



Desztillációs technológiák vizsgálata szénhidrogén elegy példáján

TDK dolgozat

Tarjáni Ariella Janka

IV. évf. BSc. vegyészmérnök hallgató

Témavezető:

Farkasné Szőke-Kis Anita

doktorandusz

BME Kémiai és Környezeti Folyamatmérnöki Tanszék

Budapest, 2015. október

Tartalomjegyzék

1. Bevezetés.....	2
2. Irodalmi összefoglaló	3
2.1. Desztilláció, rektifikálás	3
2.2. Desztillációs technológiák bemutatása	4
2.2.1. Hagyományos kolonna-kapcsolások	6
2.2.2. Alternatív konfigurációk	8
2.2.3. Osztott falú kolonna	9
2.3. Flowsheeting	11
3. Számítások.....	13
3.1. Modellezés.....	13
3.2. Rigorózus modellek.....	18
3.2.1. Direkt-indirekt kapcsolások.....	18
3.2.2. Termikusan kapcsolt konstrukció.....	21
3.2.3. Kaibel oszlop.....	24
3.3. Költségbecslés	26
4. Eredmények.....	30
5. Összefoglalás.....	32
6. Jelölésjegyzék.....	33
7. Irodalomjegyzék	36
8. Mellékletek.....	37
1. melléklet: A hagyományos konstrukciók részletes adatai	37
2. melléklet: A termikusan csatolt konstrukció részletes adatai	42
3. melléklet: A Petlyuk kolonna részletes adatai.....	43
4. melléklet: Az osztott falú kolonna részletes modelljének adatai.....	44
5. melléklet: A Petlyuk modell főkolonnájának profilja	45

1. Bevezetés

A desztilláció művelete fontos szerepet tölt be a vegyipar szeparációs eljárásai között. Folyadékelegyek elválasztására a leggyakrabban alkalmazott módszer az iparág legkülönbözőbb területein. A művelet az üzemkapacitástól függetlenül megjelenik az egészen nagy (kőolaj-feldolgozás) és az egészen kis üzemekben (növényi hatóanyagok kinyerése, gyógyszeripar) egyaránt.

A desztillációs műveletek technológiája régóta széles körűen alkalmazott, de a többkomponensű elegyek elválasztása továbbra is bonyolultabb tervezési feladatot jelent. A számítások megkönnyítésére ma már a gyakorló mérnökök rendelkezésére állnak folyamat-szimulációs szoftverek. Azonban ezek használata mellett továbbra is szükség van bizonyos mérnöki döntések meghozására, például az adott elegy modellezésére alkalmas termodinamikai modell kiválasztása

Kiforrott és gyakran használt technológia lévén a desztillációs műveleteknek alkalmazkodniuk kell a kor elvárásaihoz, különösen a költségcsökkentés és energiahatékonyság terén. Ennek az igénynek a kielégítésére több megoldás is létezik, ilyen például a többkomponensű elegyek esetében az optimális kolonna-kapcsolás tervezése, a termikus csatolás vagy a hőintegráció.

A dolgozatom témája a különböző desztillációs eljárások összehasonlító elemzése egy négykomponensű szénhidrogén elegy elválasztásának példáján. A számítások elvégzéséhez a Chemstations CHEMCAD szoftverét használtam. Munkám során a céлом elkészíteni az adott összetételű szénhidrogén elegy elválasztására alkalmas összes hagyományos kolonna-kapcsolás rigorózus modelljét, és két alternatív konstrukcióét is. A vizsgált folyamatstruktúrákat az elkészült modellek segítségével az energiafelhasználásuk és a költségeik alapján hasonlítom össze.

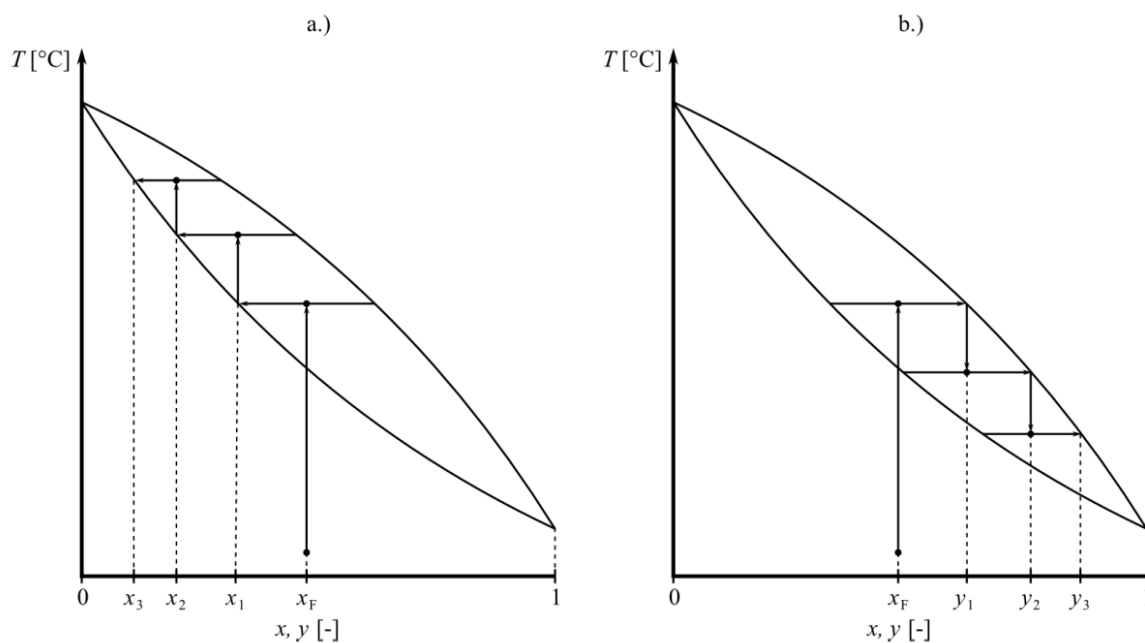
2. Irodalmi összefoglaló

2.1. Desztilláció, rektifikálás

A desztilláció két vagy több illékony komponenst tartalmazó folyadékelegy elválasztására szolgáló vegyipari művelet. Az elválasztás a komponensek eltérő gőznyomása alapján történik. A többkomponensű elegy egy részét elpárologtatjuk és a pára kondenzáltatása után egy eltérő összetételű folyadékelegyet kapunk. A kondenzált gőz az illékonyabb, míg a desztillációs maradék a kevésbé illékonyabb komponensekben dúsul.

A desztilláció előnyei közé tartozik, hogy egyszerű művelet, segédanyagot nem igényel, így az nem szennyezi a terméket, a technológia kiforrott, jól tervezhető illetve szabályozható valamint üzembiztos.

Desztillációval elvileg bármilyen tisztaságú termék előállítható a maradékban, de valójában ez a termék és a betáplálás arányát nézve nagyon rossz hatékonysággal, illetve nagy energiaigénnyel működne, mivel az egész elegyet el kellene párologtatni. A desztilláció nagy hátránya tehát, hogy csak egyetlen egyensúlyi fokozatnak megfelelő elválasztás érhető el vele. Innen ered az egyensúlyi desztilláció elnevezés. Ennek ellenére a mai napig használják szakaszos és folyamatos üzemben is például pálinkafőzésre vagy előtisztításra.



1. ábra: A többszöri részleges elpárologtatás (a) és részleges kondenzáltatás (b) elve [2]

A rektifikálás szintén folyadékelegyek komponenseinek elválasztására szolgáló vegyipari művelet, ahol a desztillációhoz hasonlóan az elválasztás alapja a komponensek illékonyágbeli különbsége. A desztillációval ellentétben azonban a rektifikálásnál többszöri részleges elpárologatás és részleges kondenzáltatás valósul meg, tehát több egyensúlyi fokozatnak megfelelő elválasztás érhető el. A többszöri részleges elpárologatás és részleges kondenzáltatás elvét szemlélteti az **1. ábra**.

A művelet során hőközlés hatására elpárolog a folyadékelegy egy része, az így keletkezett gőz az illékonyabb komponensben dúsul (**1. ábra** (b) diagramja), a visszamaradt folyadék pedig a kevésbé illékonyabb komponensben dúsul (**1. ábra** (a) diagramja). A gőzt és a visszamaradt folyadékot továbbvezetve az előző illetve a következő fokozatokra, azok tovább dúsulhatnak, illetve szegényedhetnek az illékonyabb komponensben. A művelet tulajdonképpen megfelel az egyensúlyi desztilláció többszöri ismétlésének.

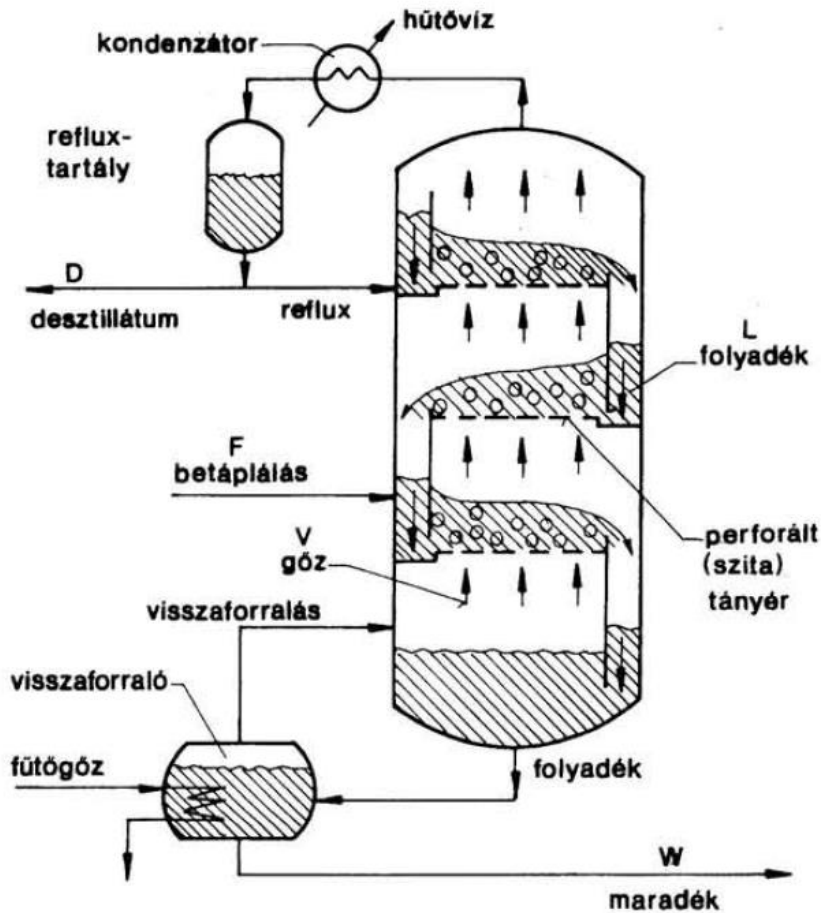
A rektifikálás hasonló előnyös tulajdonságokkal rendelkezik, mint a desztilláció, és mindazok mellett gyakorlatilag is kivitelezhető a tetszőleges koncentráció elérése (amennyiben a komponensek nem képeznek azeotrópot). A rektifikálás napjainkban széles körben alkalmazott művelet folyadékelegyek komponenseinek elválasztására.

A továbbiakban a desztilláció kifejezés gyűjtőfogalomként szerepel az egyensúlyi desztilláció és a rektifikálás kifejezések megnevezésére.

2.2. Desztillációs technológiák bemutatása

A többszöri részleges elpárologatás és részleges kondenzáció rendszerint állandósult állapotban, folyamatos üzemben kerül megvalósításra egy függőlegesen elhelyezkedő henger alakú készülékben. Az oszlop (kolonna) lehet tányéros vagy töltetes, ezek az egymással ellenáramban haladó lefelé csurgó folyadék és felfelé szálló gőz intenzív fázisérintkeztetéséért felelnek. A tányérok és töltetek sokfélék lehetnek, a **2. ábra** egy szitatányéros desztilláló oszlop belső szerkezete, és tartozékai láthatóak.

A desztillációs oszlopokba általában forráspont közeli elegyet táplálnak az oszlop valamelyik középső tányérjára. A tányérokot fölülről lefelé számozzák, de általában a kondenzátor kapja az 1-es számot, mivel azt is elméleti tányérnak szokás tekinteni, hasonló módon az utolsó tányér a visszaforráló. Az oszlop tetején a pára kondenzáltatása után az illékonyabb komponensben dúsult desztillátum, az oszlop alján a kevésbé illékonyabb komponensben dúsabb fenéktermék kerül elvezetésre.



2. ábra: Egy szitatányéros desztilláló oszlop belső szerkezete és tartozékai [1]

A pára kondenzáltatása után a refluxtartályból a folyadék egy része visszakerül az oszlopba, hogy a felső tányérokon is legyen folyadék. A refluxarány a desztilláció egy fontos műveleti paramétere, a visszavezetett folyadék és a desztillátum áramok hányadosa az **1. egyenlet** szerint:

$$R = \frac{L}{D}$$

1. egyenlet: A refluxarány definíciója

Hasonló módon a visszaforralóban a fenéktermék egy része elpárolog, és visszakerül az oszlop aljára, hogy az alsó tányérokon is legyen gőz.

Egy biner elegyet elválasztó oszlop az anyagmérlege tehát a következőképpen alakul:

$$F = D + W$$

2. egyenlet: Anyagmérleg

A komponensmérleg pedig az alábbiak szerint:

$$F \cdot x_F = D \cdot x_D + W \cdot x_W$$

3. egyenlet: *Komponensmérleg*

A desztilláló oszlop legfontosabb paraméterei a tervezés lépéseinek sorrendjében:

- elméleti tányérszám (ami az adott elegy elválasztásának nehézségével nő),
- refluxarány,
- a betáplálás optimális helye,
- tányérkonstrukció,
- valódi tányérszám (a tányérhatásfok figyelembevételével),
- kolonna átmérője,
- tányértávolság.

Az előbbieken kívül további fontos tervezési feladat a hőenergia és a hűtővízigény, tehát a kapcsolódó hőcserélők (kondenzátor, visszaforráló) tervezése.

A töltetes oszlopok számítása némileg különbözik a tányéros oszlopokétól, hiszen ott az elválasztás nem fokozatszerűen, hanem folyamatosan történik. Ennek megfelelően az elválasztás nehézségére nem az elméleti tányérszám, hanem az átviteli egységek száma lesz jellemző.

2.2.1. Hagyományos kolonna-kapcsolások

A **2. ábra** bemutatott desztilláló oszlop csak kétkomponensű (biner) elegyek elválasztására alkalmas, az iparban azonban gyakran többkomponensű elegyek elválasztására van szükség. Több komponens elválasztásához több kolonnára van szükség, hiszen egy hagyományos kolonnának csak egy fejterméke és csak egy fenékterméke lehet.

Több desztilláló kolonna kapcsolása többféleképpen is megoldható. Az optimális folyamatstruktúra felállításához meg kell vizsgálni az összes lehetséges kapcsolást. Hagyományos kolonnák lehetséges kapcsolási sorrendjeinek számát a szétválasztandó komponensek száma határozza meg. Minél több komponensből áll az elegy, annál több különböző elrendezés lehetséges. A komponensek száma és a lehetséges variációk száma közötti összefüggést a **4. egyenlet** írja le.

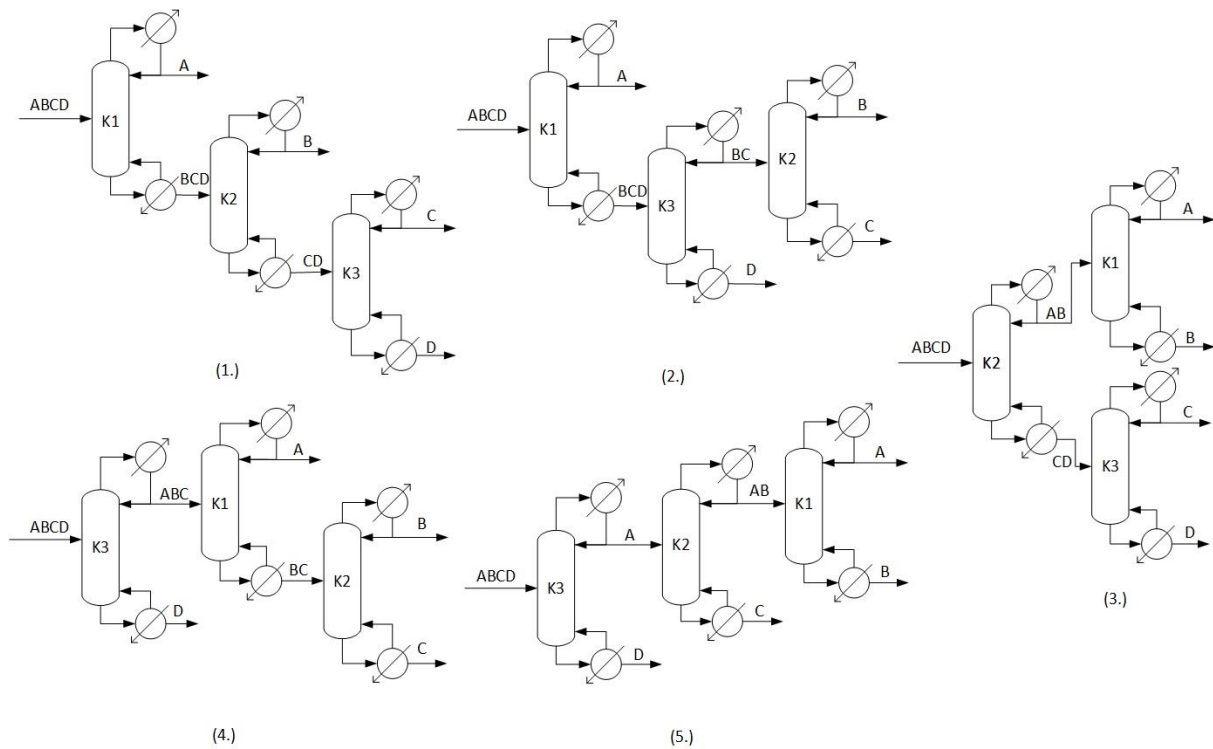
$$S_N = \frac{[2 \cdot (N - 1)]!}{[N! \cdot (N - 1)!]}$$

4. egyenlet: Thompson-King összefüggés, 1972

Négy komponensre:

$$S_N = \frac{[2 \cdot (4 - 1)]!}{[4! \cdot (4 - 1)!]} = \frac{6!}{4! \cdot 3!} = \frac{720}{24 \cdot 6} = 5$$

Tehát egy négykomponensű elegy esetén ötféle hagyományos kapcsolás lehetséges. Ezeket a kapcsolásokat a **3. ábra** mutatja be. A **3. ábra** a komponenseket az ABC betűivel jelöltem illékonyaságuk szerint csökkenő sorrendben.



3. ábra: Négykomponensű elegy elválasztására alkalmas hagyományos kolonna-kapcsolások

A továbbiakban a **3. ábra** konstrukcióira az egyes elrendezések alatti sorszám alapján fogok hivatkozni, a kolonnákra pedig az egyes elrendezéseken feltüntetett K1, K2 és K3 számok segítségével. Az ábrán következetesen mindig a K1 kolonna végzi az A és B komponensek elválasztását, ahogyan a K2 kolonna a B és C valamint a K3 kolonna a C és D komponenseket választja el.

A lehetséges hagyományos kolonna-kapcsolások közül direkt (egyenes) az a kapcsolat, ahol a komponensek illékonyaságuk sorrendjében kerülnek elválasztásra, ez a **3. ábra** az (1.) számú konstrukció. Minden más kapcsolat indirekt (fordított) konstrukció.

A hagyományos kapcsolat a legegyszerűbb megoldás az elválasztási feladatok végrehajtására, azonban a tervezés egyszerűsége mellett nagy beruházási költséggel jár a kialakításuk, és magas az energiaigényük.

A nagy energiaigénynek termodinamikai okai vannak. Jelentős energiaveszteséget jelent például a különböző áramok visszakeveredése, a szétválasztási entrópia-csökkenés, a hidraulikai ellenállás illetve a külső hőveszteségek. A desztilláció energiafogyasztásának csökkentéséhez ezeket az energiaveszteségeket kell minimalizálni például hőszigeteléssel, energiaintegrációval, a hőforgalmazás egyenletesebb elosztásával, és termikusan csatolt desztilláló-rendszerek kialakításával.

2.2.2. Alternatív konfigurációk

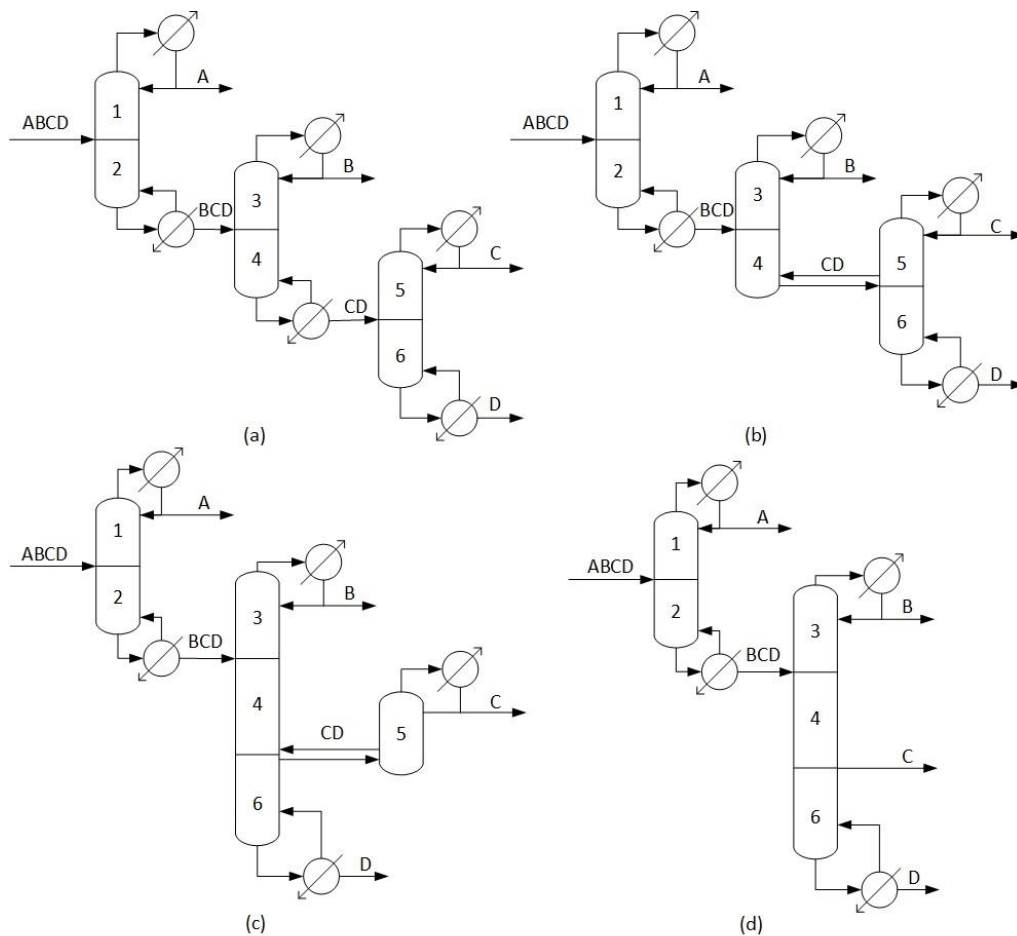
Ahogy az a hagyományos kolonna-kapcsolásoknál megfigyelhető, egy N komponensű elegy elválasztásához $N - 1$ kolonnára van szükség. Például egy négykomponensű szénhidrogén elegy elválasztásához három kolonnát kell a hagyományos módon sorba kötni. Ugyanez az elválasztás azonban lehetséges akkor is, ha a kolonnák száma kevesebb, mint $N - 1$. Ezek az alternatív kapcsolások levezethetőek a hagyományos kapcsolások valamelyikéből néhány lépésben. A **4. ábra** egy ilyen átalakítást mutat be.

A **4. ábra** látható (a) konstrukció megegyezik a hagyományos kolonna-kapcsolások közül a direkt struktúrával, tehát a **3. ábra** az (1.) konstrukciójával. A különbség az, hogy a **4. ábra** a kolonnák két-két szekcióra vannak osztva.

Az átalakítás első lépésében egy kondenzátort vagy egy visszaforralót vagy mindkettőt kicserélünk egy gőzt és folyadékot szállító anyagáramra, ami összeköti a két szomszédos kolonnát. Fontos, hogy olyan hőcserélőt válasszunk, amit nem a végtermékek hagynak el. Jelen esetben két alkalmas visszaforraló is van a konstrukcióban, válasszuk azt, amelyiket a CD áram hagy el. A **4. ábra** a (b) struktúrában már a kiválasztott visszaforraló helyett az új anyagáram szerepel, így megkaptuk a termikusan csatolt konstrukciót.

A következő lépésben a termikusan kapcsolt szekciókat áthelyezzük. A **4. ábra** (c) kapcsolásában a 6-os szekció bekerült a 4-es alá, míg az 5-ös megmaradt önállóan, mint egy külön oldalsztripper, ezzel megkaptuk a termikusan csatolt konstrukcióval termodinamikailag

ekvivalens kapcsolást. A konstrukció működőképes lehet a **4. ábra** (c) kapcsolása szerinti oldalsztripperes megoldással, illetve a (d) konstrukcióban bemutatott oldalelvétellel is.



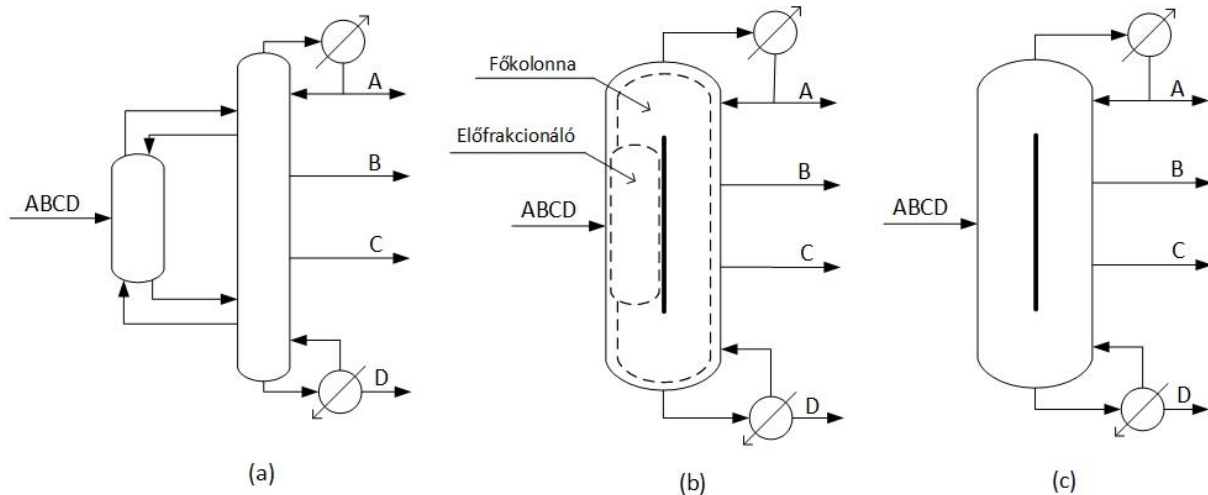
4. ábra: Egy alternatív kapcsolás levezetése

Az átalakítás eredményeképp kapott alternatív konstrukciókat összehasonlítva az eredeti hagyományos kapcsolásokkal a legfeltűnőbb különbség, hogy kevesebb kolonnát és hőcserélőt tartalmaznak. Ebből azonban nem feltétlenül következik, hogy energiahatékonyabb a rendszer. Bár a beruházási költségek jelentősen csökkenhetnek az alternatív megoldásokat alkalmazva, az üzemeltetési költségek más irányban is változhatnak.

2.2.3. Osztott falú kolonna

A termikus csatolás további alkalmazásával még több kondenzátort és visszaforralót távolíthatunk el a rendszerből, és még kevesebb kolonnával oldhatjuk meg az elválasztást. A termikus csatolás további régóta ismert lehetőségeit mutatja be az **5. ábra**, a Petlyuk kolonnát (Petlyuk 1965), és az osztott falú vagy Kaibel oszlopot (Kaibel 1987).

A legkevesebb hőcserélővel rendelkező termikusan csatolt megoldás a Petlyuk kolonna, melyet az **5. ábra** (a) konstrukciója mutat be. A Petlyuk kolonna esetében a konstrukció egy előfrakcionálóból és egy főkolonnából áll, amelyek között teljes a termikus csatolás, tehát az előfrakcionáló sem kondenzátorral sem visszaforralóval nem rendelkezik.



5. ábra: A Petlyuk kolonna (a) és a Kaibel oszlop (c)

A Petlyuk kolonna esetében a rendszerben kevésbé lép fel a visszakeveredés jelensége. Ez az előfrakcionálónak köszönhető, hiszen ezzel a megoldással megelőzhető a betáplálás és a kolonnán belüli áramok keveredése. A visszakeveredés csökkentésével javul a konstrukció energiahatékonysága.

A Petlyuk kolonnával termodinamikailag egyenértékű megoldás az osztott falú vagy Kaibel oszlop, ami az **5. ábra** (c) konstrukciója. A Petlyuk kolonna és a Kaibel oszlop közötti elméleti kapcsolatot mutatja be az **5. ábra** (b) rajza. A szaggatott vonal jelzi a kolonna belső terének megosztott funkcióját. A válaszfal betáplálás felé eső oldalán zajlanak az előfrakcionáló folyamatai, míg a válaszfal másik oldalán a főkolonna műveletei. A két struktúra közti különbség az, hogy az osztott falú kolonna esetében számolnunk kell a falon keresztül történő hőátadással. Azonban ezt a hőtranszferet általában szigeteléssel megelőzik, mivel enélkül a fal melegebbik oldalán könnyen megindulhat a gőz nem kívánt lecsapódása.

A Kaibel oszlop rendelkezik a Petlyuk kolonna előnyeivel, hiszen a válaszfal épp úgy gátolja a visszakeveredést, mint az előfrakcionáló használata. Ezen felül az osztott falú kolonna alkalmazásával jelentősen lehet csökkenteni a beruházási költségeket, mivel csak egy kolonnára van szükség az elválasztáshoz.

2.3. Flowsheeting

A bemutatott és a lehetséges további alternatív konstrukciók közül választani csak az egyes konstrukciók részletes műszaki és gazdasági elemzéseinek ismeretében lehetséges. Ezeknek az elemzéseknek az alapja a flowsheeting.

A flowsheeting az adott folyamat anyag- és hőmérleg-egyenletének meghatározását jelenti. Matematikai értelemben ez egy nagyméretű, nem lineáris egyenletrendszer megoldása. A flowsheeting számításra általában új üzemek tervezésénél vagy létező üzemek megváltoztatásánál (például új alapanyagra történő átállásnál) van szükség. A számítások eredményét, az üzemeltetési paramétereket a technológiai folyamatábra (flowsheet) alatti táblázatban közlik.

A flowsheeting számításoknál az egyenletrendszer megoldására több módszer is létezik. Az egyik az egyenletmegoldó szemlélet, melynél minden műveleti egységre egyszerre felírjuk az összes meghatározó egyenletet, és matematikai módszerekkel alkalmas megoldást keresünk az egyenletrendszer kielégítésére. Egy másik a szekvenciális moduláris szemlélet, melynél az egyes műveleti egységek sorrendjében haladva az adott műveleti egységre jellemző bemenő-kimenő összefüggésekkel számoljuk végig a folyamatot. A CHEMCAD esetében ez a módszer az alapértelmezett beállítás. A másik moduláris szemlélet a szimultán moduláris szemlélet, mely szintén az egyes műveleti egységeket tekinti moduloknak, azonban a bemenő-kimenő függvényeket felosztja egy lineáris és egy nem lineáris részre. A nemlineáris részmodell a lineáris rész együtthatóit számolja.

A többkomponensű rektifikálás számításánál két jellemző eljárást alkalmaznak. Az egyik a kétkomponensű desztillációhoz hasonlóan az adott tisztasági követelményekhez számítja ki a szükséges elméleti tányérszámot. Ez történhet empirikus képletekkel vagy az oszlopra felírható egyenletrendszer megoldásával az ún. tányérról-tányérra számítással. A tányéronként felírt mérlegegyenleteket összefoglaló néven MESH-egyenleteknek nevezzük, melyek a következők:

- tányéronkénti komponensmérlegek (M),
- egyensúlyi összefüggések (E),
- móltört-összegzési egyenletek (S),
- tányéronkénti entalpiamérlegek (H).

Ez az eljárás a kulcskomponensek fogalmával dolgozik. Ezzel a feltételezéssel a probléma visszavezethető egy kétkomponensű elválasztás esetére. (A kulcskomponensek egy adott oszlopnál a fejtermékben és a fenéktermékben egyaránt megtalálhatóak valamilyen

megoszlásban, míg a nem kulcskomponensek csak az egyik termékben jelennek meg.) A módszer hátránya, hogy a tányérról-tányérra számítás sok esetben divergens vagy lassú lehet.

Ilyen esetben használatosak a közelítő összefüggések, de ezek csak szigorúan ideális rendszerekre érvényesek, ahol elfogadható a Lewis-feltétel. Ilyen közelítő összefüggések például a Fenske, Underwood és Gilliland egyenletek, melyekkel a CHEMCAD SHORTCUT kolonnája is dolgozik a minimális elméleti tányérszám és a minimális refluxarány meghatározásánál, de a McCabe–Thiele-féle grafikus szerkesztés is ide tartozik.

A többkomponensű elegyek rektifikálásának számítására használatos másik eljárás a korábban említett egyenlettípusonként végzett iterációs módszer. Ezzel a módszerrel nem kell kulcskomponenseket feltételezni, és a Lewis-feltételnek sem kell érvényesülnie, valamint számítási problémák sem adódnak.

3. Számítások

A különböző technológiák vizsgálatához minden esetben azonos mennyiségű, 5000 kg/h tömegáramú szénhidrogén elegyet választok szét tiszta komponensekre. A tisztaságnál minden termék esetében 99mol% a cél. A szénhidrogén elegy egyes komponenseit és forráspontjukat, illetve az elegy tömegszázalékos összetételét az **1. táblázat** tartalmazza. A szénhidrogén elegy összetételét irodalmi adatok [5] alapján választottam. Az adott irodalmi példában csak a három könnyebb komponens szerepelt, ezt az arányt korrigáltam az n-heptán hozzáadásával.

1. táblázat: A feladatban szereplő komponensek és tulajdonságaik

Komponens neve	Betűjel	Forráspont (1 bar)	Tömegszázalékos összetétel
izopentán (i-pentán)	A	27,84°C	35%
normál pentán (n-pentán)	B	36,07°C	40%
normál hexán (n-hexán)	C	68,73°C	15%
normál heptán (n-heptán)	D	98,43°C	10%

3.1. Modellezés

A modellezést a fázisegyensúlyok modellezésére és számítására leginkább alkalmas termodinamikai modell kiválasztásával kezdem. A fontosabb állapotegyenletek matematikai alakja rendelkezésünkre áll a szakirodalomban. A matematikai formulák között választani az elegy komponenseinek illetve az alkalmazott nyomás és hőmérséklet ismeretében kell néhány tapasztalati szabály figyelembevételével.

Mivel fontos tervezési cél az atmoszférikus nyomáson és a nem túl magas hőmérsékleten való üzemeltetés, a jelenlévő apoláros szénhidrogének ismeretében a szakirodalom szerint alkalmas állapotegyenletek a következők:

- Benedict-Webb-Rubin, 1940 (BWR),
- Grayson-Streed, 1961 (GS),
- Soave-Redlich-Kwong, 1972 (SRK),
- Peng-Robinson, 1976 (PR).

Ezek az állapotegyenletek mind alkalmasak nem poláros szénhidrogének elegyének leírására mérsékelt nyomáson és hőmérsékleten.

A BWR a viriálegyenlet egy empirikus változata, ami nagyobb sűrűségeen és poláris molekulák esetén is a mért adatokhoz közeli becslést ad. A GS, SRK és a PR egyenletek ezzel szemben a van der Waals egyenlet (1873) alternatív formái, melyek különböző módon növelték az eredeti egyenlet pontosságát.

A BWR egyenletet főleg a könnyű, normál szénláncú paraffinok esetében alkalmazzák, ami az izopentánra kevésbé érvényes. A GS egyenlet a nehezebb szénhidrogének kölcsönhatásának jellemzésére alkalmas, tehát az adott elegyre kevésbé. Az SRK és a PR egyenletek egyaránt jól használhatók nem poláros szénhidrogének elegyének modellezésénél. Jelen esetben a PR egyenletre esett a választás, mivel a kritikus pont környékén pontosabb eredményeket ad, mint az SRK.

A megfelelő termodinamikai modell kiválasztása után a következő lépés a kolonnák tervezése. Az adott négykomponensű szénhidrogénelegy elválasztására alkalmas hagyományos kolonna-kapcsolások tervezését az egyes elválasztásokhoz szükséges elméleti tényérok számának meghatározásával kezdem, majd megállapítom a refluxarányt és az elméleti tényérszámot valamint a betáplálás helyét. A CHEMCAD esetében ezekhez a számításokhoz rendelkezésre áll egy SHORTCUT kolonna. A következőkben bemutatom a számítás közelítő menetét.

Az alábbi példában az i-pentán és az n-pentán elválasztásának az esetére mutatom be a shortcut számítások menetét. A CHEMCAD esetében a szükséges elméleti tényérok számának meghatározása a Fenske-egyenlet (**6. egyenlet**) segítségével történik. Ehhez azonban szükség van a két kulcskomponens közötti relatív illékonyságra, amit a Rose-féle közelítő összefüggéssel (**5. egyenlet**) becslök meg.

$$\lg \alpha = 8,9 \cdot \frac{T_2 - T_1}{T_1 + T_2}$$

5. egyenlet: Rose-féle összefüggés, 1954

$$\lg \alpha = 8,9 \cdot \frac{T_2 - T_1}{T_1 + T_2} = 8,9 \cdot \frac{309,22 \text{ K} - 300,99 \text{ K}}{300,99 \text{ K} + 309,22 \text{ K}} = 0,1200$$

$$\alpha = 1,318$$

A tervezés során az egyes komponensek 99 mol%-os tisztaságban való kinyerése a céloom úgy, hogy a maradékban ne maradjon több 1 mol%-nál. A termékek tisztasága és a relatív illékonyság ismeretében a szükséges elméleti tényérok száma a **6. egyenlet** segítségével számítható.

$$N_{min} = \frac{\lg \frac{x_D \cdot (1 - x_W)}{(1 - x_D) \cdot x_W}}{\lg \alpha}$$

6. egyenlet: Fenske-egyenlet, 1932

$$N_{min} = \frac{\lg \frac{x_D \cdot (1 - x_W)}{(1 - x_D) \cdot x_W}}{\lg \alpha} = \frac{\lg \frac{0,99 \cdot (1 - 0,01)}{(1 - 0,99) \cdot 0,01}}{0,1200} = 33,26$$

Tehát az i-pentán és n-pentán elválasztásához szükséges elméleti tényérszám 34.

A minimális elméleti tényérok száma mellett az oszlop tervezéséhez szükséges a minimális refluxarány is, amit az Underwood-összefüggéssel (**7. egyenlet**) számíthatunk.

$$R_{min} = \frac{1}{\bar{\alpha} - 1} \cdot \left[\frac{x_D}{x_M} - \frac{\bar{\alpha} \cdot (1 - x_D)}{1 - x_M} \right]$$

7. egyenlet: Az Underwood-összefüggés, 1932

Forrponi betáplálást feltételezve:

$$R_{min} = \frac{1}{1,318 - 1} \cdot \left[\frac{0,99}{0,35} - \frac{1,318 \cdot (1 - 0,99)}{1 - 0,35} \right] = 8,831$$

Az így kapott értékek és a Gilliland-korreláció (**8. egyenlet**) segítségével meghatározom az elméleti tényérok számát. A felhasznált összefüggés a következő:

$$Y = F(X), \quad X = \frac{R - R_{min}}{R + 1}, \quad Y = \frac{N - N_{min}}{N + 1},$$

ahol $R = \theta \cdot R_{min}$, ($\theta = 1,1 \dots 2,0$),

ha $10^{-4} < X < 0,05$, akkor $\lg Y = -0,3397 - 0,0906 \cdot \lg X$;
 ha $0,05 < X < 0,15$, akkor $Y = 4,166 \cdot X^2 - 1,75 \cdot X + 0,6733$;
 ha $0,15 < X < 0,9$, akkor $Y = 0,25 \cdot X^2 - 0,85 \cdot X + 0,6$.

8. egyenlet: Gilliland-korreláció, 1940

$$R = 1,5 \cdot R_{min} = 1,15 \cdot 8,831 = 10,16$$

$$X = \frac{R - R_{min}}{R + 1} = \frac{10,16 - 8,831}{10,16 + 1} = 0,1191$$

$$Y = 4,166 \cdot X^2 - 1,75 \cdot X + 0,6733 = 4,166 \cdot 0,1191^2 - 1,75 \cdot 0,1191 + 0,6733 = 0,5240$$

$$N = \frac{Y + N_{min}}{1 - Y} = \frac{0,5240 + 33,26}{1 - 0,5240} = 70,97$$

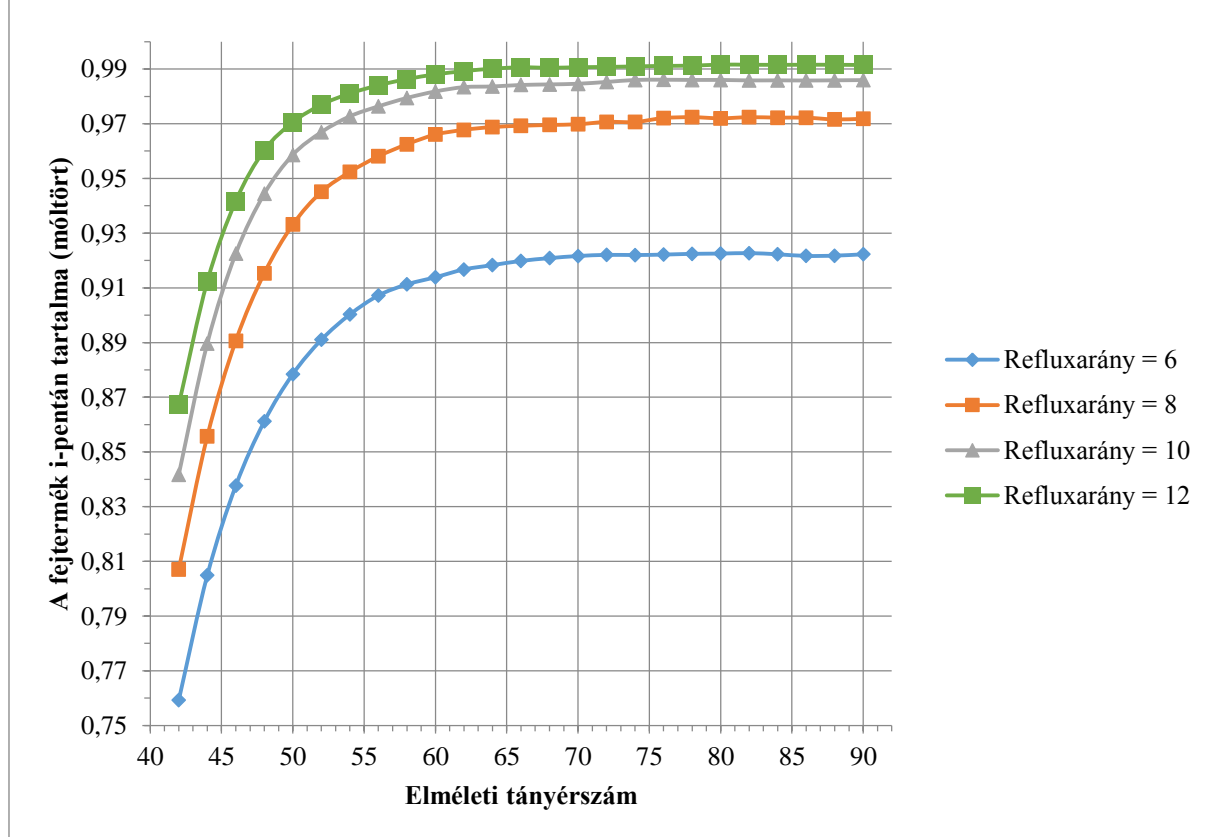
Tehát a közelítő számítások alapján a 99 mol%-os termékösszetételt 10-es refluxaránynál 71 tányérral lehet megvalósítani. Hasonlóan működik a CHEMCAD SHORTCUT kolonnájának számítási módszere is.

A közelítő számítások alapján elmondható, hogy az elméleti tányérok száma és a refluxarány szoros kapcsolatban vannak egymással. Ugyanaz a termékösszetétel megvalósítható kevesebb tányérral és nagyobb refluxarányal illetve több tányérral és kisebb refluxarányal. A két paraméter közötti alapvető különbség, hogy míg a tányérok száma elsősorban az oszlop beruházási költségét befolyásolja addig a refluxarány az üzemeltetési költségben van jelentős szerepe. A **6. ábra** bemutatja, hogy különböző refluxarány és elméleti tányérszám mellett hogyan változik a termékösszetétel az i-pentán és az n-pentán elválasztását végző kolonna esetében.

A **6. ábra** látható, hogy állandó refluxarány mellett az elméleti tányérok számának növelésével egyre tisztább termék nyerhető a kiindulási elegyből, hiszen ezzel nő a kolonna elválasztó-képessége. Bizonyos elméleti tányérszám (ebben az esetben 75-80 tányér) fölött már nem nő jelentősen a termék tisztasága, ezért nem érdemes tovább növelni az elméleti tányérszámot.

Szintén a **6. ábra** alapján elmondható, hogy a refluxarány növelése is hasonlóan befolyásolja a termékösszetételt. Ugyanazon tányérszám mellett a refluxarányt növelve egyre tisztább termék nyerhető, mert ezzel megnő a kolonna belsejében az anyagforgalom, ami intenzívebb fázisérintkeztetést tesz lehetővé. Ahogy az elméleti tányérok számának növelésénél, úgy a refluxaránynál is megfigyelhető, hogy bizonyos értéknél tovább nem érdemes növelni (az adott esetben 10-es refluxaránynál tovább), hiszen ekkor már nem befolyásolja jelentősen a termékösszetételt.

A refluxarány és a tényérszám hatása a termékösszetételre



6. ábra: A refluxarány és a tényérszám hatása a termékösszetételre

Hasonló számítások és megfontolások alapján határoztam meg az egyes kolonnák elméleti tényérszámát és a refluxarányt. Ezeket az adatokat illetve minimális értékeiket a 2. táblázat foglalja össze.

2. táblázat: A hagyományos kolonna-kapcsolások közül a direkt kapcsolat kolonnáinak adatai

Kolonna	K1	K2	K3
Minimális elméleti tényérszám	42	11	12
Elméleti tényérszám	81	15	19
Minimális refluxarány	8,12	0,93	1,13
Refluxarány	10,75	2,07	2,00
Betáplálási tényér	41	9	10

A **2. táblázat** adatai alapján látható, hogy a minimális elméleti tényérszámnál mindig több tényérra van szükség egy adott elválasztáshoz. Ennek oka, hogy ha az elválasztást minimális elméleti tényérszámmal végeznék, ahhoz végtelen nagy refluxarányra lenne szükség, akkor pedig nem lehetséges a termékelvétel. Hasonlóan a refluxarányt sem lehet a minimális értékre állítani, mert akkor végtelen sok tényérra lenne szükség az elválasztáshoz.

A **2. táblázatban** szintén szerepel a betáplálási tényér. A betáplálás optimális helyét szintén közelítő összefüggésekkel lehet meghatározni. A betáplálásnak mindig azon a tényéron kell történnie, ahol a betáplálás összetétele a legközelebb áll az adott tényéron a folyadékfázis összetételéhez, ezáltal a lehető legkevésbé zavarja meg az oszlop hőmérséklet- és koncentrácioprofilját.

3.2. Rigorózus modellek

3.2.1. Direkt-indirekt kapcsolások

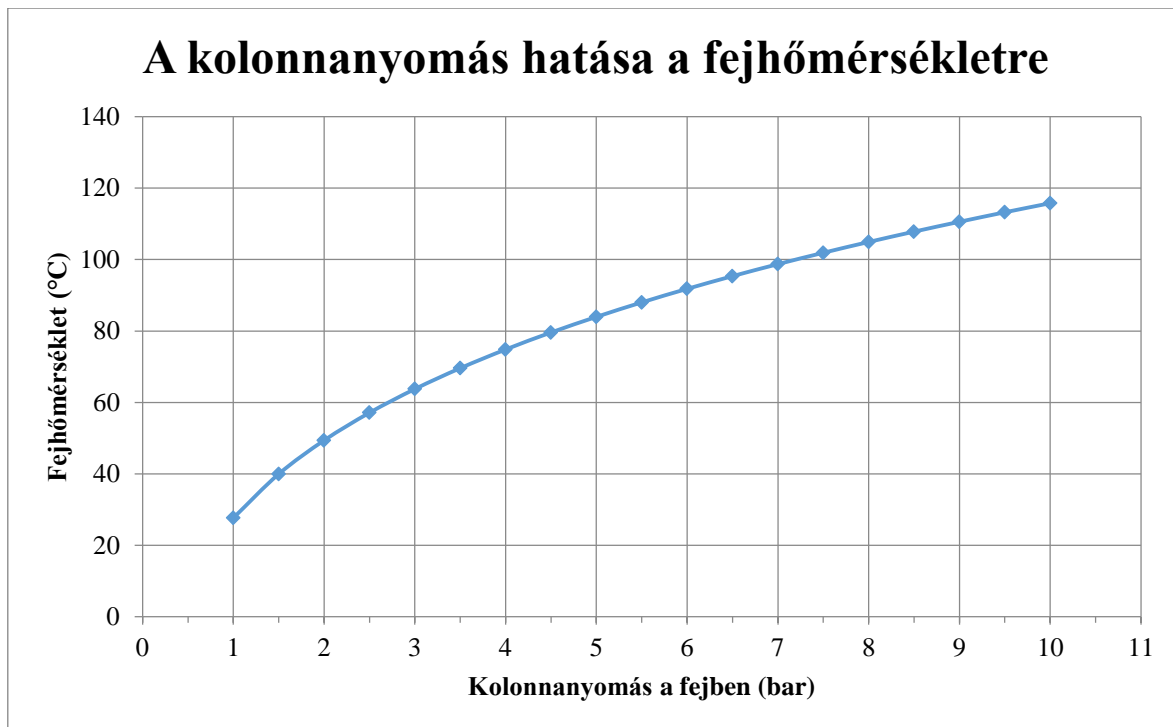
A munkám során elkészítettem a **3. ábra** látható öt hagyományos kolonna-kapcsolás rigorózus modelljét. A kolonnák specifikációit kezdetben a CHEMCAD SHORTCUT kolonnája segítségével határozom meg. Miután beállítom a SHORTCUT kolonna számításaiból kapott elméleti tényérszámot, refluxarányt és betáplálási tényért, tovább finomítom a modelleket.

A desztilláló oszlopok egy további fontos paramétere a kolonnanyomás. Nagyobb nyomásnál több tényérra van szükség, kisebb nyomásnál pedig nő a gőztérfogat, ami nagyobb kolonnaátmérőt eredményez. A kolonnanyomás ugyancsak befolyásolja a komponensek forráspontját. Kis nyomáson a forráspontok alacsonyabbak lesznek, így a kondenzáltatáshoz több hidegenergiára lesz szükség. A kolonnanyomás előzetes meghatározását tehát a rendelkezésre álló hűtőközeg és a kondenzátor alapján érdemes végezni.

Az iparban a legtöbb kolonnát totálkondenzátorral üzemeltetik, a parciális kondenzátor használatát például az indokolhatja, ha a terméket gőz formában hasznosítják a következő műveletben, ilyenkor nem érdemes lekondenzáltatni. Az adott szénhidrogén elegy komponenseinek atmoszférikus forráspontja alapján (amiket az **1. táblázat** tartalmaz) az i-pentán és az n-pentán elválasztását végző oszlopban célszerű nagyobb nyomást alkalmazni, hogy elkerüljük a költséges szerves hűtőközeg alkalmazását, hiszen az i-pentán kondenzáltatásához szükséges állandó 27°C-os hőmérsékletet nem lehet hűtővízzel

biztosítani. A többi oszlopban a termékek kondenzáltatása megoldható vízhűtéssel, az n-hexán esetében akár léghűtéssel is.

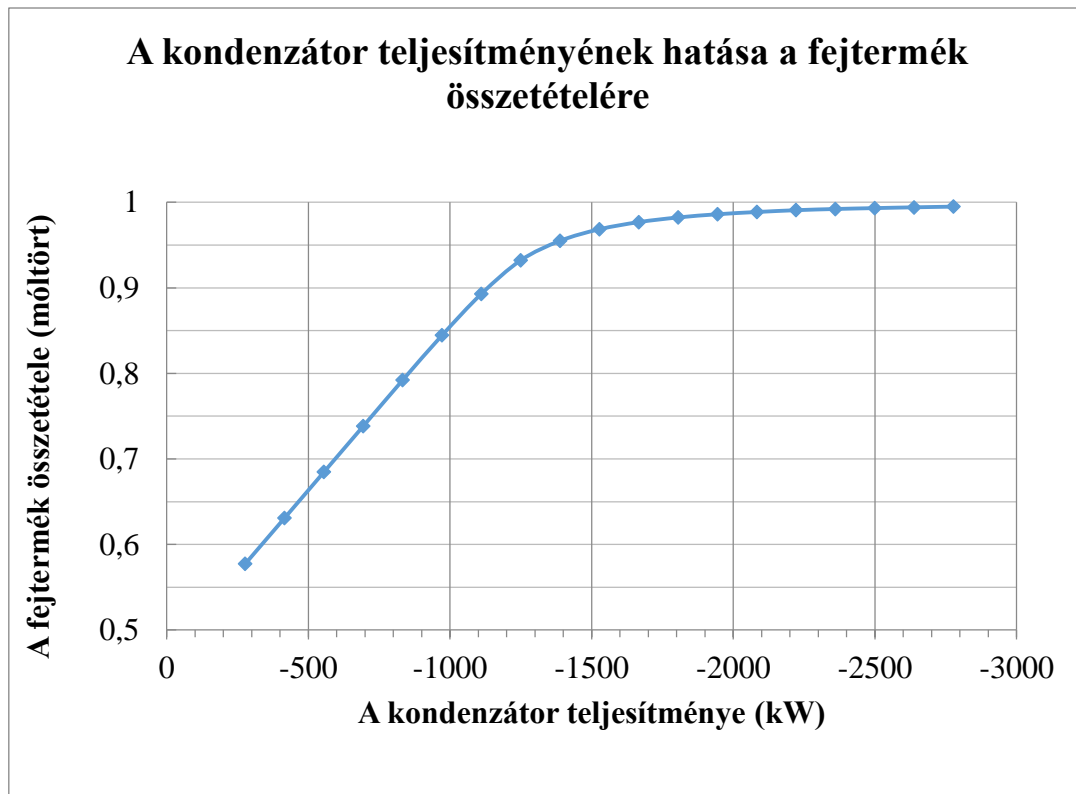
A kolonnanyomás hatását a fejhőmérsékletre az i-pentánt és a n-pentánt elválasztó kolonnában az **7. ábra** mutatja be.



7. ábra: A kolonnanyomás hatása a fejhőmérsékletre

A **7. ábra** látszik, hogy már egészen kis nyomásemelkedés hatására jelentősen nő a hőmérséklet a kolonna fejében, tehát nem lesz szükség olyan alacsony hőmérsékletű hűtőközeg alkalmazására. Már 1.2 bar nyomásnál 30°C fölé emelkedik a kitermelt i-pentán hőmérséklete, ezért ezen a nyomáson dolgozom.

A feladat szempontjából legfontosabb beállítandó specifikáció a termékek tisztasága, ami 99 mol% minden egyes termék esetében. Az iparban általában igyekeznek a költségeket minimalizálni, ezért nem éri meg jelentősen túlteljesíteni ezt az előírást. A fejtermékek tisztaságát a kondenzátorból elvont hővel, a fenéktermékekét pedig a visszaforralóban közölt hő változtatásával állítom be. A **8. ábra** bemutatja, hogyan változik az i-pentánt és az n-pentánt elválasztó kolonnánál a fejtermék összetétele a kondenzátorban elont hő függvényében.



8. ábra: A kondenzátor teljesítményének hatása a fejtermék összetételére

A 8. ábra jól látszik, hogy 1200-1300 kW teljesítmény fölött már sokat kell változtatni a kondenzátor teljesítményén ahhoz, hogy a fejtermék összetétele egy keveset változzon. Ebből kifolyólag a kondenzátorban elvont hő segítségével nagyon pontosan be lehet állítani a fejtermék összetételét. A termékek összetételét tehát a kondenzátorok és a visszaforralók teljesítményével állítom be.

Hasonló megfontolások alapján készítettem el a 3. ábra látható öt hagyományos kolonna-kapcsolás modelljét, melyeknek legfontosabb adatait foglaltam össze az 1. mellékletben. Az 1. melléklet táblázatainak adatai alapján látható, hogyan befolyásolja az eltérő kapcsolás az egyes kolonnák paramétereit, a refluxarányt, a termékek hőmérsékletét és a kondenzátor illetve a visszaforraló teljesítményét. Az egyes áramok tulajdonságait összefoglaló táblázatok alapján minden kolonna esetében elmondható, hogy az anyagmérleg hibája elhanyagolható, tehát a modellek jól működnek.

Az 1. melléklet adatai alapján a 3. táblázatban került összefoglalásra az egyes konstrukciók kondenzátorainak és visszaforralóinak az összesített teljesítménye.

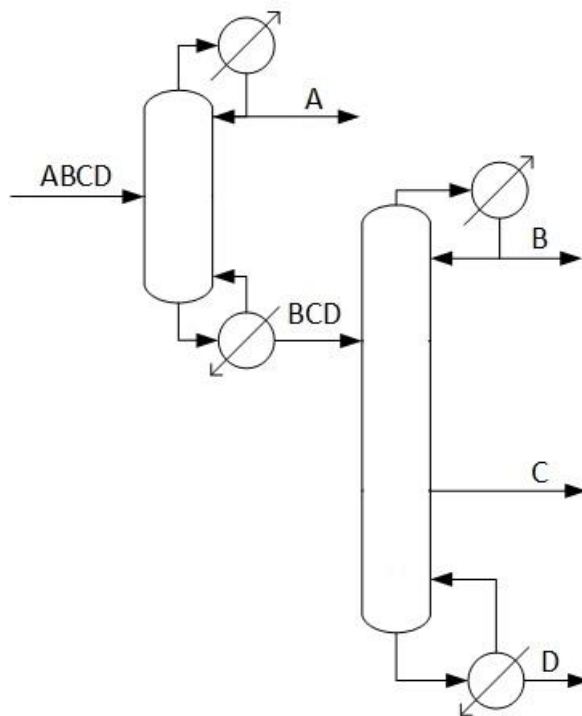
3. táblázat: A kondenzátorok és a visszaforralók összteljesítménye

Kapcsolás	(1.)	(2.)	(3.)	(4.)	(5.)
Kondenzátorok teljesítménye (kW)	2765	3465	3482	3659	3796
Visszaforralók teljesítménye (kW)	2876	3577	3603	3770	3919

A **3. táblázat** adatai alapján az adott elegy elválasztásához a hagyományos konstrukciók közül a direkt kapcsolat (**3. ábra**, 1. konstrukció) a legkedvezőbb energetikai szempontból, mivel ennél a lehető legkisebb a kondenzátorok és a visszaforralók összesített teljesítménye. Ennek ellenére nem minden esetben a direkt kapcsolat az optimális megoldás, hiszen még számos lehetséges elrendezés közül lehet választani alternatív kapcsolási lehetőségek figyelembevételével.

3.2.2. Termikusan csatolt konstrukció

Az általam vizsgált alternatív konstrukciót a **9. ábra** elrendezése mutatja be. Az új kapcsolást a hagyományos elrendezések közül a direkt konstrukcióból vezettem le a kolonnák közötti termikus csatoláson keresztül.



9. ábra: Az általam vizsgált termikusan csatolással létrehozott alternatív konstrukció

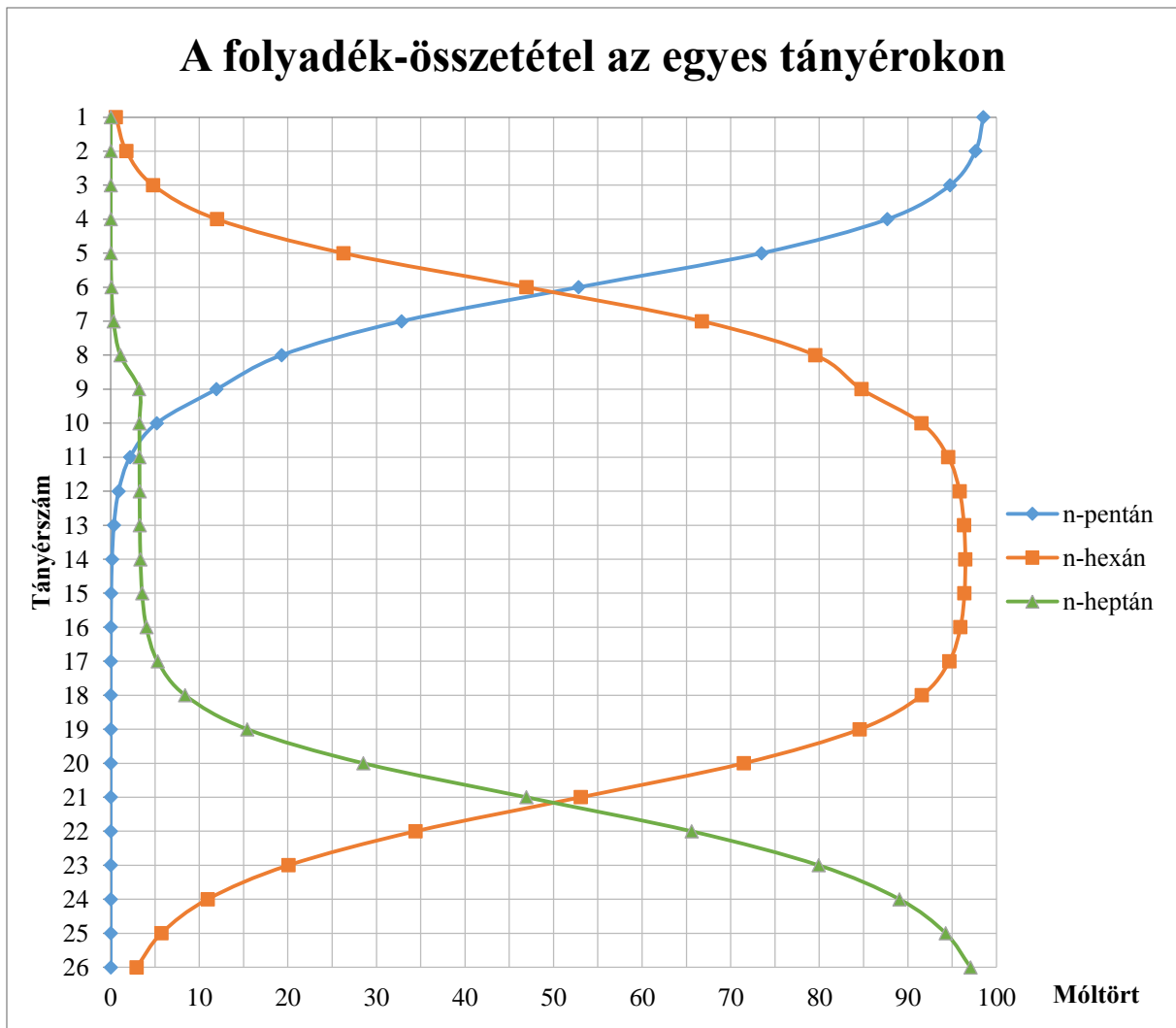
Hasonló átalakításokkal más alternatív elrendezések is létrehozhatóak ezzel a módszerrel, hiszen kiindulhatunk egy másik hagyományos kapcsolásból, és helyettesíthetünk több különböző hőcserélőt is termikus csatolással. Két okból választottam mégis ezt a konstrukciót. Egyrészt a direkt kapcsolásból vezethető le, amiről a **3. táblázat** adatai alapján a hagyományos kapcsolások a legkedvezőbb energiaigény alapján. Másrészt ezzel az elrendezéssel a legnehezebb elválasztás (az i-pentán és az n-pentán elválasztása) egy külön előfrakcionáló kolonnában történik.

Az alternatív elrendezés modellezése a hagyományos konstrukciókéhoz hasonlóan történik, a változtatásokat a **4. ábra** levezetésének megfelelően hajtom végre. Az előfrakcionáló kolonna tehát minden szempontból megegyezik a direkt kapcsolat első kolonnájával (ez a **3. ábra** (1.) konstrukciójának K1 kolonnája). Az elméleti tányérszámokat a főkolonnában szintén a **4. ábra** bemutatott levezetésnek megfelelően határom meg, tehát a főkolonna annyi tányérral rendelkezik amennyi a második kolonnában (**3. ábra** (1.) K2), és a harmadik kolonna ((**3. ábra** (1.) K3) betáplálási tányérja alatt van, ami összesen 26 tányért jelent. Mivel a második és a harmadik kolonnában is 2 a refluxarány, így az alternatív elrendezés főkolonnájában is 2 a refluxarány kezdetben. A főkolonnában a betáplálás a kilencedik tányérra érkezik, ahogyan a hagyományos kapcsolat második kolonnájában is.

A hagyományos kapcsolások tervezésénél azonban nem volt szükség termékélvételre a kolonna oldalán. Meg kell tehát határozni azt a tányért, ahonnan érdemes az n-hexánt elvezetni. Kezdetben a kolonna egyik középső tányérjára helyezem a termékélvételt, és így vizsgálom a termékek folyadékfázisbeli móltörtjét. Az egyes komponensek móltörtjeit a főkolonna tányérjain a **10. ábra** mutatja be.

A kolonnaprofil bemutató **10. ábra** az eredeti elegynek csak három komponense van feltüntetve, mivel az i-pentán már elválasztásra került az előfrakcionálóban; ezért csak elhanyagolhatóan kis mennyiségben van jelen a főkolonnában. A másik három komponens folyadékfázisbeli móltörtjeinek változását három különböző görbe mutatja be.

A **10. ábra** a kilencedik tányérnál leolvashatóak a betáplálásbeli móltörtök. Ezekből az adatokból látszik, hogy a betáplálás jól van elhelyezve, mert csak kis mértékben módosítja az egyes tányérok összetételét, mivel nincsenek nagy törések a görbékben a kilencedik tányérnál.



10. ábra: A folyadék-összetétel az alternatív elrendezés egyes tányérjain

A 10. ábra látható hogy a betáplálási tányér fölött, a kolonna rektifikáló zónájában a folyadékfázis az n-pentánban dúsul, a nehezebb komponensekben pedig szegényedik addig, amíg a fejtermékben már közel teljesen tiszta n-pentánt nem kapunk. A betáplálási tányér alatt, a kolonna kigőzölő zónájában az n-pentán móltörtje gyorsan csökken, míg a tizenkettedik tányér után már elhanyagolhatóan alacsonnyá válik. Az n-hexán móltörtje ezzel szemben nő, ameddig el nem éri a maximumát a tizennegyedik tányérnál, ezután folyamatosan csökken, a fenéktermékben pedig már egészen tiszta n-heptánt kapunk.

A 10. ábra tehát választ ad az oldaltermék elvételének elhelyezésére is, hiszen az n-hexán folyadékfázisbeli móltörtje a tizennegyedik tányéron éri el a legnagyobb értéket, ezért erről a tányérról érdemes elvezetni az oldalterméket. Ez az oldaltermék azonban, ahogy a fejtermék és a fenéktermék is még nem megfelelő tisztaságú, ezért a kolonna működésén további finomításokra van szükség.

A megfelelő tisztaságokat a hagyományos kolonna-kapcsolások finomításához hasonlóan a kondenzátorok és a visszaforrallók teljesítményének változtatásával állítom be. A módosítások eredményeképpen kapott főkolonna és az előfrakcionáló legfontosabb paramétereit a **4. táblázat** foglalja össze. Ezekkel a beállításokkal a főkolonna már mindhárom terméket a megfelelő tisztaságban állította elő.

4. táblázat: Az alternatív elrendezés főbb paramétereit

Kolonna	Előfrakcionáló	Főkolonna	Összesen
Tányérszám	81	26	107
Betáplálási tányér	41	9	
Refluxarány	12	20	
Kondenzátor teljesítménye (kW)	2153	3985	6138
Visszaforralló teljesítménye (kW)	2262	3997	6259

A **4. táblázat** adatai alapján ahhoz, hogy ezzel az alternatív konstrukcióval ugyanolyan minőségű termékeket állítsunk elő, mint hagyományos kapcsolással, jelentősen több energia szükséges. A megnövekedett energiaigényre a nagyobb refluxarányból valamint a kondenzátorok és visszaforrallók összteljesítményének megugrásából lehet következtetni.

3.2.3. Kaibel oszlop

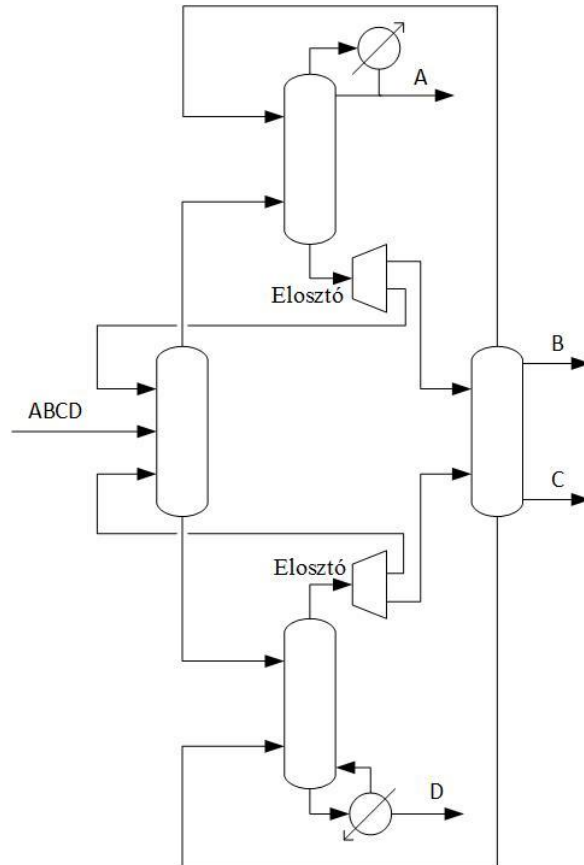
A feladatban meghatározott négykomponensű elegy elválasztását már megvalósítottam három kolonnával a hagyományos kapcsolások segítségével, és két kolonnával is a termikusan csatolt alternatív konstrukció kapcsán. Azonban ez az elválasztást akár egyetlen kolonnával is meg lehet valósítani, mégpedig a **2.2.3. Osztott falú kolonna** fejezetben bemutatott Kaibel oszlop segítségével. Ennek a speciális oszlopnak a modellezéséhez azonban a CHEMCAD nem rendelkezik megfelelő műveleti egységgel. Ennek hiányában ezt a szimulációt egyszerű oszlopok meghatározott elrendezésével valósítom meg, ehhez pedig két lehetséges modellt is készítek.

Az első modellben a Kaibel oszlopot egy Petlyuk kolonnával modellem, mivel a két konstrukció között szemléletes a hasonlóság, amit az **5. ábra** mutat be. Kiindulási alapként a hagyományos konstrukciók közül a **3. ábra** a (3.) konstrukció modelljét használom föl. A K2

kolonna lett a Petlyuk kolonna előfrakcionálója, a főkolonna pedig a K1 és a K3 kolonnák összekapcsolásával jött létre. A betáplálások és az oldalelvételek helyét ezúttal is a kolonnaprofilok segítségével határozom meg. Az előfrakcionáló és a főkolonna összekapcsolását parciális kondenzátorral és visszaforrallóval oldottam meg, mivel így volt jól kezelhető a szimuláció.

A főkolonnában a folyadékfázis összetételét az egyes tányérokon az **5. melléklet**: A Petlyuk modell főkolonnájának profilja ábrája szemlélteti. Az ábrán látható, hogy az i-pentán és az n-pentán elválasztása sokkal nehezebb a többi elválasztásnál, hiszen a kolonna felső kétharmadán csak ez az elválasztás zajlik. Szintén az **5. melléklet**: A Petlyuk modell főkolonnájának profilja ábráján látható, hogy a betáplálások és a terméklevételek optimálisan vannak elhelyezve, hiszen alig módosítják a tányérok összetételét.

A második modellben négy különálló kolonnából összekapcsolt rendszerrel modellezem az osztott falú kolonnát. Ezt az elrendezést az osztott falú kolonna konstrukciója indokolja. Az első kolonna a belső tér betáplálás felé eső oldalát szimbolizálja, a második a fal túloldalát, a harmadik és a negyedik pedig az elválasztó fal fölé illetve alá eső részeket. A modell konstrukciót a **11. ábra** szemléltet.



11. ábra: A duplafalú kolonna részletes modellje

A modell alapja szintén a **3. ábra** (3.) konstrukciója volt. Az összes tányérnak a 80%-ával dolgozom [6], és a betáplálások valamint az oldalelvételek helyét szintén az adott kolonna profiljának megfelelően alakítom ki. Ügyelek rá, hogy az oldalelvételek között legalább az n-pentán és az n-hexán elválasztásához szükséges minimális tányérszám meglegyen. Mivel az elválasztófal a kolonna közepén helyezkedik el, ezért a folyadékelosztókban a folyadék fele-fele arányba oszlik meg. Az elrendezésben ezúttal is több kondenzátor és több visszaforráló van, melyeknek az együttes teljesítményével számok.

5. táblázat: Az osztott falú kolonna két modelljének főbb paraméterei

Modell	Petlyuk modell	Részletes modell
Összesített tányérszám	114	92
Betáplálási tányér	58	59
Refluxarány	10	16
Kondenzátor teljesítménye (kW)	2585	10156
Visszaforráló teljesítménye (kW)	2688	10296

Az **5. táblázat** adatai alapján elmondható, hogy a két modell közül a részletesnek van nagyobb energiaigénye. Ebből is látszik, hogy érdemes egy modellt minél részletesebben kidolgozni, mert ahhoz mindig magasabb energia- és költségigény társul, egy ilyen nagy beruházásnál pedig érdemes ezeket a paramétereket fölülbecsülni.

3.3. Költségbecslés

Az iparban a különböző desztillációs elrendezések közül végül mindig gazdasági szempontok alapján történik a választás. Számomra ez a gazdasági szempont a különböző konstrukciók összköltsége 10 év amortizációval számolva. A költségek számításához a CHEMCAD modelleknek az eredményeit használtam, amiből a Douglas-féle költségfüggvények segítségével határoztam meg a várható kiadásokat. Az azonos évből származó költség-indexek használatával a Douglas-féle költségbecslés eredményei jó egyezést mutatnak a CHEMCAD beépített költségbecslésével.

A költségek forrásai:

- beruházási költségek (üzembe helyezéssel együtt);
 - hőcserélők,
 - kondenzátor,
 - visszaforraló,
 - kolonnaköpeny,
 - tányérok,
- üzemeltetési költségek;
 - hűtővíz,
 - fűtőgőz.

A következőkben a számítás menetét mutatom be a hagyományos elrendezések közül a direkt kapcsolás K1 kolonnájának példáján, majd pedig kitérek az alternatív konstrukciók számításánál fellépő eltérésekre.

Először kiszámolom a beruházási költségeket.

A kondenzátor és a visszaforraló beruházási költsége a **9. egyenlet** segítségével számolható.

$$Cost_{HE,kond} = \frac{M\&S}{280} \cdot 101,3 \cdot A_{kond}^{0,65} \cdot (2,29 + F_c^{HE})$$

9. egyenlet: A hőcserélők Douglas-féle költségfüggvénye

Az F_c^{HE} együttható hőcserélők esetében az alábbiak szerint alakul:

$$F_c^{HE} = (F_d^{HE} + F_p^{HE}) \cdot F_m^{HE} = (1,35 + 0) \cdot 3,75 = 5,06$$

A kondenzátor felülete:

$$A_{kond} = \frac{\dot{Q}_{kond}}{k_{kond} \cdot \Delta T_{\text{átl}}} = \frac{1944 \text{ kW}}{0,5 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2 \text{K}} \cdot 6,91 \text{ K}} = 562,2 \text{ m}^2 = 6052 \text{ ft}^2$$

$$\Delta T_{\text{átl}} = \frac{(T_D - T_{hv,be}) - (T_D - T_{hv,ki})}{\ln\left(\frac{T_D - T_{hv,be}}{T_D - T_{hv,ki}}\right)} = \frac{(33,08^\circ\text{C} - 20^\circ\text{C}) - (33,08^\circ\text{C} - 30^\circ\text{C})}{\ln\left(\frac{33,08^\circ\text{C} - 20^\circ\text{C}}{33,08^\circ\text{C} - 30^\circ\text{C}}\right)} = 6,91 \text{ K}$$

A visszaforraló felülete:

$$A_{reb} = \frac{\dot{Q}_{reb}}{k_{reb} \cdot \Delta T} = \frac{2054 \text{ kW}}{1 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2 \text{K}} \cdot 67,48 \text{ K}} = 30,44 \text{ m}^2 = 327,7 \text{ ft}^2$$

$$\Delta T = T_{fg} - T_W = 120^\circ\text{C} - 52,52^\circ\text{C} = 67,48 \text{ K}$$

A kondenzátor beruházási költsége:

$$Cost_{HE,kond} = \frac{1536,5}{280} \cdot 101,3 \cdot 6052^{0,65} \cdot (2,29 + 5,06) = \boxed{1\,174\,006\ \$}$$

A visszaforráló beruházási költsége:

$$Cost_{HE,reb} = \frac{1536,5}{280} \cdot 101,3 \cdot 327,7^{0,65} \cdot (2,29 + 5,06) = \boxed{176\,374\ \$}$$

A kolonnaköpeny beruházási költségét a **10. egyenlet** szerint számolom:

$$Cost_{COL} = \frac{M\&S}{280} \cdot 101,9 \cdot d^{1,066} \cdot h^{0,82} \cdot (2,29 + F_c^{Col})$$

10. egyenlet: A kolonna köpeny Douglas-féle költségfüggvénye

Az F_c együttható a kolonnaköpeny esetében:

$$F_c^{Col} = F_m^{Col} \cdot F_p^{Col} = 1,7 \cdot 1 = 1,7$$

A kolonnaköpeny beruházási költsége:

$$Cost_{COL} = \frac{1536,5}{280} \cdot 101,9 \cdot 16,36^{1,066} \cdot 525,30^{0,82} \cdot (2,29 + 1,7) = \boxed{7\,261\,934\ \$}$$

A tányérok beruházási költségét a **11. egyenlettel** számolom:

$$Cost_{TR} = \frac{M\&S}{280} \cdot 4,7 \cdot d^{1,55} \cdot h \cdot F_c^{Tr}$$

11. egyenlet: A tányérok Douglas-féle költségfüggvénye

Az F_c együttható a tányérok esetében:

$$F_c^{Tr} = F_s^{Tr} + F_t^{Tr} + F_m^{Tr} = 1 + 0 + 1,7 = 2,7$$

A tányérok beruházási költsége:

$$Cost_{TR} = \frac{1536,5}{280} \cdot 4,7 \cdot 16,36^{1,55} \cdot 525,30 \cdot 2,7 = \boxed{2\,784\,027\ \$}$$

A direkt kapcsolás K1 kolonnájának beruházási költsége tehát:

$$\begin{aligned} Cost_{Inv} &= Cost_{HE,kond} + Cost_{HE,reb} + Cost_{COL} + Cost_{TR} = \\ &= 1\,174\,006\ \$ + 176\,374\ \$ + 1\,104\,995\ \$ + 2\,784\,027\ \$ = \boxed{\boxed{11\,396\,342\ \$}} \end{aligned}$$

A beruházási költség után számítom az éves üzemeltetési költséget.

A szükséges hűtővíz térfogatárama:

$$\dot{V}_{hv} = \frac{\dot{m}_{hv}}{\rho_{hv}} = \frac{\frac{\dot{Q}_{kond}}{\Delta T_{hv} \cdot c_p}}{\rho_{hv}} = \frac{\frac{1944 \text{ kW}}{10 \text{ K} \cdot 4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}}}}{1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 0,04651 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} = 1467624 \frac{\text{m}^3}{\text{yr}}$$

A hűtővíz éves költsége:

$$Cost_{hv} = 2,10 \frac{\$}{\text{m}^3} \cdot \dot{V}_{hv} = 2,10 \frac{\$}{\text{m}^3} \cdot 1467624 \frac{\text{m}^3}{\text{yr}} = \boxed{3\,095\,163 \frac{\$}{\text{yr}}}$$

A fűtőgáz éves költsége:

$$Cost_{fg} = 19,68 \frac{\$}{\text{GJ}} \cdot \dot{Q}_{reb} = 19,68 \frac{\$}{\text{GJ}} \cdot \frac{2054 \frac{\text{kJ}}{\text{s}}}{10^6 \frac{\text{kJ}}{\text{GJ}}} = 0,0404 \frac{\$}{\text{s}} = \boxed{1\,275\,854 \frac{\$}{\text{yr}}}$$

A direkt kapcsolat K1 kolonnájának éves üzemeltetési költsége tehát:

$$Cost_{op} = Cost_{hv} + Cost_{fg} = 3\,095\,163 \frac{\$}{\text{yr}} + 1\,275\,854 \frac{\$}{\text{yr}} = \boxed{\boxed{4\,371\,018 \frac{\$}{\text{yr}}}}$$

A beruházási költség és az éves üzemeltetési költség ismeretében a teljes éves költséget 10 év amortizációval a **12. egyenlet** alapján a számítom.

$$TAC = \frac{Cost_{inv}}{10 \text{ yr}} + Cost_{op}$$

12. egyenlet: A teljes éves költség számítása 10 év amortizációval

$$TAC = \frac{11\,396\,342 \$}{10 \text{ yr}} + 4\,371\,018 \frac{\$}{\text{yr}} = \boxed{\boxed{5510651 \frac{\$}{\text{yr}}}}$$

Az osztott falú kolonna költségbecslésénél a kolonna átmérőjét az oszlopot alkotó kolonnák átmérőjének segítségével határozom meg. A Petlyuk modell esetében az előfracionáló és a főkolonna, a részletes modellnél a fal két oldalát jelképező kolonnák keresztmetszetének összegéhez határook meg egy megfelelő átmérőt.

4. Eredmények

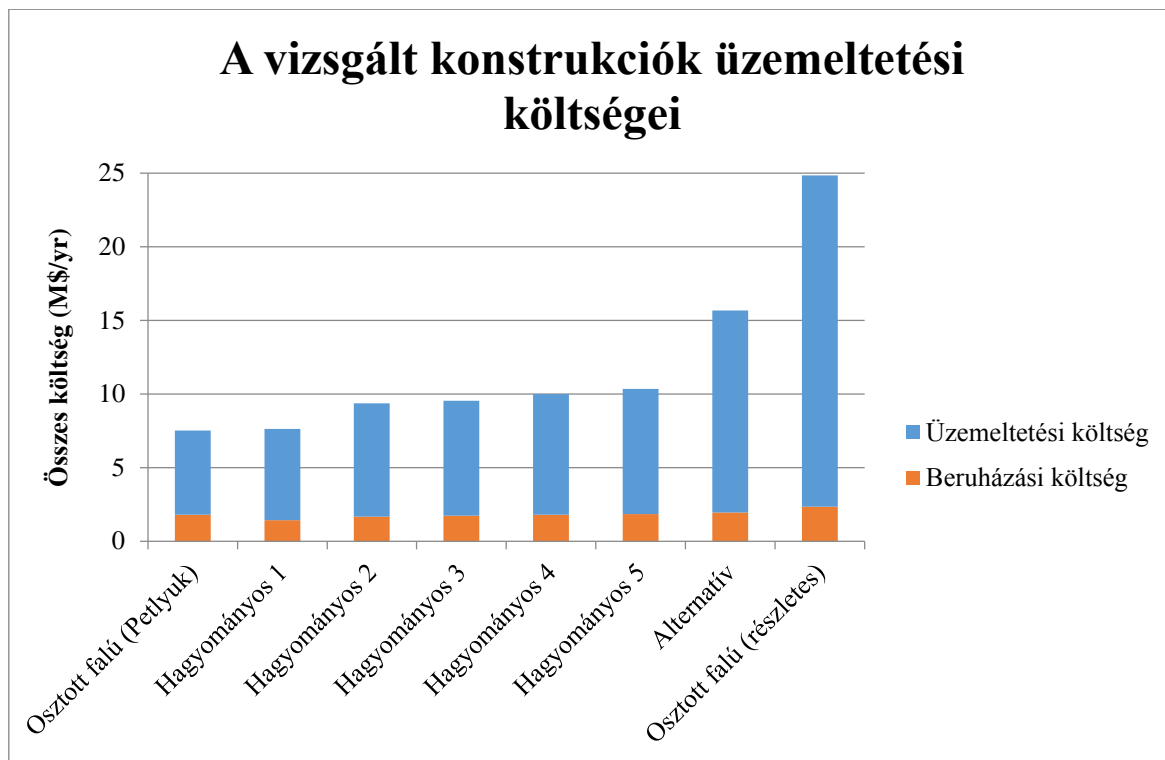
A számítások eredményeit, az összes rigorózus modell folyamatábráját, és részletes adatait tartalmazzák az **1-4. mellékletek**. A számítások eredményeképpen kapott költségek csak becslés jellegűek. A beruházási és üzemeltetési költségeket csak milliódolláros nagyságrendben célszerű becsülni. A vizsgált konstrukciók becsült költségeit a **6. táblázat** foglalja össze és a **12. ábra** diagramja szemlélteti.

6. táblázat: A vizsgált konstrukciók költségei

Konstrukció	Beruházási költség (M\$)	Üzemeltetési költség (M\$/yr)	TAC (M\$/yr)
Hagyományos (1.)	14,3	6,2	7,6
Hagyományos (2.)	16,7	7,7	9,4
Hagyományos (3.)	17,4	7,8	9,5
Hagyományos (4.)	17,9	8,2	10,0
Hagyományos (5.)	18,4	8,5	10,3
Alternatív	19,6	13,7	15,7
Osztott falú (Petlyuk)	18,1	5,7	7,6
Osztott falú (részletes)	23,5	22,5	24,9

A **12. ábra** diagramján látható, hogy a hagyományos kapcsolások közül az adott szénhidrogén elegy elválasztására a legköltséghatékonyabb a direkt kapcsolat. A Hagyományos kapcsolások nagy előnye, hogy tervezésük meglehetősen könnyű, a rigorózus modelleket egyszerűen lehet konvergáltatni, és az egyes termékek összetételét nagyon pontosan lehet szabályozni.

Szintén a **12. ábra** alapján elmondható, hogy a termikus csatolással létrehozott alternatív kapcsoláshoz meglehetősen magas költség társul. Bár az alternatív kapcsolásnál a hagyományos kapcsolások három kolonnája helyett csak kettőnek a beruházási költségével kell számolni, ezeknek olyan magas az üzemeltetési költségük, hogy 10 év távlatában érdemesebb inkább a hagyományos konstrukciók közül választani. Ráadásul az oldaltermék összetételét igen nehezen lehet szabályozni.



12. ábra: A vizsgált konstrukciók költségei

Az eredmények alapján a hagyományos kapcsolások közül a legköltséghatékonyabb direkt kapcsolat és az osztott falú kolonna költségei 10 év távlatában nagyjából megegyeznek. Az osztott falú kolonna esetében csak egy kolonnának kell a beruházási költségével számolni, de mivel ez a kolonna magasabb és szélesebb, mint a hagyományos kapcsolások kolonnái, ezért a beruházási költsége is magasabb, ugyanakkor kevesebb helyszükséglete van, mint három hagyományos kolonnának. Ezzel szemben az osztott falú kolonna üzemeltetési költsége 10%-kal alacsonyabb a hagyományos direkt elrendezés üzemeltetési költségénél, ezért lehet hasonló a két konstrukció összköltsége. Fontos azonban megemlíteni, hogy egy osztott falú kolonnát bonyolultabb megtervezni, mint egy hagyományos kapcsolást, ezen felül két oldaltermékkal is rendelkezik, amelyek összetételét nehéz szabályozni.

A vizsgálataim eredményei alapján leszögezhető, hogy érdemes új alternatív desztillációs technológiákat vizsgálni, mert lehetséges a hagyományosokhoz hasonló, esetleg hatékonyabb módszereket találni.

5. Összefoglalás

A munkám során összesen hét különböző desztillációs technológiát vizsgáltam egy négykomponensű szénhidrogén elegy elválasztásának példáján. A modellezés kezdetén megválasztottam az adott elegy leírására leginkább alkalmas állapotegyenletet, mely a Peng-Robinson modell volt. Ezután shortcut számításokkal meghatároztam az egyes elválasztásokhoz szükséges elméleti tényérszámot és refluxarányt.

Elkészítettem a vizsgált technológiák rigorózus modelljét a CHEMCAD segítségével, amelyek a következők voltak:

- 5 lehetséges hagyományos kolonnapcsolás
- 1 termikus csatolással létrehozott alternatív elrendezés
- 2 osztott falú kolonna modell

A vizsgált konstrukciókhoz költségbecslést is készítettem. A készülékek méretezését és a költségbecslést elvégeztem a CHEMCAD eszközeivel illetve a Douglas-féle költségfüggvényekkel is, melyekkel hasonló eredményre jutottam.

A vizsgált technológiákat végül a költségeik alapján értékeltem, és megállapítottam, hogy a legköltséghatékonyabb megoldás a hagyományos kapcsolások közül a direkt elrendezés vagy pedig egy osztott falú kolonna megvalósítása lenne.

További kutatási tervek

Jövőbeli terveim között szerepel az osztott falú kolonnák további vizsgálata akár több különböző osztási elrendezéssel. Ezeknek a részletes modelljeit más folyamatszimulátorok segítségével dolgoznám ki (Unisim, Aspen), amelyekben könnyebb kezelni a visszacsatolt áramokat. Ezenkívül további alternatív elrendezéseket és nyomás alatti illetve vákuumtechnológiákat is megvizsgálnék.

Köszönetnyilvánítás

Köszönettel tartozom Farkasné Szőke-Kis Anita témavezetőmnek, aki szakértelmével, türelmes magyarázataival és hasznos tanácsaival segítette folyamatosan a munkámat.

6. Jelölésjegyzék

Jelölés	Mennyiség neve	Mértékegység
A_{kond}	A kondenzátor felülete	m^2, ft^2
A_{reb}	A visszaforráló felülete	m^2, ft^2
$Cost_{COL}$	A kolonnaköpeny beruházási költsége	\$
$Cost_{HE}^{kond}$	A kondenzátor beruházási költsége	\$
$Cost_{Inv}$	Az összes beruházási költség	\$
$Cost_{Op}$	Az összes üzemeltetési költség	$\frac{\$}{yr}$
$Cost_{fg}$	A fűtőgáz költsége	$\frac{\$}{yr}$
$Cost_{hv}$	A hűtővíz költsége	$\frac{\$}{yr}$
$Cost_{TR}$	A tányérok beruházási költsége	\$
c_p	A hűtővíz fajhője	$\frac{kJ}{kg K}$
D	A desztillátum tömegárama	$\frac{kg}{s}$
d	A kolonna átmérője	m, ft
F	A betáplálás tömegárama	$\frac{kg}{s}$
F_c^{Col}	A kolonnaköpeny beruházási költségéhez szükséges konstans	-
F_c^{HE}	A hőcserélők beruházási költségéhez szükséges konstans	-
F_c^{Tr}	A tányérok beruházási költségéhez szükséges konstans	-
F_d^{HE}	A hőcserélő típusától függő konstans	-
F_m^{Col}	A kolonnaköpeny anyagától függő konstans	-
F_m^{HE}	A hőcserélő anyagától függő konstans	-

F_m^{Tr}	A tálcák anyagától függő konstans	-
F_p^{Col}	A kolonna nyomásától függő konstans	-
F_p^{HE}	A hőcserélő nyomásától függő konstans	-
F_s^{Tr}	A tányérok távolságától függő konstans	-
F_t^{Tr}	A tányérok típusától függő konstans	-
h	A kolonna magassága	m, ft
k_{kond}	A kondenzátor hőátbocsátási tényezője	$\frac{kW}{m^2K}$
k_{reb}	A visszaforráló hőátbocsátási tényezője	$\frac{kW}{m^2K}$
L	A kolonnában áramló folyadék tömegárama	$\frac{kg}{s}$
$M\&S$	A Marshall & Swift index	-
\dot{m}_{hv}	A hűtővíz tömegárama	$\frac{kg}{s}$
N	Az elméleti tányérszám	-
N_{min}	A minimális elméleti tányérszám	-
\dot{Q}_{kond}	A kondenzátor teljesítménye	kW
\dot{Q}_{reb}	A visszaforráló teljesítménye	kW
R	A refluxarány	-
R_{min}	A minimális refluxarány	-
S_N	A lehetséges hagyományos kapcsolások száma	-
T	A hőmérséklet	$^{\circ}C, K$
TAC	Az összes éves költség	$\frac{\$}{yr}$
T_D	A desztillátum hőmérséklete	$^{\circ}C, K$
T_{fg}	A fűtőgőz hőmérséklete	$^{\circ}C, K$

$T_{hv,be}$	A hűtővíz bemenő hőmérséklete	$^{\circ}C, K$
$T_{hv,ki}$	A hűtővíz kimenő hőmérséklete	$^{\circ}C, K$
T_W	A fenéktermék hőmérséklete	$^{\circ}C, K$
V	A kolonnában áramló gőz tömegárama	$\frac{kg}{s}$
\dot{V}_{hv}	A hűtővíz térfogatárama	$\frac{m^3}{s}$
W	A fenéktermék tömegárama	$\frac{kg}{s}$
x	A folyadékfázisbeli móltört	-
X	A Gilliland korreláció egyik függvénye	-
x_D	A desztillátum móltörtje	-
x_F	A betáplálás móltörtje	-
x_W	A fenéktermék móltörtje	-
y	A gőzfázisbeli móltört	-
Y	A Gilliland korreláció egyik függvénye	-
α	A relatív illékonyság	-
$\bar{\alpha}$	Az átlagos relatív illékonyság	-
ΔT	A hőmérsékletkülönbség	K
$\Delta T_{\text{átl}}$	A logaritmikus hőmérsékletkülönbség	K
ΔT_{hv}	A ki és beáramló hűtővíz hőmérsékletének különbsége	K
θ	A refluxarány és a minimális refluxarány hányadosa	-
ρ_{hv}	A hűtővíz sűrűsége	$\frac{kg}{m^3}$

7. Irodalomjegyzék

[1] Fonyó Zsolt – Fábry György – Vegyipari Műveletti alapismeretek, Nemzeti Tankönyvkiadó 1998, 616, 618, 626-630, 641-645, 649-650, 664-668, 674-678, 723-726.

[2] Cséfalvay Edit – Deák András – Farkas Tivadar – Hanák László – Mika László Tamás – Mizsey Péter – Sawinsky János – Simándi Béla – Szánya Tibor – Székely Edit – Vágó Emese: Vegyipari műveletek II. Anyagátadó műveletek és kémiai reaktorok, 2012, 81, 83-84, 89, 144-147.

[3] Rév Endre – Folyamattan I. Modellezés 2014, 5-12, 27-28, 60-63.

[4] M. Errico, B. Rong, C. E. Torres-Ortega, J. G. Segovia-Hernandez (2014) Computers and Chemical Engineering 62, 1-9.

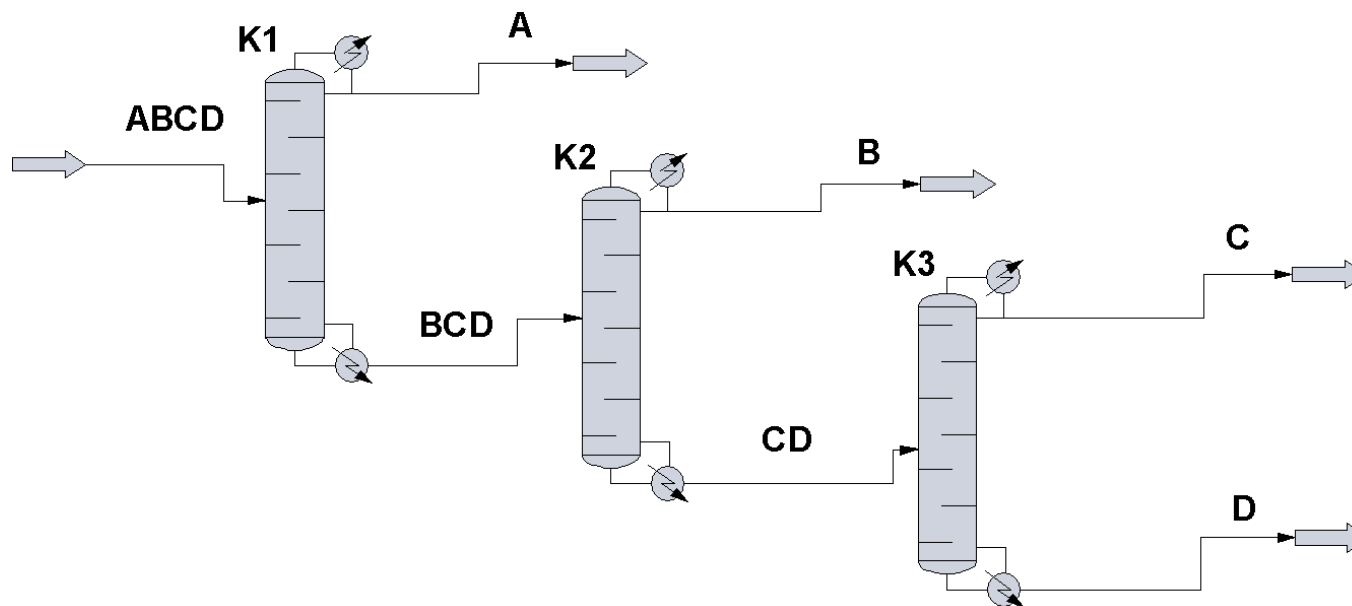
[5] O. Annakou & P. Mizsey (1996) Industrial & Engineering Chemistry Research 35, 1877-1885.

[6] I. Dejanovic, Lj. Matijasevic, Z. Olujic (2010) Chemical Engineering and Processing 49, 559-580.

[7] CHEMCAD Version 6 User Guide, Help, Chemstations, Inc. 2007.

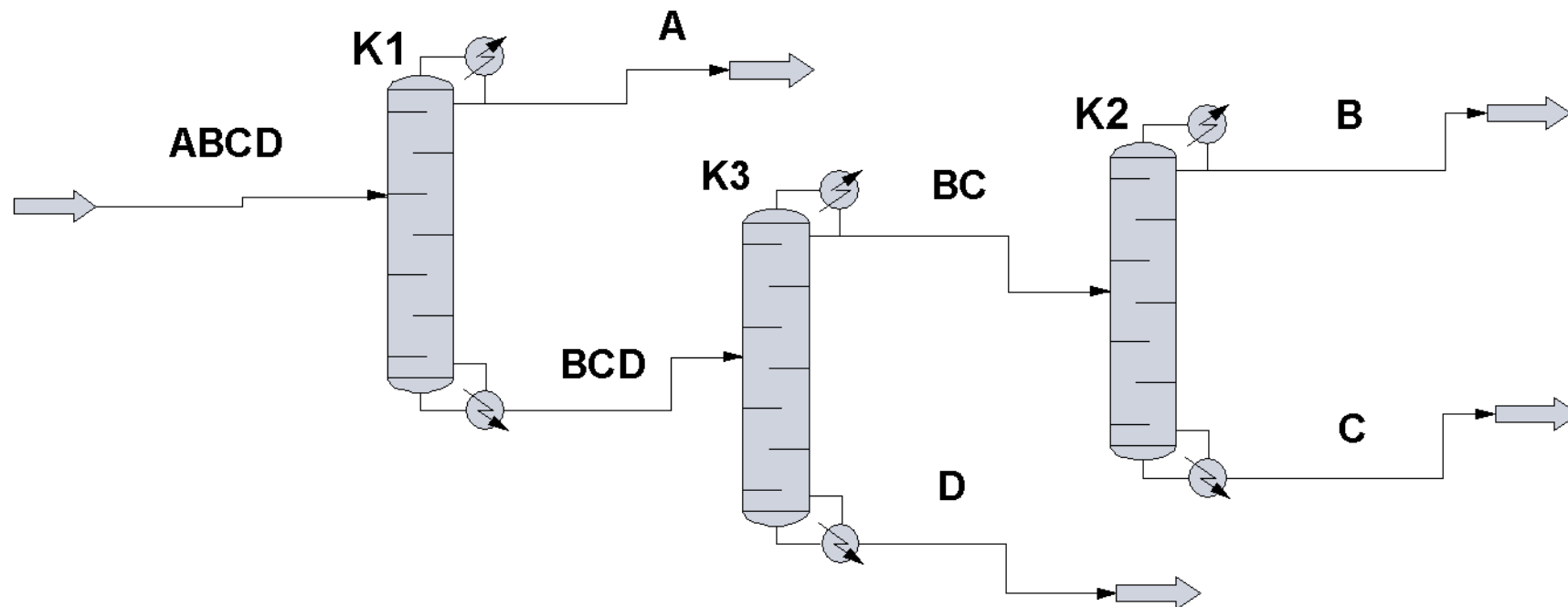
8. Mellékletek

1. melléklet: A hagyományos konstrukciók részletes adatai



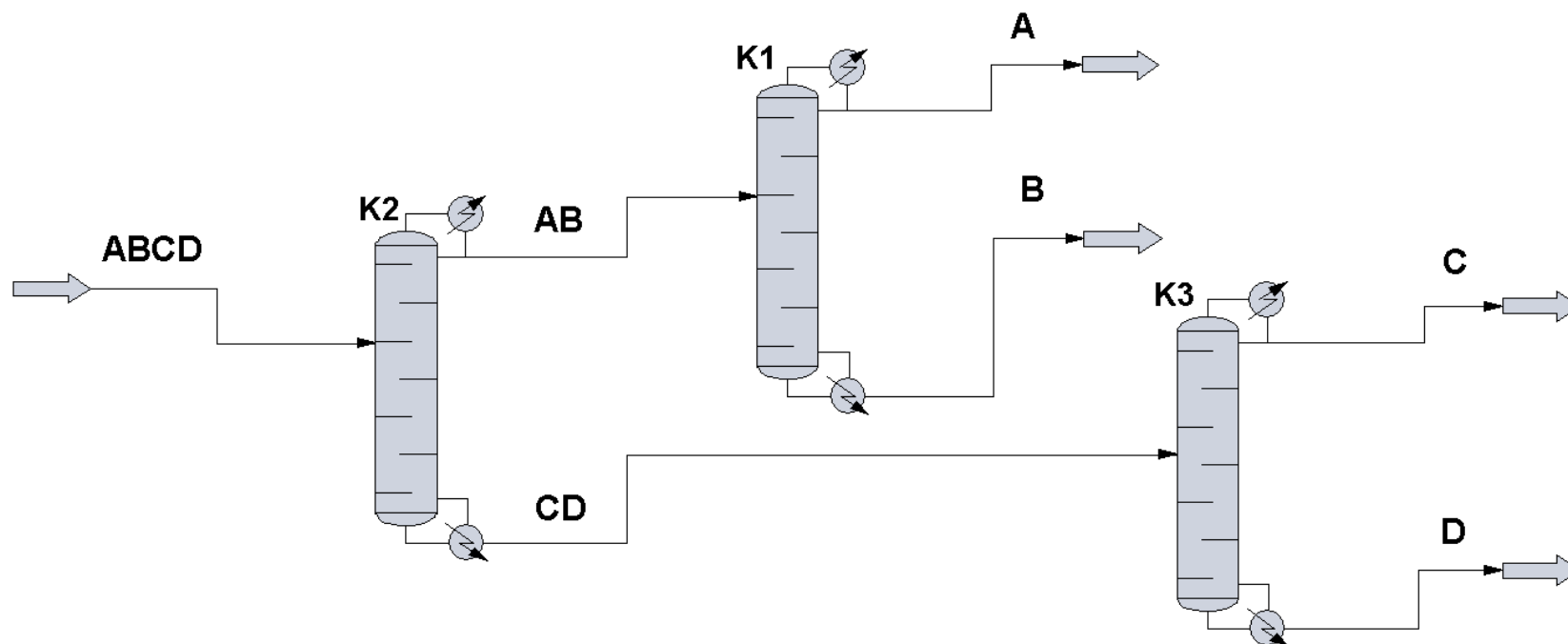
Kolonna	K1	K2	K3	Összesen
Elméleti tányér	80	15	19	114
Betáplálási tányér	41	8	10	
Refluxarány	10,75	2,07	2,00	
Kondenzátor teljesítménye (kW)	1944	611,2	209,4	2765
Visszaforraló teljesítménye (kW)	2054	611,1	210,8	2876
A kondenzátor felülete (m ²)	562,8	125,7	9,8	688,3
A visszaforraló felülete (m ²)	30,44	15,30	10,98	56,72
A kolonna átmérője (m)	1,520	0,914	0,610	
A kolonna magassága (m)	48,80	9,15	11,60	
Beruházási költség (M\$)	11 396 342	1 863 474	1 180 836	14 284 368
Üzemeltetési költség (M\$/yr)	4 371 018	1 352 717	464 656	6 188 390
Összes költség TAC (M\$/yr)	5 510 652	1 539 065	582 740	7 632 456

Áram	Hőmérséklet (°C)	Tömegáram (kg/h)
ABCD	10,00	5000,00
A	33,08	1749,96
BCD	52,52	3250,01
B	35,57	2000,01
CD	80,05	1250,01
C	67,97	500,00
D	100,8	750,01



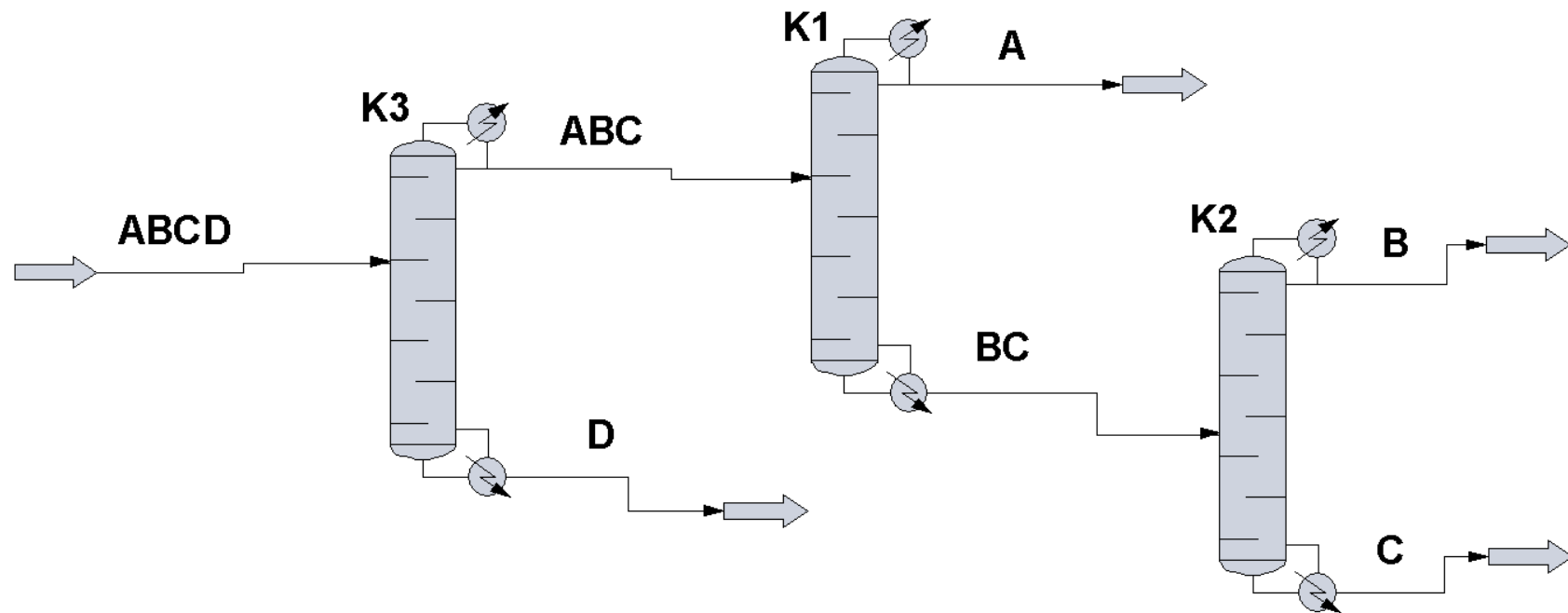
Kolonna	K1	K3	K2	Összesen
Elméleti tányér	80	19	15	114
Betáplálási tányér	41	10	8	
Refluxarány	12,07	0,54	3,38	
Kondenzátor teljesítménye (kW)	2164	429,2	872,2	3465
Visszaforraló teljesítménye (kW)	2273	424,2	880,0	3577
A kondenzátor felülete (m ²)	628,1	55,69	178,7	862,5
A visszaforraló felülete (m ²)	33,70	22,21	18,05	73,96
A kolonna átmérője (m)	1,676	0,762	1,067	
A kolonna magassága (m)	48,80	11,60	9,15	
Beruházási költség (M\$)	12 748 266	1 702 664	2 246 620	16 697 551
Üzemeltetési költség (M\$/yr)	4 857 326	946 850	1 935 301	7 739 477
Összes költség TAC (M\$/yr)	6 132 153	1 117 116	2 159 963	9 409 233

Áram	Hőmérséklet (°C)	Tömegáram (kg/h)
ABCD	10,00	5000
A	33,06	1750
BCD	52,56	3250
BC	40,95	2750
D	100,9	500,0
B	35,60	2000
C	71,24	750,0



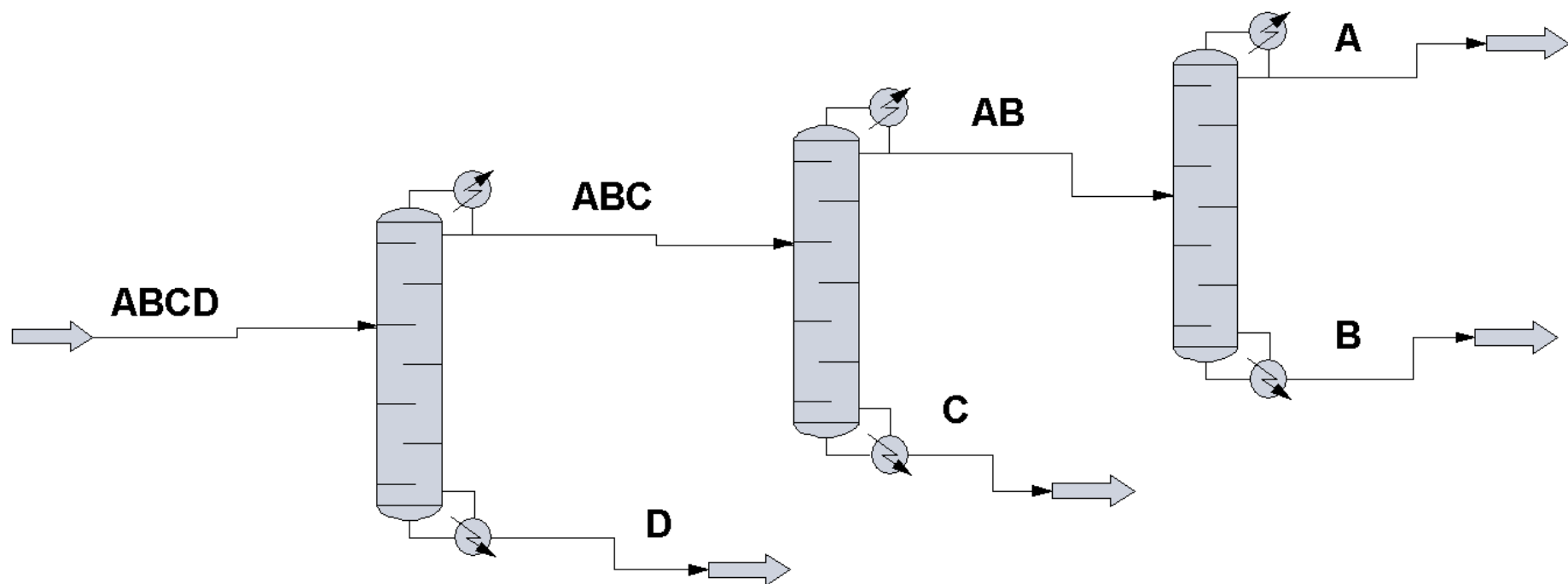
Kolonna	K2	K1	K3	Összesen
Elméleti tányér	15	80	19	114
Betáplálási tányér	8	41	10	
Refluxarány	2,00	12,10	2,07	
Kondenzátor teljesítménye (kW)	1099	2169	214	3482
Visszaforraló teljesítménye (kW)	1201	2186	216	3603
A kondenzátor felülete (m ²)	564,6	629,5	9,96	1204
A visszaforraló felülete (m ²)	30,20	28,59	11,25	70,04
A kolonna átmérője (m)	1,371	1,676	0,609	
A kolonna magassága (m)	9,15	48,80	11,60	
Beruházási költség (M\$)	3 446 221	12 731 030	1 181 273	17 358 524
Üzemeltetési költség (M\$/yr)	2 495 795	4 811 247	474 892	7 781 934
Összes költség TAC (M\$/yr)	2 840 417	6 084 350	593 020	9 517 786

Áram	Hőmérséklet (°C)	Tömegáram (kg/h)
ABCD	10,00	5000,00
AB	30,83	3750
CD	80,23	1250
A	33,06	1750
B	43,53	2000
C	68,16	750,0
D	100,8	500,0



Kolonna	K3	K1	K2	Összesen
Elméleti tányér	19	80	15	114
Betáplálási tányér	10	41	8	
Refluxarány	0,31	12,09	3,51	
Kondenzátor teljesítménye (kW)	592,7	2167	898,9	3659
Visszaforraló teljesítménye (kW)	688,3	2190	891,7	3770
A kondenzátor felülete (m ²)	143,2	628,9	184,2	956,3
A visszaforraló felülete (m ²)	35,84	30,89	18,30	85,03
A kolonna átmérője (m)	1,067	1,676	1,219	
A kolonna magassága (m)	11,60	48,80	9,15	
Beruházási költség (M\$)	2 594 319	12 739 015	2 520 447	17 853 781
Üzemeltetési költség (M\$/yr)	1 371 216	4 810 547	1 985 079	8 166 843
Összes költség TAC (M\$/yr)	1 630 648	6 084 449	2 237 124	9 952 221

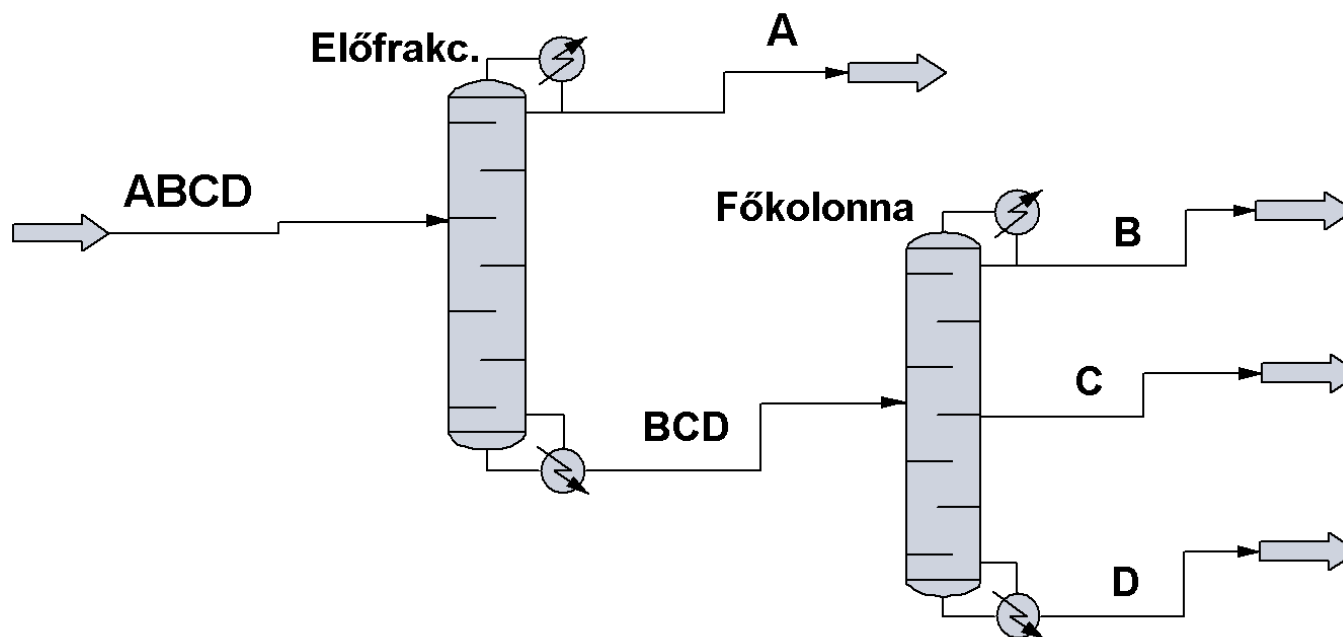
Áram	Hőmérséklet (°C)	Tömegáram (kg/h)
ABCD	10,00	5000
ABC	34,24	4500
D	100,8	500,0
A	33,06	1750
BC	49,10	2750
B	35,60	750,0
C	71,26	2000



Kolonna	K3	K2	K1	Összesen
Elméleti tányér	19	15	80	114
Betáplálási tányér	10	8	41	
Refluxarány	0,32	1,85	12,02	
Kondenzátor teljesítménye (kW)	596,9	1044	2155	3796
Visszaforraló teljesítménye (kW)	693,0	1054	2172	3919
A kondenzátor felülete (m ²)	144,2	536,3	625,4	1306
A visszaforraló felülete (m ²)	36,28	21,67	28,40	86,35
A kolonna átmérője (m)	1,067	1,219	1,676	
A kolonna magassága (m)	11,60	9,15	48,80	
Beruházási költség (M\$)	2 598 079	3 105 079	12 725 017	18 428 175
Üzemeltetési költség (M\$/yr)	1 380 823	2 316 916	4 780 260	8 477 999
Összes költség TAC (M\$/yr)	1 640 631	2 627 424	6 052 762	10 320 816

Áram	Hőmérséklet (°C)	Tömegáram (kg/h)
ABCD	10,00	5000
ABC	34,24	4500
D	100,9	500,0
AB	30,83	3750
C	71,22	750,0
A	33,06	1750
B	43,53	2000

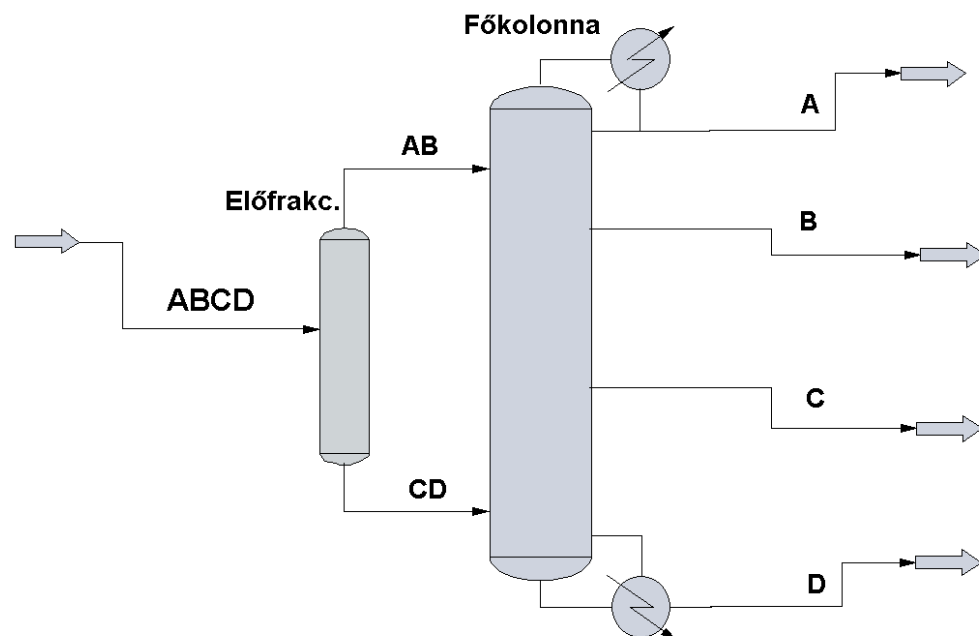
2. melléklet: A termikusan csatolt konstrukció részletes adatai



Kolonna	Előfrakcionáló	Főkolonna	Összesen
Elméleti tányér	80	26	106
Betáplálási tányér	41	9	
Refluxarány	12,01	20	
Kondenzátor teljesítménye (kW)	2153	3985	6138
Visszaforraló teljesítménye (kW)	2262	3997	6259
A kondenzátor felülete (m ²)	624,9	105,3	730,2
A visszaforraló felülete (m ²)	33,54	52,27	85,81
A kolonna átmérője (m)	1,676	2,286	
A kolonna magassága (m)	48,80	15,86	
Beruházási költség (M\$)	12 743 501	6 813 050	19 556 551
Üzemeltetési költség (M\$/yr)	4 832 980	8 827 526	13 660 506
Összes költség TAC (M\$/yr)	6 107 330	9 508 831	15 616 161

Áram	Hőmérséklet (°C)	Tömegáram (kg/h)
ABCD	10,00	5000
A	33,06	1750
BCD	52,56	3250
B	43,53	2000
C	69,61	750,0
D	100,8	500,0

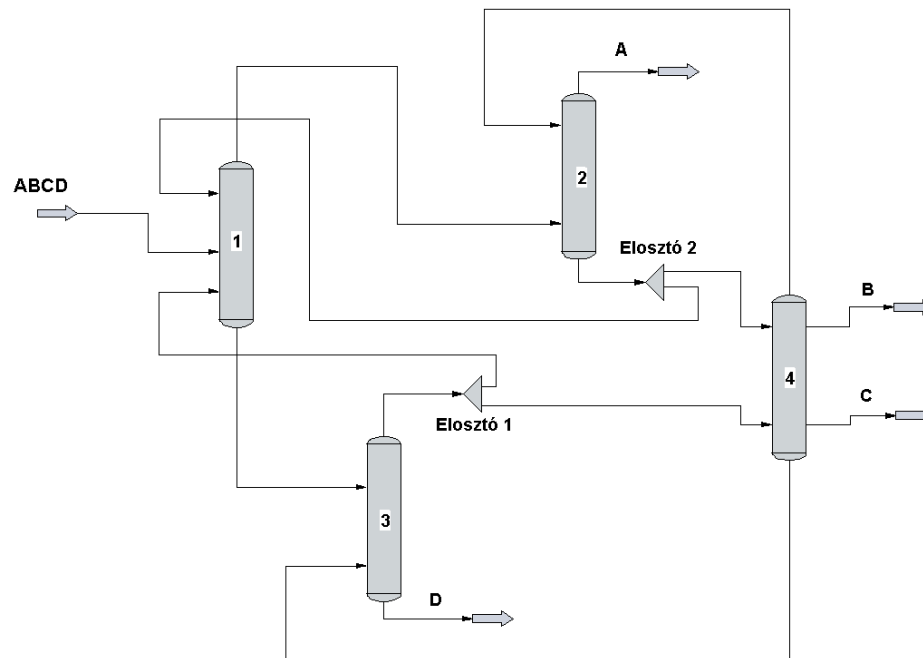
3. melléklet: A Petlyuk kolonna részletes adatai



Kolonna	Előfrakcionáló	Főkolonna	Összesen
Elméleti tányér	15	99	114
Betáplálási tányér	8	50, 89	
Refluxarány	2,00	10,05	
Kondenzátor teljesítménye (kW)	735,0	1850	2585
Visszaforraló teljesítménye (kW)	1201	1487	2688
A kondenzátor felülete (m ²)			94,28
A visszaforraló felülete (m ²)			29,12
A kolonna átmérője (m)	1,219	1,676	2,072
A kolonna magassága (m)	9,15	60,39	60,39
Beruházási költség (M\$)			18 140 739
Üzemeltetési költség (M\$/yr)			5 785 406
Összes költség TAC (M\$/yr)			7 599 480

Áram	Hőmérséklet (°C)	Tömegáram (kg/h)
ABCD	10,00	5000
AB	31,43	3750
CD	77,11	1250
A	27,68	1750
B	35,53	2000
C	67,61	750,0
D	79,77	500,0

4. melléklet: Az osztott falú kolonna részletes modelljének adatai



Kolonna	1	2	3	4	Összesen
Elméleti tányér	12	32	8	40	84
Betáplálási tányér	4, 6, 10	21, 25	4, 5	12, 36	
Refluxarány	5,00	28,72	5,00	16,00	
Kondenzátor teljesítménye (kW)	2973	4802	1396	984,7	10156
Visszaforraló teljesítménye (kW)	3544	4167	1671	913,6	10296
A kondenzátor felülete (m ²)					2903
A visszaforraló felülete (m ²)					639,4
A kolonna átmérője (m)	2,134	2,591	1,524	1,219	2,458
A kolonna magassága (m)	7,32	19,52	4,88	24,40	51,24
Beruházási költség (M\$)					23 462 631
Üzemeltetési költség (M\$/yr)					22 564 800
Összes költség TAC (M\$/yr)					24 911 063

Áram	Hőmérséklet (°C)	Tömegáram (kg/h)
ABCD	10,00	5000
A	33,15	1750
B	40,82	2000
C	73,58	750,0
D	103,9	500,0

5. melléklet: A Petlyuk modell főkolonnájának profilja

