerlep)))
tyet = Cells(8, 7)
tyviz = 1 - tyet
tpet = tyet * nyomas
tpviz = tyviz * nyomas
txetcsillag = tyet
txvizcsillag = 1 - txetcsillag
tgammaet1 = (e ^ (txvizcsillag * txvizcsillag * (a12 + 2 * (a21 - a12) * txetcsillag)))
txet1 = tpet / (tpetnull * tgammaet1)
thiba1 = txet1 - txetcsillag
txetcsillaglepes = txetcsillag + dx
txvizcsillaglepes = 1 - txetcsillaglepes
tgammaet2 = (e ^ (txvizcsillaglepes * txvizcsillaglepes * (a12 + 2 * (a21 - a12) *
  txetcsillaglepes)))
txet2 = tpet / (tpetnull * tgammaet2)
thiba2 = txet2 - txetcsillaglepes
tm = (thiba2 - thiba1) / dx
tb = thiba1 - tm * txetcsillag
txuj = -tb / tm
txetcsillag = txuj
tlepes=0
  Do While Abs(thiba1) > 0.00001
    tlepes = tlepes + 1
    txvizcsillag = 1 - txetcsillag
    tgammaet1 = (e ^ (txvizcsillag * txvizcsillag * (a12 + 2 * (a21 - a12) *
      txetcsillag)))
    txet1 = tpet / (tpetnull * tgammaet1)
    thiba1 = txet1 - txetcsillag
    txetcsillaglepes = txetcsillag + dx
    txvizcsillaglepes = 1 - txetcsillaglepes

```

```

    tgammaet2 = (e ^ (txvizcsillaglepes * txvizcsillaglepes * (a12 + 2 * (a21 - a12) *
txetcsillaglepes)))
    txet2 = tpet / (tpetnull * tgammaet2)
    thiba2 = txet2 - txetcsillaglepes
    tm = (thiba2 - thiba1) / dx
    tb = thiba1 - tm * txetcsillag
    txuj = -tb / tm
    txetcsillag = txuj
    If tlepes > 200 Then
    MsgBox "második baj"
    Exit Do
    End If
    Loop
    tgammaviz = e ^ (txetcsillag * txetcsillag * (a21 + 2 * (a12 - a21) * txvizcsillag))
    txviz = tpviz / (tpviznull * tgammaviz)
    txossz = txetcsillag + txviz
    thibat1 = 1 - txossz
    ttm = (thibat1 - hibat1) / dt
    ttb = hibat1 - ttm * homer
    homeruj = -ttb / ttm
    homer = homeruj
    Cells(3, 7) = homer
    i = i + 1
    Next i
Cells(5, 7) = petnull
Cells(6, 7) = pviznull
Cells(9, 7) = yviz
Cells(10, 7) = pet
Cells(11, 7) = pviz
Cells(13, 7) = xetcsillag
Cells(14, 7) = gammaet1
Cells(15, 7) = xet1
Cells(16, 7) = hiba1
Cells(18, 7) = xvizcsillag
Cells(19, 7) = gammaviz
Cells(20, 7) = xviz
Cells(13, 10) = xetcsillaglepes
Cells(14, 10) = gammaet2
Cells(15, 10) = xet2
Cells(16, 10) = hiba2
Cells(18, 10) = m
Cells(19, 10) = b
Cells(20, 10) = xuj
Cells(22, 7) = xet1
Cells(23, 7) = xviz
Cells(24, 7) = xossz
Cells(25, 7) = hibat1
Cells(3, 14) = homerlep
Cells(5, 14) = tpetnull
Cells(6, 14) = tpviznull
Cells(8, 14) = tyet
Cells(9, 14) = tyviz
Cells(10, 14) = tpet
Cells(11, 14) = tpviz
Cells(15, 14) = txet1
Cells(16, 14) = thiba1

```

```
Cells(13, 14) = txetcsillag
Cells(18, 14) = txvizcsillag
Cells(15, 17) = txet2
Cells(14, 17) = tgammaet2
Cells(16, 17) = thiba2
Cells(18, 17) = tm
Cells(19, 17) = tb
Cells(20, 17) = txuj
Cells(22, 14) = txet1
Cells(23, 14) = txviz
Cells(24, 14) = txossz
Cells(25, 14) = thibat1
Cells(26, 10) = ttm
Cells(27, 10) = ttb
Cells(28, 10) = homeruj
Cells(46, 2) = 1
Cells(47, 2) = homer
Cells(48, 2) = yet
Cells(49, 2) = xetcsillag
Cells(50, 2) = xviz
'Dúsító szakasz tömbváltozóinak a deklerálása
  Dim talca As Integer
  Dim li(25) As Double
  Dim lxtet(25) As Double
  Dim lpetnull(25) As Double
  Dim lhomer(25) As Double
  Dim lpviznull(25) As Double
  Dim lyet(25) As Double
  Dim lyviz(25) As Double
  Dim lpet(25) As Double
  Dim lpviz(25) As Double
  Dim lxtetcsillag(25) As Double
  Dim lxvizcsillag(25) As Double
  Dim lgammaet1(25) As Double
  Dim lxtet1(25) As Double
  Dim lhiba1(25) As Double
  Dim lxtetcsillaglepes(25) As Double
  Dim lxvizcsillaglepes(25) As Double
  Dim lgammaet2(25) As Double
  Dim lxtet2(25) As Double
  Dim lhiba2(25) As Double
  Dim lm(25) As Double
  Dim lb(25) As Double
  Dim lxuj(25) As Double
  Dim llepes(25) As Double
  Dim lgammaviz(25) As Double
  Dim lxviz(25) As Double
  Dim lxossz(25) As Double
  Dim lhibat1(25) As Double
  Dim lhomerlep(25) As Double
  Dim ltlepes(25) As Double
  Dim ltpetnull(25) As Double
  Dim ltpviznull(25) As Double
  Dim ltyet(25) As Double
  Dim ltyviz(25) As Double
  Dim ltpet(25) As Double
```



```

Dim ltpviz(25) As Double
Dim ltxetsillag(25) As Double
Dim ltxvizcsillag(25) As Double
Dim ltgammaet1(25) As Double
Dim ltxet1(25) As Double
Dim lthiba1(25) As Double
Dim ltxetsillaglepes(25) As Double
Dim ltxvizcsillaglepes(25) As Double
Dim ltgammaet2(25) As Double
Dim ltxet2(25) As Double
Dim lthiba2(25) As Double
Dim ltm(25) As Double
Dim ltb(25) As Double
Dim ltxuj(25) As Double
Dim ltgammaviz(25) As Double
Dim ltxviz(25) As Double
Dim ltxossz(25) As Double
Dim lttm(25) As Double
Dim lthibat1(25) As Double
Dim lttb(25) As Double
Dim lhomeruj(25) As Double

```

```
xetbe = Cells(32, 7)
```

```
xetw = 0.01
```

```
For maradek=1 to 3
```

```
For talca = 1 To 25
```

```
F = Cells(37, 7)
```

```
R = Cells(36, 7)
```

```
W = F * ((xetbe - yet) / (xetw - yet))
```

```
D = F - W
```

```
L = R * D
```

```
V = (R + 1) * D
```

```
Cells(33, 7) = L
```

```
Cells(34, 7) = D
```

```
Cells(35, 7) = V
```

```
Cells(38, 7) = W
```

```
    If talca = 1 Then
```

```
        lxetsillag(talca - 1) = Cells(22, 7)
```

```
    ElseIf talca > 1 Then
```

```
        lxetsillag(talca - 1) = Cells(49, talca + 1)
```

```
    End If
```

```
yet = Cells(8, 7)
```

```
lyet(talca) = (L / V) * lxetsillag(talca - 1) + (D / V) * yet
```

```
homer = Cells(3, 7)
```

```
lhomer(talca) = homer
```

```
    For j = 1 To 10
```

```
        lpetnull(talca) = 10 ^ (eta - (etb / (etc + lhomer(talca))))
```

```
        lpviznull(talca) = 10 ^ (viza - (vizb / (vizc + lhomer(talca))))
```

```
        lyviz(talca) = 1 - lyet(talca)
```

```
        lpet(talca) = lyet(talca) * nyomas
```

```
        lpviz(talca) = lyviz(talca) * nyomas
```

```
        lxetsillag(talca) = lyet(talca)
```

```
        lxvizcsillag(talca) = 1 - lxetsillag(talca)
```

```
        lgammaet1(talca) = (e ^ (lxvizcsillag(talca) * lxvizcsillag(talca) * (a12 + 2 * (a21 - a12) * lxetsillag(talca))))
```

```
        lxet1(talca) = lpet(talca) / (lpetnull(talca) * lgammaet1(talca))
```

```

lhiba1(talca) = lzet1(talca) - lzetcsillag(talca)
lzetcsillaglepes(talca) = lzetcsillag(talca) + dx
lxvizcsillaglepes(talca) = 1 - lzetcsillaglepes(talca)
lgammaet2(talca) = (e ^ (lxvizcsillaglepes(talca) * lxvizcsillaglepes(talca) * (a12
+ 2 * (a21 - a12) * lzetcsillaglepes(talca))))
lzet2(talca) = lpet(talca) / (lpetnull(talca) * lgammaet2(talca))
lhiba2(talca) = lzet2(talca) - lzetcsillaglepes(talca)
lm(talca) = (lhiba2(talca) - lhiba1(talca)) / dx
lb(talca) = lhiba1(talca) - lm(talca) * lzetcsillag(talca)
lxuj(talca) = -lb(talca) / lm(talca)
lepes=0
  Do While Abs(lhiba1(talca)) > 0.00001
    lepes = lepes + 1
    lxvizcsillag(talca) = 1 - lzetcsillag(talca)
    lgammaet1(talca) = (e ^ (lxvizcsillag(talca) * lxvizcsillag(talca) * (a12 +
2 * (a21 - a12) * lzetcsillag(talca))))
    lzet1(talca) = lpet(talca) / (lpetnull(talca) * lgammaet1(talca))
    lhiba1(talca) = lzet1(talca) - lzetcsillag(talca)
    lzetcsillaglepes(talca) = lzetcsillag(talca) + dx
    lxvizcsillaglepes(talca) = 1 - lzetcsillaglepes(talca)
    lgammaet2(talca) = (e ^ (lxvizcsillaglepes(talca) *
lxvizcsillaglepes(talca) * (a12 + 2 * (a21 - a12) *
lzetcsillaglepes(talca))))
    lzet2(talca) = lpet(talca) / (lpetnull(talca) * lgammaet2(talca))
    lhiba2(talca) = lzet2(talca) - lzetcsillaglepes(talca)
    lm(talca) = (lhiba2(talca) - lhiba1(talca)) / dx
    lb(talca) = lhiba1(talca) - lm(talca) * lzetcsillag(talca)
    lxuj(talca) = -lb(talca) / lm(talca)
    lzetcsillag(talca) = lxuj(talca)
    If lepes > 1000 Then
      MsgBox "baj van"
      Exit Do
    End If
  Loop
lgammaviz(talca) = e ^ (lzetcsillag(talca) * lzetcsillag(talca) * (a21 + 2 * (a12 -
a21) * lxvizcsillag(talca)))
lxviz(talca) = lpviz(talca) / (lpviznull(talca) * lgammaviz(talca))
lxossz(talca) = lzet1(talca) + lxviz(talca)
lhibat1(talca) = 1 - lxossz(talca)
lhomerlep(talca) = lhomer(talca) + dt
ltpetnull(talca) = 10 ^ (eta - (etb / (etc + lhomerlep(talca))))
ltpviznull(talca) = 10 ^ (viza - (vizb / (vize + lhomerlep(talca))))
ltyet(talca) = lyet(talca)
ltyviz(talca) = 1 - ltyet(talca)
ltpet(talca) = ltyet(talca) * nyomas
ltpviz(talca) = ltyviz(talca) * nyomas
ltzetcsillag(talca) = ltyet(talca)
ltxvizcsillag(talca) = 1 - ltzetcsillag(talca)
ltgammaet1(talca) = (e ^ (ltxvizcsillag(talca) * ltxvizcsillag(talca) * (a12 + 2 *
(a21 - a12) * ltzetcsillag(talca))))
ltzet1(talca) = ltpet(talca) / (ltpetnull(talca) * ltgammaet1(talca))
lthiba1(talca) = ltzet1(talca) - ltzetcsillag(talca)
ltzetcsillaglepes(talca) = ltzetcsillag(talca) + dx
ltxvizcsillaglepes(talca) = 1 - ltzetcsillaglepes(talca)
ltgammaet2(talca) = (e ^ (ltxvizcsillaglepes(talca) * ltxvizcsillaglepes(talca) *
(a12 + 2 * (a21 - a12) * ltzetcsillaglepes(talca))))

```

```

ltxet2(talca) = ltpet(talca) / (ltpetnull(talca) * lgammaet2(talca))
lthiba2(talca) = ltxet2(talca) - ltxetcsillaglepes(talca)
ltm(talca) = (lthiba2(talca) - lthiba1(talca)) / dx
ltb(talca) = lthiba1(talca) - ltm(talca) * ltxetcsillag(talca)
ltxuj(talca) = -ltb(talca) / ltm(talca)
tlepes = 0
  Do While Abs(lthiba1(talca)) > 0.00001
    tlepes = tlepes + 1
    ltxvizcsillag(talca) = 1 - ltxetcsillag(talca)
    lgammaet1(talca) = (e ^ (ltxvizcsillag(talca) * ltxvizcsillag(talca) * (a12
      + 2 * (a21 - a12) * ltxetcsillag(talca))))
    ltxet1(talca) = ltpet(talca) / (ltpetnull(talca) * lgammaet1(talca))
    lthiba1(talca) = ltxet1(talca) - ltxetcsillag(talca)
    ltxetcsillaglepes(talca) = ltxetcsillag(talca) + dx
    ltxvizcsillaglepes(talca) = 1 - ltxetcsillaglepes(talca)
    lgammaet2(talca) = (e ^ (ltxvizcsillaglepes(talca) *
      ltxvizcsillaglepes(talca) * (a12 + 2 * (a21 - a12) *
      ltxetcsillaglepes(talca))))
    ltxet2(talca) = ltpet(talca) / (ltpetnull(talca) * lgammaet2(talca))
    lthiba2(talca) = ltxet2(talca) - ltxetcsillaglepes(talca)
    ltm(talca) = (lthiba2(talca) - lthiba1(talca)) / dx
    ltb(talca) = lthiba1(talca) - ltm(talca) * ltxetcsillag(talca)
    ltxuj(talca) = -ltb(talca) / ltm(talca)
    ltxetcsillag(talca) = ltxuj(talca)
    If tlepes > 1000 Then
      MsgBox "második baj"
      Exit Do
    End If
  Loop
  ltxgammaviz(talca) = e ^ (ltxetcsillag(talca) * ltxetcsillag(talca) * (a21 + 2 * (a12
    - a21) * ltxvizcsillag(talca)))
  ltxviz(talca) = ltpviz(talca) / (ltpviznull(talca) * ltxgammaviz(talca))
  ltxossz(talca) = ltxetcsillag(talca) + ltxviz(talca)
  lthibat1(talca) = 1 - ltxossz(talca)
  lttm(talca) = (lthibat1(talca) - lthibat1(talca)) / dt
  lttb(talca) = lthibat1(talca) - lttm(talca) * lhomer(talca)
  lhomeruj(talca) = -lttb(talca) / lttm(talca)
  lhomer(talca) = lhomeruj(talca)
Next j
Cells(46, talca + 2) = talca + 1
Cells(47, talca + 2) = lhomer(talca)
Cells(48, talca + 2) = lyet(talca)
Cells(49, talca + 2) = ltxetcsillag(talca)
Cells(50, talca + 2) = ltxviz(talca)
  If (ltxetcsillag(talca) - xetbe) < 0 Then
    Cells(38, 9) = " "
  Exit For
End If
Next talca
Cells(52, 2) = talca + 1
'Szegényítő szakasz tömbváltozóinak a deklarációja
Dim homerw(20) As Double
Dim xw(20) As Double
Dim gammawet(20) As Double
Dim pwetnull(20) As Double
Dim gammawviz(20) As Double

```

```

Dim pwviznull(20) As Double
Dim pwet(20) As Double
Dim pwviz(20) As Double
Dim pwossz(20) As Double
Dim hibaw1(20) As Double
Dim dhomerw(20) As Double
Dim dgamawet(20) As Double
Dim dpwetnull(20) As Double
Dim dgamawviz(20) As Double
Dim dpwviznull(20) As Double
Dim dpwet(20) As Double
Dim dpwviz(20) As Double
Dim dpwossz(20) As Double
Dim dhibaw1(20) As Double
Dim dm(20) As Double
Dim dd(20) As Double
Dim yw(20) As Double
Dim dyw(20) As Double
Dim dxw(20) As Double
q = Cells(33, 11)
LL = L + (q * F)
VV = V + ((1 - q) * F)
Cells(35, 11) = VV
Cells(34, 11) = LL
Range("b55:aa58").Value = " "
xetw = ((F / W) * (xetbe - yet)) + yet
    For tanyer = 1 To 15
        If tanyer = 1 Then
            xw(tanyer) = xetw
        ElseIf tanyer > 1 Then
            xw(tanyer) = (VV / LL) * yw(tanyer - 1) + (W / LL) * xetw
        End If

        'hőmérséklet feltételezése'
        homerw(tanyer) = 75
        gammawet(tanyer) = e ^ ((1 - xw(tanyer)) ^ 2 * (a12 + 2 * (a21 - a12) * xw(tanyer)))
        pwetnull(tanyer) = 10 ^ (eta - etb / (homerw(tanyer) + etc))
        gammawviz(tanyer) = e ^ (xw(tanyer) ^ 2 * (a21 + 2 * (a12 - a21) * (1 - xw(tanyer))))
        pwviznull(tanyer) = 10 ^ (viza - vizb / (vize + homerw(tanyer)))
        pwet(tanyer) = pwetnull(tanyer) * gammawet(tanyer) * xw(tanyer)
        pwviz(tanyer) = pwviznull(tanyer) * gammawviz(tanyer) * (1 - xw(tanyer))
        pwossz(tanyer) = pwet(tanyer) + pwviz(tanyer)
        hibaw1(tanyer) = nyomas - pwossz(tanyer)
        dhomerw(tanyer) = homerw(tanyer) + dt
        dgamawet(tanyer) = e ^ ((1 - xw(tanyer)) ^ 2 * (a12 + 2 * (a21 - a12) * xw(tanyer)))
        dpwetnull(tanyer) = 10 ^ (eta - etb / (dhomerw(tanyer) + etc))
        dgamawviz(tanyer) = e ^ (xw(tanyer) ^ 2 * (a21 + 2 * (a12 - a21) * (1 - xw(tanyer))))
        dpwviznull(tanyer) = 10 ^ (viza - vizb / (vize + dhomerw(tanyer)))
        dpwet(tanyer) = dpwetnull(tanyer) * dgamawet(tanyer) * xw(tanyer)
        dpwviz(tanyer) = dpwviznull(tanyer) * dgamawviz(tanyer) * (1 - xw(tanyer))
        dpwossz(tanyer) = dpwet(tanyer) + dpwviz(tanyer)
        dhibaw1(tanyer) = nyomas - dpwossz(tanyer)
        dm(tanyer) = (dhibaw1(tanyer) - hibaw1(tanyer)) / dt
        dd(tanyer) = hibaw1(tanyer) - dm(tanyer) * homerw(tanyer)
        homerw(tanyer) = -dd(tanyer) / dm(tanyer)
        'új hőmérséklet kiszámolva'
        'jó hőmérséklet kiszámítása'
    
```

```

lepk = 0
Do While Abs(hibaw1(tanyer)) > 0.00001
  lepk = lepk + 1
  gammawet(tanyer) = e ^ ((1 - xw(tanyer)) ^ 2 * (a12 + 2 * (a21 - a12) *
  xw(tanyer)))
  pwetnull(tanyer) = 10 ^ (eta - etb / (homerw(tanyer) + etc))
  gammawviz(tanyer) = e ^ (xw(tanyer) ^ 2 * (a21 + 2 * (a12 - a21) * (1 -
  xw(tanyer))))
  pwviznull(tanyer) = 10 ^ (viza - vizb / (vizc + homerw(tanyer)))
  pwet(tanyer) = pwetnull(tanyer) * gammawet(tanyer) * xw(tanyer)
  pwviz(tanyer) = pwviznull(tanyer) * gammawviz(tanyer) * (1 - xw(tanyer))
  pwossz(tanyer) = pwet(tanyer) + pwviz(tanyer)
  hibaw1(tanyer) = nyomas - pwossz(tanyer)
  dhomerw(tanyer) = homerw(tanyer) + dt
  dgammawet(tanyer) = e ^ ((1 - xw(tanyer)) ^ 2 * (a12 + 2 * (a21 - a12) *
  xw(tanyer)))
  dpwetnull(tanyer) = 10 ^ (eta - etb / (dhomerw(tanyer) + etc))
  dgammawviz(tanyer) = e ^ (xw(tanyer) ^ 2 * (a21 + 2 * (a12 - a21) * (1 -
  xw(tanyer))))
  dpwviznull(tanyer) = 10 ^ (viza - vizb / (vizc + dhomerw(tanyer)))
  dpwet(tanyer) = dpwetnull(tanyer) * dgammawet(tanyer) * xw(tanyer)
  dpwviz(tanyer) = dpwviznull(tanyer) * dgammawviz(tanyer) * (1 - xw(tanyer))
  dpwossz(tanyer) = dpwet(tanyer) + dpwviz(tanyer)
  dhibaw1(tanyer) = nyomas - dpwossz(tanyer)
  dm(tanyer) = (dhibaw1(tanyer) - hibaw1(tanyer)) / dt
  dd(tanyer) = hibaw1(tanyer) - dm(tanyer) * homerw(tanyer)
  homerw(tanyer) = -dd(tanyer) / dm(tanyer)
  If lepk > 200 Then
    MsgBox "hibaalul"
    Exit Do
  End If
Loop
'kész a hőmérséklet'
Cells(55, tanyer + 1) = homerw(tanyer)
yw(tanyer) = pwet(tanyer) / nyomas
Cells(56, tanyer + 1) = yw(tanyer)
Cells(57, tanyer + 1) = xw(tanyer)
Cells(58, tanyer + 1) = 1 - xw(tanyer)
  If (xw(tanyer) > xetbe) Then
    Exit For
  End If
Next tanyer
'összes tányérra jó a hőmérséklet, összetétel xetw helyen'
diff1 = yw(tanyer - 1) - lyet(talca)
Cells(65, 1) = diff1
'feltételezett helyen kész a különbség'
'kiszámítom a tálcákat dx értékkel feljebb'
xetw = xetw + 0.000001
For tanyer = 1 To 15
  If tanyer = 1 Then
    xw(tanyer) = xetw
  ElseIf tanyer > 1 Then
    xw(tanyer) = (VV / LL) * dyw(tanyer - 1) + (W / LL) * xetw
  End If
  gammawet(tanyer) = e ^ ((1 - xw(tanyer)) ^ 2 * (a12 + 2 * (a21 - a12) * xw(tanyer)))
  pwetnull(tanyer) = 10 ^ (eta - etb / (homerw(tanyer) + etc))

```

```

    gammawviz(tanyer) = e ^ (xw(tanyer) ^ 2 * (a21 + 2 * (a12 - a21) * (1 - xw(tanyer))))
    pwviznull(tanyer) = 10 ^ (viza - vizb / (vizc + homerw(tanyer)))
    pwet(tanyer) = pwetnull(tanyer) * gammawet(tanyer) * xw(tanyer)
    pwviz(tanyer) = pwviznull(tanyer) * gammawviz(tanyer) * (1 - xw(tanyer))
    pwossz(tanyer) = pwet(tanyer) + pwviz(tanyer)
    dyw(tanyer) = pwet(tanyer) / nyomas
        If (xw(tanyer) > xetbe) Then
            Exit For
        End If
    Next tanyer
'kész dx értékkel feljebb'
diff2 = dyw(tanyer - 1) - lyet(talca)
Cells(66, 1) = diff2
osszm = (diff2 - diff1) / 0.000001
osszb = diff1 - osszm * xetw
xetw = Abs(-osszb / osszm)
Cells(32, 10) = xetw
Range("b55:m58").Value = " "
    For ujlepes = 1 To 15
        For tanyer = 1 To 15
            If tanyer = 1 Then
                xw(tanyer) = xetw
            ElseIf tanyer > 1 Then
                xw(tanyer) = (VV / LL) * yw(tanyer - 1) + (W / LL) * xetw
            End If
' hőmérséklet feltételezése'
            homerw(tanyer) = 75
            gammawet(tanyer) = e ^ ((1 - xw(tanyer)) ^ 2 * (a12 + 2 * (a21 - a12) *
                xw(tanyer)))
            pwetnull(tanyer) = 10 ^ (eta - etb / (homerw(tanyer) + etc))
            gammawviz(tanyer) = e ^ (xw(tanyer) ^ 2 * (a21 + 2 * (a12 - a21) * (1 -
                xw(tanyer))))
            pwviznull(tanyer) = 10 ^ (viza - vizb / (vizc + homerw(tanyer)))
            pwet(tanyer) = pwetnull(tanyer) * gammawet(tanyer) * xw(tanyer)
            pwviz(tanyer) = pwviznull(tanyer) * gammawviz(tanyer) * (1 - xw(tanyer))
            pwossz(tanyer) = pwet(tanyer) + pwviz(tanyer)
            hibaw1(tanyer) = nyomas - pwossz(tanyer)
            dhomerw(tanyer) = homerw(tanyer) + dt
            dgammawet(tanyer) = e ^ ((1 - xw(tanyer)) ^ 2 * (a12 + 2 * (a21 - a12) *
                xw(tanyer)))
            dpwetnull(tanyer) = 10 ^ (eta - etb / (dhomerw(tanyer) + etc))
            dgammawviz(tanyer) = e ^ (xw(tanyer) ^ 2 * (a21 + 2 * (a12 - a21) * (1 -
                xw(tanyer))))
            dpwviznull(tanyer) = 10 ^ (viza - vizb / (vizc + dhomerw(tanyer)))
            dpwet(tanyer) = dpwetnull(tanyer) * dgammawet(tanyer) * xw(tanyer)
            dpwviz(tanyer) = dpwviznull(tanyer) * dgammawviz(tanyer) * (1 - xw(tanyer))
            dpwossz(tanyer) = dpwet(tanyer) + dpwviz(tanyer)
            dhibaw1(tanyer) = nyomas - dpwossz(tanyer)
            dm(tanyer) = (dhibaw1(tanyer) - hibaw1(tanyer)) / dt
            dd(tanyer) = hibaw1(tanyer) - dm(tanyer) * homerw(tanyer)
            homerw(tanyer) = -dd(tanyer) / dm(tanyer)
'új hőmérséklet kiszámolva'
'jó hőmérséklet kiszámítása'
            lepk = 0
                Do While Abs(hibaw1(tanyer)) > 0.00001
                    lepk = lepk + 1

```

```

gammawet(tanyer) = e ^ ((1 - xw(tanyer)) ^ 2 * (a12 + 2 * (a21 - a12) *
xw(tanyer)))
pwetnull(tanyer) = 10 ^ (eta - etb / (homerw(tanyer) + etc))
gammawviz(tanyer) = e ^ (xw(tanyer) ^ 2 * (a21 + 2 * (a12 - a21) * (1 -
xw(tanyer))))
pwviznull(tanyer) = 10 ^ (viza - vizb / (vizc + homerw(tanyer)))
pwet(tanyer) = pwetnull(tanyer) * gammawet(tanyer) * xw(tanyer)
pwviz(tanyer) = pwviznull(tanyer) * gammawviz(tanyer) * (1 -
xw(tanyer))
pwossz(tanyer) = pwet(tanyer) + pwviz(tanyer)
hibaw1(tanyer) = nyomas - pwossz(tanyer)
dhomerw(tanyer) = homerw(tanyer) + dt
dgammawet(tanyer) = e ^ ((1 - xw(tanyer)) ^ 2 * (a12 + 2 * (a21 - a12) *
xw(tanyer)))
dpwetnull(tanyer) = 10 ^ (eta - etb / (dhomerw(tanyer) + etc))
dgammawviz(tanyer) = e ^ (xw(tanyer) ^ 2 * (a21 + 2 * (a12 - a21) * (1 -
xw(tanyer))))
dpwviznull(tanyer) = 10 ^ (viza - vizb / (vizc + dhomerw(tanyer)))
dpwet(tanyer) = dpwetnull(tanyer) * dgammawet(tanyer) * xw(tanyer)
dpwviz(tanyer) = dpwviznull(tanyer) * dgammawviz(tanyer) * (1 -
xw(tanyer))
dpwossz(tanyer) = dpwet(tanyer) + dpwviz(tanyer)
dhibaw1(tanyer) = nyomas - dpwossz(tanyer)
dm(tanyer) = (dhibaw1(tanyer) - hibaw1(tanyer)) / dt
dd(tanyer) = hibaw1(tanyer) - dm(tanyer) * homerw(tanyer)
homerw(tanyer) = -dd(tanyer) / dm(tanyer)
    If lepk > 200 Then
        MsgBox "hibaalul"
    Exit Do
    End If

    Loop
'kész a hőmérséklet'
Cells(55, tanyer + 1) = homerw(tanyer)
yw(tanyer) = pwet(tanyer) / nyomas
Cells(56, tanyer + 1) = yw(tanyer)
Cells(57, tanyer + 1) = xw(tanyer)
Cells(58, tanyer + 1) = 1 - xw(tanyer)
    If (xw(tanyer) > xetbe) Then
    Exit For
    End If

Next tanyer
'összes tényérra jó a hőmérséklet, összetétel xetw helyen'
diff1 = yw(tanyer - 1) - lyet(talca)
Cells(65, 1) = diff1
'feltételezett helyen kész a különbség'
'kiszámítom a tálcákat dx értékkel feljebb'
xetw = xetw + 0.000001
    For tanyer = 1 To 15
        If tanyer = 1 Then
            xw(tanyer) = xetw
        ElseIf tanyer > 1 Then
            xw(tanyer) = (VV / LL) * dyw(tanyer - 1) + (W / LL) * xetw
        End If
        gammawet(tanyer) = e ^ ((1 - xw(tanyer)) ^ 2 * (a12 + 2 * (a21 - a12) *
xw(tanyer)))
        pwetnull(tanyer) = 10 ^ (eta - etb / (homerw(tanyer) + etc))

```

```

    gammawviz(tanyer) = e ^ (xw(tanyer) ^ 2 * (a21 + 2 * (a12 - a21) * (1 -
    xw(tanyer))))
    pwviznull(tanyer) = 10 ^ (viza - vizb / (vizc + homerw(tanyer)))
    pwet(tanyer) = pwetnull(tanyer) * gammawet(tanyer) * xw(tanyer)
    pwviz(tanyer) = pwviznull(tanyer) * gammawviz(tanyer) * (1 - xw(tanyer))
    pwossz(tanyer) = pwet(tanyer) + pwviz(tanyer)
    dyw(tanyer) = pwet(tanyer) / nyomas
        If (xw(tanyer) > xetbe) Then
            Exit For
        End If
    Cells(60, 2) = tanyer - 1
    Next tanyer
'kész dx értékkel feljebb'
diff2 = dyw(tanyer - 1) - lyet(talca)
Cells(66, 1) = diff2
osszm = (diff2 - diff1) / 0.000001
osszb = diff1 - osszm * xetw
xetw = Abs(-osszb / osszm)
Next ujlepes
Cells(32, 10) = xetw
Next maradek
Cells(70, 2) = bejon2
Cells(71, 2) = kimegy2
Cells(33, 7) = L
Cells(34, 7) = D
Cells(35, 7) = V
Cells(38, 7) = W
Cells(35, 11) = VV
Cells(34, 11) = LL
Cells(32, 10) = xetw
'kondenzátor mint elméleti tálca
    xkond = Cells(8, 7)
    homerwkond = 75
    gammawetkond = e ^ (((1 - xkond) ^ 2 * (a12 + 2 * (a21 - a12) * xkond)))
    pwetnullkond = 10 ^ (eta - etb / (homerwkond + etc))
    gammawvizkond = e ^ (xkond ^ 2 * (a21 + 2 * (a12 - a21) * (1 - xkond)))
    pwviznullkond = 10 ^ (viza - vizb / (vizc + homerwkond))
    pwetkond = pwetnullkond * gammawetkond * xkond
    pwvizkond = pwviznullkond * gammawvizkond * (1 - xkond)
    pwosszkond = pwetkond + pwvizkond
    hibaw1kond = nyomas - pwosszkond
    dhomerwkond = homerwkond + dt
    dgammawetkond = e ^ ((1 - xkond) ^ 2 * (a12 + 2 * (a21 - a12) * xkond))
    dpwetnullkond = 10 ^ (eta - etb / (dhomerwkond + etc))
    dgammawvizkond = e ^ (xkond ^ 2 * (a21 + 2 * (a12 - a21) * (1 - xkond)))
    dpwviznullkond = 10 ^ (viza - vizb / (vizc + dhomerwkond))
    dpwetkond = dpwetnullkond * dgammawetkond * xkond
    dpwvizkond = dpwviznullkond * dgammawvizkond * (1 - xkond)
    dpwosszkond = dpwetkond + dpwvizkond
    dhibaw1kond = nyomas - dpwosszkond
    dmkond = (dhibaw1kond - hibaw1kond) / dt
    ddkond = hibaw1kond - dmkond * homerwkond
    homerwkond = -ddkond / dmkond
'új hőmérséklet kiszámolva'
'jó hőmérséklet kiszámítása'
lepkond = 0

```



```

Do While Abs(hibawlkond) > 0.0001
lepkond = lepkond + 1
gammawetkond = e ^ (((1 - xkond) ^ 2 * (a12 + 2 * (a21 - a12) * xkond)))
pwetnullkond = 10 ^ (eta - etb / (homerwkond + etc))
gammawvizkond = e ^ (xkond ^ 2 * (a21 + 2 * (a12 - a21) * (1 - xkond)))
pwviznullkond = 10 ^ (viza - vizb / (vize + homerwkond))
pwetkond = pwetnullkond * gammawetkond * xkond
pwvizkond = pwviznullkond * gammawvizkond * (1 - xkond)
pwoszkond = pwetkond + pwvizkond
hibawlkond = nyomas - pwoszkond
dhomerwkond = homerwkond + dt
dgammawetkond = e ^ ((1 - xkond) ^ 2 * (a12 + 2 * (a21 - a12) * xkond))
dpwetnullkond = 10 ^ (eta - etb / (dhomerwkond + etc))
dgammawvizkond = e ^ (xkond ^ 2 * (a21 + 2 * (a12 - a21) * (1 - xkond)))
dpwviznullkond = 10 ^ (viza - vizb / (vize + dhomerwkond))
dpwetkond = dpwetnullkond * dgammawetkond * xkond
dpwvizkond = dpwviznullkond * dgammawvizkond * (1 - xkond)
dpwoszkond = dpwetkond + dpwvizkond
dhibawlkond = nyomas - dpwoszkond
dmkond = (dhibawlkond - hibawlkond) / dt
ddkond = hibawlkond - dmkond * homerwkond
homerwkond = -ddkond / dmkond
    If lepkond > 200 Then
        MsgBox "hibaalul"
        Exit Do
    End If
Loop
Cells(35, 16) = gammawetkond
Cells(37, 16) = pwetnullkond
Cells(36, 16) = gammawvizkond
Cells(38, 16) = pwviznullkond
Cells(39, 16) = pwetkond
Cells(40, 16) = pwvizkond
Cells(41, 16) = pwoszkond
ykondet = pwetkond / nyomas
ykondviz = pwvizkond / nyomas
Cells(43, 16) = ykondet
Cells(44, 16) = ykondviz
Cells(32, 16) = homerwkond
Cells(42, 16) = hibawlkond
Cells(33, 16) = xkond
Cells(34, 16) = 1 - xkond
Cells(62, 2) = tanyer + talca - 1
'kondenzátor kiszámolva
'kiforráló számítása
homerforr = 85
    For kif = 1 To 10
        dx = Cells(12, 10)
        petnullforr = 10 ^ (eta - (etb / (etc + homerforr)))
        pviznullforr = 10 ^ (viza - (vizb / (vize + homerforr)))
        yetforr = Cells(32, 10)
        yvizforr = 1 - yetforr
        petforr = yetforr * nyomas
        pvizforr = yvizforr * nyomas
        xetcsillagforr = yetforr
        xvizcsillagforr = 1 - xetcsillagforr
    
```

```

gammaet1forr = (e ^ (xvizcsillagforr * xvizcsillagforr * (a12 + 2 * (a21 - a12) *
  xetcsillagforr)))
xet1forr = petforr / (petnullforr * gammaet1forr)
hiba1forr = xet1forr - xetcsillagforr
xetcsillaglepesforr = xetcsillagforr + dx
xvizcsillaglepesforr = 1 - xetcsillaglepesforr
gammaet2forr = (e ^ (xvizcsillaglepesforr * xvizcsillaglepesforr * (a12 + 2 * (a21 - a12) *
  * xetcsillaglepesforr)))
xet2forr = petforr / (petnullforr * gammaet2forr)
hiba2forr = xet2forr - xetcsillaglepesforr
mforr = (hiba2forr - hiba1forr) / dx
bforr = hiba1forr - m * xetcsillagforr
xujforr = -bforr / mforr
lepesforr = 0
  Do While Abs(hiba1forr) > 0.00001
    lepesforr = lepesforr + 1
    xvizcsillagforr = 1 - xetcsillagforr
    gammaet1forr = (e ^ (xvizcsillagforr * xvizcsillagforr * (a12 + 2 * (a21 - a12) *
      xetcsillagforr)))
    xet1forr = petforr / (petnullforr * gammaet1forr)
    hiba1forr = xet1forr - xetcsillagforr
    xetcsillaglepesforr = xetcsillagforr + dx
    xvizcsillaglepesforr = 1 - xetcsillaglepesforr
    gammaet2forr = (e ^ (xvizcsillaglepesforr * xvizcsillaglepesforr * (a12 + 2 * (a21
      - a12) * xetcsillaglepesforr)))
    xet2forr = petforr / (petnullforr * gammaet2forr)
    hiba2forr = xet2forr - xetcsillaglepesforr
    mforr = (hiba2forr - hiba1forr) / dx
    bforr = hiba1forr - mforr * xetcsillagforr
    xujforr = -bforr / mforr
    xetcsillagforr = xujforr
    If lepesforr > 200 Then
      MsgBox "baj van"
      Exit Do
    End If
  Loop
gammavizforr = e ^ (xetcsillagforr * xetcsillagforr * (a21 + 2 * (a12 - a21) *
xvizcsillagforr))
xvizforr = pvizforr / (pviznullforr * gammavizforr)
xosszforr = xet1forr + xvizforr
hibat1forr = 1 - xosszforr
dt = Cells(3, 11)
homerlepforr = homerforr + dt
tlepesforr = 0
tpetnullforr = 10 ^ (eta - (etb / (etc + homerlepforr)))
tpviznullforr = 10 ^ (viza - (vizb / (vizc + homerlepforr)))
tyetforr = Cells(32, 10)
tyvizforr = 1 - tyetforr
tpetforr = tyetforr * nyomas
tpvizforr = tyvizforr * nyomas
txetcsillagforr = tyetforr
txvizcsillagforr = 1 - txetcsillagforr
tgammaet1forr = (e ^ (txvizcsillagforr * txvizcsillagforr * (a12 + 2 * (a21 - a12) *
txetcsillagforr)))
txet1forr = tpetforr / (tpetnullforr * tgammaet1forr)
thiba1forr = txet1forr - txetcsillagforr

```

```

txetcsillaglepesforr = txetcsillagforr + dx
txvizcsillaglepesforr = 1 - txetcsillaglepesforr
tgammaet2forr = (e ^ (txvizcsillaglepesforr * txvizcsillaglepesforr * (a12 + 2 * (a21 -
a12) * txetcsillaglepesforr)))
txet2forr = tpetforr / (tpetnullforr * tgammaet2forr)
thiba2forr = txet2forr - txetcsillaglepesforr
tmforr = (thiba2forr - thiba1forr) / dx
tbforr = thiba1forr - tmforr * txetcsillagforr
txujforr = -tbforr / tmforr
txetcsillagforr = txujforr
tlepesforr=0
  Do While Abs(thiba1forr) > 0.00001
    tlepesforr = tlepesforr + 1
    txvizcsillagforr = 1 - txetcsillagforr
    tgammaet1forr = (e ^ (txvizcsillagforr * txvizcsillagforr * (a12 + 2 * (a21 - a12)
      * txetcsillagforr)))
    txet1forr = tpetforr / (tpetnullforr * tgammaet1forr)
    thiba1forr = txet1forr - txetcsillagforr
    txetcsillaglepesforr = txetcsillagforr + dx
    txvizcsillaglepesforr = 1 - txetcsillaglepesforr
    tgammaet2forr = (e ^ (txvizcsillaglepesforr * txvizcsillaglepesforr * (a12 + 2 *
      (a21 - a12) * txetcsillaglepesforr)))
    txet2forr = tpetforr / (tpetnullforr * tgammaet2forr)
    thiba2forr = txet2forr - txetcsillaglepesforr
    tmforr = (thiba2forr - thiba1forr) / dx
    tbforr = thiba1forr - tmforr * txetcsillagforr
    txujforr = -tbforr / tmforr
    txetcsillagforr = txujforr
    If tlepesforr > 200 Then
      MsgBox "második baj"
      Exit Do
    End If
  Loop
  tgammavizforr = e ^ (txetcsillagforr * txetcsillagforr * (a21 + 2 * (a12 - a21) *
    txvizcsillagforr))
  txvizforr = tpvizforr / (tpviznullforr * tgammavizforr)
  txosszforr = txetcsillagforr + txvizforr
  thibat1forr = 1 - txosszforr
  ttmforr = (thibat1forr - hibat1forr) / dt
  ttbforr = hibat1forr - ttmforr * homerforr
  homerujforr = -ttbforr / ttmforr
  homerforr = homerujforr
  Cells(32, 20) = homerforr
Next kif
Cells(33, 20) = xet1forr
Cells(34, 20) = xvizforr
Cells(32, 20) = homerforr
Cells(35, 20) = yetforr
Cells(36, 20) = yvizforr
'kiforraló kiszámítva
End Sub

```