

Regeneracija otapala šaržnom destilacijom

Tomljanović, Ivana

Undergraduate thesis / Završni rad

2015

Degree Grantor / Ustanova koja je dodijelila akademski / stručni stupanj: **University of Zagreb, Faculty of Chemical Engineering and Technology / Sveučilište u Zagrebu, Fakultet kemijskog inženjerstva i tehnologije**

Permanent link / Trajna poveznica: <https://um.nsk.hr/um:nbn:hr:149:812686>

Rights / Prava: [In copyright](#) / [Zaštićeno autorskim pravom.](#)

Download date / Datum preuzimanja: **2024-09-26**



Repository / Repozitorij:

[Repository of Faculty of Chemical Engineering and Technology University of Zagreb](#)



SVEUČILIŠTE U ZAGREBU
FAKULTET KEMIJSKOG INŽENJERSTVA I TEHNOLOGIJE
SVEUČILIŠNI PREDDIPLOMSKI STUDIJ

Ivana Tomljanović

ZAVRŠNI RAD

Zagreb, rujan 2015.

SVEUČILIŠTE U ZAGREBU
FAKULTET KEMIJSKOG INŽENJERSTVA I TEHNOLOGIJE
SVEUČILIŠNI PREDDIPLOMSKI STUDIJ

Ivana Tomljanović

REGENERACIJA OTAPALA ŠARŽNOM DESTILACIJOM

ZAVRŠNI RAD

Voditelj rada: Dr.sc.Igor Dejanović, doc.

Članovi ispitnog povjerenstva: Dr.sc. Igor Dejanović, doc.

Dr.sc. Nenad Bolf, izv.prof.

Dr.sc. Aleksandra Sander, prof.

Zagreb, rujan 2015.

*Zahvaljujem se svom mentoru, doc.dr.sc Igoru Dejanoviću, na izabranoj temi te na strpljenu
i svoj pomoći oko ovog završnog rada.*

Zahvaljujem se i svojoj obitelji i prijateljima na svojoj podršci koju su mi pružali.

SAŽETAK:

REGENERACIJA OTAPALA ŠARŽNOM DESTILACIJOM

Otapala predstavljaju veliki problem u kemijskoj procesnoj industriji, zbog njihove cijene i utjecaja na okoliš. Zbog toga se javlja potreba za njihovom regeneracijom i ponovnom upotrebom. U okviru ovog rada prikazat će se primjena šaržne destilacije u svrhu regeneracije otapala. Također je napravljen proračun i izračun potrošnje energije za izdvajanje n-heptana i n-butilacetata iz smjese otpadnih otapala, u svrhu dobivanja što veće količine čistog proizvoda. Simulacija destilacije izvedena je u CHEMCAD-u.

KLJUČNE RIJEČI: otapalo, regeneracija, šaržna destilacija, CHEMCAD

ABSTRACT

SOLVENT REGENERATION USING BATCH DISTILLATION

Solvents are a major concern in the chemical process industry, due to their price and environmental impact. Therefore, solvent regeneration and re-use is of great significance. This work demonstrates use of batch distillation for solvent regeneration, shown on example of separation of n-heptane and n-butylacetate from mixture to obtain pure solvents, with satisfactory recovery. The simulation was performed in CHEMCAD.

KEYWORDS: solvent, regeneration, batch distillation, CHEMCAD

1. UVOD	- 1 -
2. TEORIJSKI DIO	- 3 -
2.1 REGENERACIJA OTAPALA.....	- 4 -
2.2 DESTILACIJA.....	- 7 -
2.2.1 RAVNOTEŽA PARA-KAPLJEVINA	- 7 -
2.2.1.1 Model NRTL	- 11 -
2.2.1.2 Model UNIQUAC	- 12 -
2.2.2 DESTILACIJSKA KOLONA	- 13 -
2.3 ŠARŽNA DESTILACIJA.....	- 16 -
2.3.1 Projektiranje procesa šaržne destilacije.....	- 19 -
3. TIJEK PRORAČUNA.....	- 21 -
3.1 IZRADA SIMULACIJE KOLONE U CHEMCAD-u	- 22 -
4. REZULTATI I RASPRAVA	- 25 -
4.1 SEPARACIJSKI ZADATAK:	- 26 -
4.2 PRORAČUN	- 27 -
4.2.1 Izračun potrebnog broja N.....	- 27 -
4.2.2 Definiranje operacijskih koraka	- 28 -
4.2.3 Dimenzioniranje i procjena ulaganja.....	- 35 -
4.2.4 Procjena ulaganja.....	- 36 -
5. ZAKLJUČAK	- 39 -
6. POPIS OZNAKA	- 41 -
7. LITERATURA.....	- 44 -
8. ŽIVOTOPIS	- 46 -

1.UVOD

Bilo da se radi o proizvodnji lijekova ili o proizvodnji gumenih rukavica, korištenje otapala je neophodno u modernom društvu. Međutim, sva ta otapala se nakon korištenja ili uništavaju ili raspršuju u biosferu. Oko 35% hlapljivih organskih komponenti ispuštenih u atmosferu dolazi iz otapala, s čime se izjednačavaju s hlapljivim organskim komponentama ispuštenih iz goriva i upotrebe motornih vozila. Stoga je potrebno na neki način sanirati otapalo. Jedan od tih načina je regeneracija otapala šaržnom destilacijom.

Po definiciji destilacija je proces fizičkog razdvajanja kapljevite smjese na dva ili više proizvoda različitih vrelišta. Proces destilacije temelji se na činjenici da, kada se smjesa dviju hlapljivih komponenti različitog vrelišta zagrije i djelomično ispari, para u ravnoteži s kapljevnom sadrži više hlapljivije komponente (komponente s nižim vrelištem). Destilacija se koristi stotinama godina i bez obzira na svoju relativnu nisku termodinamičku djelotvornost i dalje je primarni postupak separacije u kemijskoj procesnoj industriji i industriji prerade nafte. Superiornost destilacije za razdvajanje smjese kapljevina temelji se i na kinetici i termodinamici. S kinetičkog stajališta brzina prijenosa tvari pri destilaciji je ograničena samo otporom difuziji u oba granična sloja na međufaznoj površini para-kapljevina, što omogućava velike brzine prijenosa tvari. S druge strane, tipična termodinamička djelotvornost destilacije je oko 10% [1]. Iako tih 10% djelotvornosti nije puno, postoji vrlo malo drugih djelotvornijih procesa. Kao i svaki postupak separacije i destilacija ima ograničenja. Primjena nije ekonomična kada je razlika u relativnoj hlapljivosti komponenti veoma mala, ili kada se mala količina komponente s visokim vrelištem želi odvojiti iz smjese. Također, destilacijom nije moguće razdvojiti azeotropne smjese. U svim ostalim slučajevima, destilacija se koristi kao najjeftiniji i najbolji postupak razdvajanja smjesa na komponente.

2. TEORIJSKI DIO

2.1 REGENERACIJA OTAPALA

Otapalo je kapljevina koja može otopiti neku drugu plinovitu, kapljevitu ili krutu tvar. Tvari se uglavnom otapaju u kemijskim sličnim otapalima, pa tako polarna otapala (voda, etanol) otapaju ionske i kovalentne spojeve koji se ioniziraju, a nepolarna otapala (organska otapala) nepolarne kovalentne spojeve (masti, ulja, smole, kaučuk, voskove i sl.). U kemijskim laboratorijima i u industriji upotrebljavaju se mnoga organska otapala. Neka od njih su aceton, alkoholi, esteri, naftni ugljikovodici, eter, kloroform, trikloretilen, ugljik-tetraklorid, benzen.

Nakon uporabe otapalo se ili odlaže, ili ispušta u biosferu i na taj način zagađuje okoliš. Upravo zbog toga kemijska industrija je pod velikim pritiskom da nađe neki odgovarajući oblik zbrinjavanja otapala. Postoji nekoliko načina smanjenja ispuštanja štetnih organskih otapala u zrak. Prvi način je izbaciti iz upotrebe organska otapala, tj. zamijeniti postojeća otapala, tzv. zelenim otapalima. Problem je što se pri tome postrojenja i procesi moraju mijenjati, što zahtjeva dodatna ulaganja. Sljedeće što se može učiniti je regenerirati i ponovno upotrijebiti otpadno otapalo, što je tema ovog rada.

Neki od najčešćih separacijskih procesa su: destilacija, adsorpcija, membranska separacija, ekstrakcija kapljevina-kapljevina, adsorpcija, kristalizacija, sušenje, kromatografija.

Apsorpcija je tehnološka operacija kojom se plin otapa u kapljevini. Može se provesti na 4 načina:

1. Propuštanjem plina kroz kolonu s punilom, kroz koju se protustrujno provodi kapljevina,
2. propuštanjem plina kroz kolonu u kojoj se kapljevina raspršuje u sitne kapljice,
3. propuštanjem plina kroz sloj kapljevine,
4. provođenjem plina preko površine kapljevine.

Membranska separacija je proces u kojem se čestice odvajaju prema molekularnoj veličini. To odvajanje se provodi preko polupropusne barijere (membrane) kroz koju se jedna komponenta giba brže od druge. Membrana je najčešće tanki, polupropusni polimerski sloj, ali može biti i keramika, metal pa čak i kapljevina i plin.

Ekstrakcija kapljevina-kapljevina je ravnotežni separacijski proces uklanjanja jedne ili više komponenti iz kapljevite smjese pomoću selektivnog otapala.

Adsorpcija je temeljena na sposobnosti neke čvrste tvari (adsorbensa) da na svojoj graničnoj površini selektivno veže (adsorbira) molekule plina ili otopljene tvari iz otopina (adsorbant), formirajući tako molekulski ili atomski film kojeg nazivamo adsorbat.

Kristalizacija je toplinski separacijski proces, koji rezultira nastajanjem nove, čvrste faze.

Sušenje je toplinski separacijski proces uklanjanja vlage iz vlažnog materijala u svrhu dobivanja suhog proizvoda.

U tablici 1 prikazan je izbor separacijskih procesa s obzirom na jednostavnost uvećanja [2]. Metode separacije pri vrhu tablice mogu se projektirati bez potrebe za provođenjem eksperimenata u laboratorijskim ili pilot postrojenjima. Metode u sredini tablice iziskuju laboratorijska mjerenja, a one pri dnu i pilot-testove sa stvarnim pojnim smjesama. U tablici je također naznačena jednostavnost dodavanja separacijskih stupnjeva, kao i postojanje potrebe za korištenjem paralelno spojenih jedinica pri velikim kapacitetima. Kao što je prikazano u tablici destilacija je najjednostavniji proces.

Tablica 1. Prikaz jednostavnosti uvećanja kod najčešće korištenih separacijskih procesa

Separacijski proces (poredano do jednostavnosti scale-up)	Jednostavnost dodavanja stupnjeva	Potreba za paralelnim jedinicama
Destilacija	Jednostavno	Nema potrebe
Apsorpcija	Jednostavno	Nema potrebe
Ekstrakcija kapljevina-kapljevina	Jednostavno	Ponekad
Membranska separacija	Potreba za podizanjem tlaka između stupnjeva	Skoro uvijek
Adsorpcija	Jednostavno	Samo u ciklusu regeneracije
Kristalizacija	Nije jednostavno	Ponekad
Sušenje	Nije pogodno	Ponekad

Da bi mogli odabrati pogodni proces separacije potrebno je uzeti u obzir mnoge čimbenike:

1. Pojna smjesa:

- a. Sastav, posebno koncentracija komponenata koje se trebaju odvojiti,
- b. protok,
- c. temperatura,
- d. tlak,
- e. agregatno stanje (kruto, tekuće i/ ili plinovito).

2. Produkt:

- a. Potrebna čistoća,
- b. temperatura,
- c. tlak,
- d. agregatno stanje.

3. Razlike u svojstvima:

- a. Molekularna svojstva,
- b. termodinamička svojstva.
- c. prijenosna svojstva.

4. Karakteristike separacijskog procesa:

- a. jednostavno uvećanje (*scale-up*)
- b. jednostavnost vođenja procesa
- c. potrebna temperatura, tlak i agregatno stanje
- d. fizička ograničenja veličine
- e. energetske potrebe

2.2 DESTILACIJA

Kao što je već navedeno, destilacija je toplinski separacijski proces razdvajanja dvo- ili višekomponentnih smjesa na temelju njihovih različitih hlapljivosti, odnosno temperatura vrelišta. Kada se para hladi i kondenzira, kondenzat će sadržavati više lakše hlapljive komponente, a izvorna će se smjesa obogaćivati teže hlapljivom komponentom. Osnovni pojmovi koji su važni za poznavanje destilacije je poznavanje i razumijevanje pojma K-vrijednosti i relativne hlapljivosti.

2.2.1. RAVNOTEŽA PARA-KAPLJEVINA

K-vrijednost (konstanta ravnoteže para-kapljevina) definirana je kao mjera tendencije komponente u sastavu da ispari, i funkcija je temperature, tlaka i sastava. Osnovni izraz za K-vrijednost je:

$$K_i = \frac{\text{množinski udio komponente } i \text{ u pari}}{\text{množinski udio komponente } i \text{ u kapljevinu}} \quad (2.2.1)$$

Relativna hlapljivost je mjera lakoće (ili teškoće) separacije. Ako je relativna hlapljivost između dvije komponente velika, tada je razdvajanje destilacijom lako. Ako je pak hlapljivost komponentata ista, relativna hlapljivost je jednaka jedinici i te se dvije komponente ne mogu razdvojiti destilacijom; tada govorimo o azeotropnim smjesama. Relativna hlapljivost između komponentata *i* i *j* definirana je izrazom :

$$\alpha_{i,j} = \frac{K_i}{K_j} \quad (2.2.2)$$

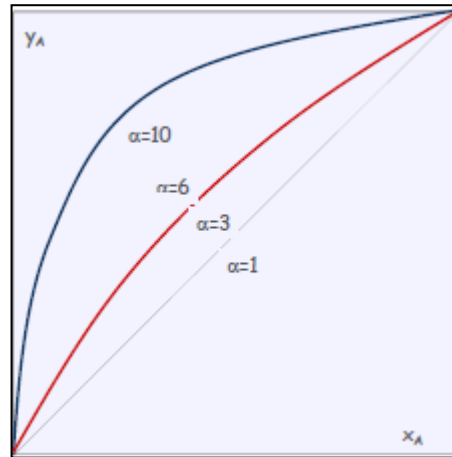
Pošto je relativna hlapljivost omjer K-vrijednosti lakše hlapljive komponente s K-vrijednosti najteže hlapljive komponente u smjesi, njena je vrijednost uvijek veća ili jednaka jedinici. Kombinacijom jednačbi 2.2.1 i 2.2.2 dobijemo :

$$\alpha_{i,j} = \frac{K_i}{K_j} = \frac{y_1}{y_2} \quad (2.2.3)$$

ili

$$y_1 = \frac{\alpha_{1,2} \cdot x_1}{1 + (\alpha_{1,2} - 1) \cdot x_1} \quad (2.2.4)$$

Izraz 2.2.4 prikazuje množinski udio hlapljive komponente u pari kao funkciju množinskog udjela hlapljivije komponente u kapljevini i relativne hlapljivosti [3]. Taj izraz može se prikazati i grafički (slika 1).



Slika 1. Grafički prikaz ovisnosti množinskog udjela lakše komponente u pari o množinskom udjelu lakše komponente u kapljevini

Krivulje na slici 1 su ravnotežne krivulje i prikazuju ovisnost množinskog udjela lakše hlapljive komponente u pari, y_1 , o množinskom udjelu lakše hlapljive komponente u kapljevini, x_1 , i relativnoj hlapivosti $\alpha_{1,2}$.

S obzirom na mješljivost i rezultate miješanja (volumen, toplina) razlikujemo idealne i neidealne (realne) sustave. Za dvofazni sustav para-kapjevina kažemo da je idealan ako se para ponaša u skladu s zakonom idealnog plina a kapjevina u skladu s Raoultovim zakonom.

Idealna parna smjesa ponaša se u skladu s Daltonovim zakonom ako zadovoljava jednadžbu:

$$p_i = y_i \cdot p \quad (2.2.5)$$

Idealna kapjevita smjesa ponaša se u skladu s Raoulovim zakonom ako je:

$$p_i = x_i \cdot p_i^o \quad (2.2.6)$$

gdje je :

p_i – parcijalni tlak komponente i

p_i^o - tlak para čiste komponente na temperaturi sustava

p - tlak sustava

y_i – množinski udio komponente i u pari

x_i – množinski udio komponente i u kapljevini

Zbog razlika u veličini molekula i međumolekulskih sila, realni sustavi prikazuju odstupanja od Raoultovog zakona. To odstupanje se prije svega odnosi na kapljevitu fazu jer se parna faza pri niskim tlakovima najčešće ponaša kao idealan sustav. Uzrok tih odstupanja su privlačne sile između različitih vrsta molekula. Ako su privlačne sile između različitih vrsta molekula manje od privlačnih sila između sličnih molekula, molekule se u smjesi drže zajedno slabijim silama od onih u čistoj kapljevini, pa tijekom miješanja dolazi do endotermne ekspanzije volumena i povišenja tlaka para, a kao rezultat javlja se pozitivno odstupanje od Raoultovog zakona. S druge strane ako su privlačne sile između različitih molekula veće od privlačnih sila između sličnih molekula, molekule se u smjesi drže zajedno jačim silama od onih u čistoj kapljevini, pa tijekom miješanja dolazi do egzotermne kontrakcije volumena i povišenja temperature vrelišta, što rezultira negativnim odstupanjima od Raoultovog zakona. Zbog tih odstupanja od idealnosti se umjesto parcijalnog tlaka i i tlaka pare koristi fugacitet komponente u pari i kapljevini. Fugacitet ima dimenziju tlaka i zbog toga se fugacitet komponente u pari može promatrati kao korigirani parcijalni tlak.

$$f_i^V = \varphi_i^V \cdot (y_i \cdot p) \quad (2.2.8)$$

Sukladno tome, fugacitet komponente u kapljevini promatra se kao korigirani tlak para:

$$f_i^L = \varphi_i^L \cdot y_i \cdot \Psi_i \cdot (x_i \cdot p_i^o) \quad (2.2.9)$$

gdje je:

φ_i^V – koeficijent fugaciteta komponente i u pari

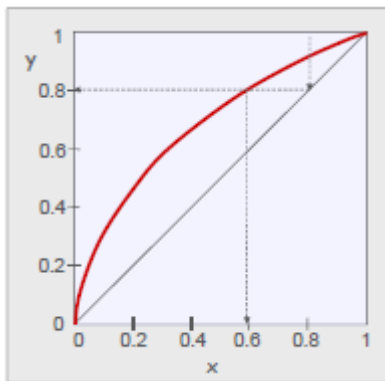
φ_i^L – koeficijent fugaciteta komponente i u kapljevini

y_i – koeficijent aktiviteta komponente i u kapljevini

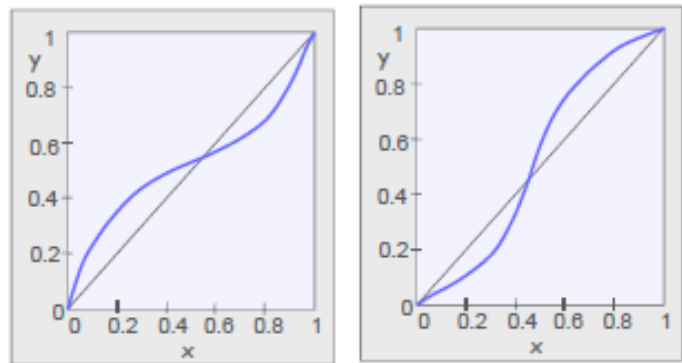
Ψ_i - Poyntingov korekcijski faktor

U ravnoteži, fugacitet komponente u pari i fugacitet komponente u kapljevine su jednaki. Poyntingov korekcijski faktor korigira fugacitet kapljevine s obzirom na tlak.

Kod temperatura koje su znatno ispod kritične, kapljevine je praktički nestlačiva i u tom slučaju učinak tlaka na fugacitet kapljevine je mali. Upravo zbog toga, Poyntingova korekcija je zanemariva pri niskim tlakovima ali je vrlo važna pri visokim tlakovima. Na slikama 2 i 3 prikazani su ravnotežni dijagrami za idealne smjese (slika 2) i za realne smjese (slika 3).



Slika 2. Ravnotežni dijagram idealne smjese

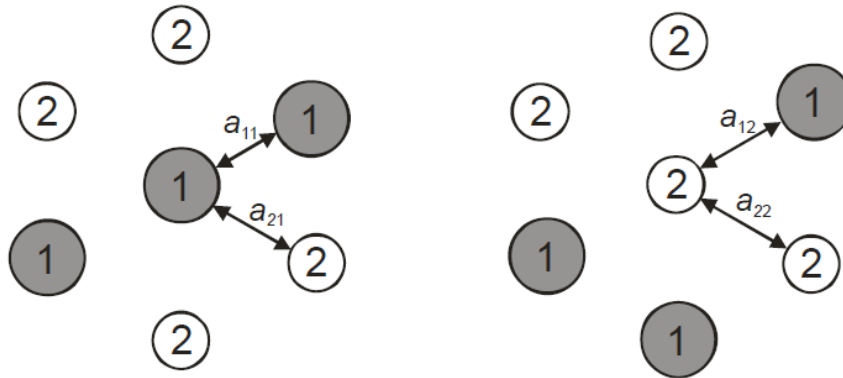


Slika 3. Ravnotežni dijagrami realnih smjesa

Neidealnost sustava se, osim Raoultovim i Daltonovim zakonom, može opisati i pomoću koeficijenta aktivnosti. U slučajevima kad se neidealnost kapljevine faze opisuje koeficijentom aktivnosti, γ , potrebno je definirati model kojim se ta veličina izračunava. Među najraširenijim modelima u kemijskom inženjerstvu koji mogu opisati i ravnotežu para–kapljevine su modeli NRTL i UNIQUAC.

2.2.1.1 Model NRTL

Model NRTL Renona i Prausnitza je proširenje Wilsonove koncepcije lokalnog sastava (slika 4)



Slika 4. Stanični model kapljevine prema Wilsonu

Prema slici, oko središnje čestice raspodjeljuju se istovrsne ili drugovrsne čestice. Lokalna koncentracija (lokalni molarni udio) čestica ovisit će u prvom redu o ukupnom sastavu otopine, a zatim, prema Wilsonu, i o potencijalnim energijama međudjelovanja istovrsnih, a_{ii} , i raznovrsnih čestica, a_{ij} .

Korelacija za procjenu koeficijenta aktivnosti u kapljevine za višekomponentne smjese glasi:

$$\ln \gamma_i = \frac{\sum_j \tau_{ji} G_{ji} x_j}{\sum_k G_{ki} x_k} + \sum_k \frac{x_k G_{ij}}{\sum_k G_{kj} x_k} \left[\tau \frac{\sum_k x_k \tau_{kj} G_{kj}}{\sum_k G_{kj} x_k} \right] \quad (2.2.10)$$

gdje je:

$$G_{ij} = \exp(-\alpha_{ij} \tau_{ij}) \quad (2.2.11)$$

$$G_{ji} = \exp(-\alpha_{ji} \tau_{ji}) \quad (2.2.12)$$

$$\tau_{ij} = A_{ij} + \frac{B_{ij}}{T} \quad (2.2.13)$$

$$\tau_{ji} = A_{ij} + \frac{B_{ij}}{T} \quad (2.2.14)$$

$$\alpha_{ij} = \alpha_{ji} \quad (2.2.15)$$

T je temperatura u Kelvinima

Parametar α_{ij} definira tendenciju slučajne raspodjele komponenata i i j . Kada je $\alpha_{ij} = 0$ lokalne koncentracije su jednake koncentraciji u masi. Općenito α_{ij} je neovisan o temperaturi i ovisi o svojstvima molekule. Vrijednosti za α_{ij} leže između vrijednosti 0,2 i 0,47. Kada je $\alpha_{ij} < 0,426$, tada dolazi do separacije dvije nemješljive faze. Iako se α_{ij} može smatrati podesivim parametrom koji se računa iz eksperimentalnih podataka za binarne parove, najčešće se njegova vrijednost postavlja s obzirom na grupu spojeva kojima pripadaju komponente. Tako α_{ij} iznosi 0,2 za smjese zasićenih ugljikovodika i polarnih neasocirajućih spojeva (npr. *n*-heptan – aceton).[4]

2.2.1.2 Model UNIQUAC

Model koeficijenta aktivnosti UNIQUAC temelji se na konceptu lokalnih koncentracija, ali s većom teorijskom podlogom. Novu korelaciju izveli su Abrams i Prausnitz. U osnovi se nalazi načelo razdvajanja doprinosa. Logaritmi koeficijenta aktivnosti su suma dvaju doprinosa, kombinatornog i rezidualnog:

$$\ln \gamma_i = \ln \gamma_i^C + \ln \gamma_i^R \quad (2.2.16)$$

gdje je:

$$\ln \gamma_i^C = \ln \left(\frac{\varphi_i}{x_i} \right) + \frac{z}{2} q_i \ln \left(\frac{\theta_i}{x_i} \right) + l_i - \frac{\varphi_i}{x_i} \sum_j l_j x_j \quad (2.2.17)$$

$$\ln \gamma_i^R = q_i \left[1 - \ln \left(\sum_j \theta_j \tau_{ji} \right) - \sum_j \frac{\theta_j \tau_{ji}}{\sum_k \theta_k \tau_{kj}} \right] \quad (2.2.18)$$

$$l_i = \frac{z}{2} (r_i - q_i) - (r_i - 1) \quad (2.2.19)$$

$$\theta_i = \frac{q_i x_i}{\sum_j q_j x_j} \quad (2.2.20)$$

$$\tau_i = \frac{r_i x_i}{\sum_j r_j x_j} \quad (2.2.21)$$

$$\tau_{ij} = \exp\left(A_{ij} - \frac{U_{ji} - U_{ii}}{RT}\right) \quad (2.2.22)$$

$$\frac{a_{ij} + b_{ij}}{T} = A_{ij} + \frac{(U_{ij} - U_{jj})}{RT} \quad (2.2.23)$$

UNIQUAC-ovi binarni interakcijski parametri A_{ij} , $(U_{ij}-U_{jj})$ i $(U_{ji}-U_{ii})$ su u J/mol, r_i i q_i su van der Waalsovi parametri obujma i površine.[4]

2.2.2 DESTILACIJSKA KOLONA

Postoji mnogo različitih izvedbi destilacijskih kolona od koje je svaka projektirana za specifičan separacijski zadatak, a s time su te destilacijske kolone različite složenosti.

Prema načinu rada dijelimo ih na:

- ❖ Šaržne – pojna smjesa se unese u isparivač kolone, te se provodi destilacija uz promjenu sastava destilata i kapljevine u isparivaču s vremenom.
- ❖ Kontinuirane – pojna smjesa kontinuirano uvodi u kolonu, a sastav proizvoda se ne mijenja s vremenom.

Destilacijske kolone sastoje se od dijelova koji služe za prijenos topline, odnosno za poboljšanje prijenosa tvari.

Svaka kolona sastoji se od:

- ❖ Plašta kolone,
- ❖ unutrašnje opreme – plitice, punila,
- ❖ isparivača – osigurava isparivanje kapljevine,
- ❖ kondenzatora - ukapljuje pare na vrhu kolone,
- ❖ sabirne posude - u njoj se zadržava kondenzirana para na vrhu kolone.

S obzirom na mjesto ulaska pojne smjese u kolonu možemo uočiti dvije sekcije. Iznad mjesta ulaska pojne smjese je sekcija rektifikacije, a ispod je sekcija stripiranja. Rektifikacijski stupnjevi koncentriraju lakše hlapljivu komponentu u pari. Kapljevina koja dolazi na pojedini stupanj, pretok, kondenzacijom izdvaja teže hlapljivu komponentu iz pare. Stripiranje je koncentriranje teže hlapljive komponente u kapljevini. Para koja dolazi na stupanj isparava hlapljiviju komponentu iz kapljevine.

S obzirom na izvedbu unutrašnjosti kolone možemo ih podijeliti na:

- ❖ kolone s pliticama – plitice koje su različitih izvedbi služe za zadržavanje kapljevine kako bi se osigurao bolji kontakt između pare i kapljevine, odnosno kako bi se osigurala bolja separacija
- ❖ kolone s punilima – punila imaju ulogu poboljšanja međufaznog kontakta, što rezultira boljom separacijom. Postoje dvije vrste punila a to su nasipna i strukturirana punila.

Općenito plitice se koriste kod velikih dimenzija destilacijskih kolona, a punila kod manjih dimenzija. Na slikama 5,6 i 7 su prikazana neka punila koja se koriste pri destilaciji.

Osnovne prednosti punila nad pliticama su:

1. Manji pad tlaka,
2. veći kapacitet za jednaki promjer kolone,
3. širi izbor konstrukcijskih materijala, pa prema tome i veća mogućnost upotrebe u korozijski nepovoljnim procesima,

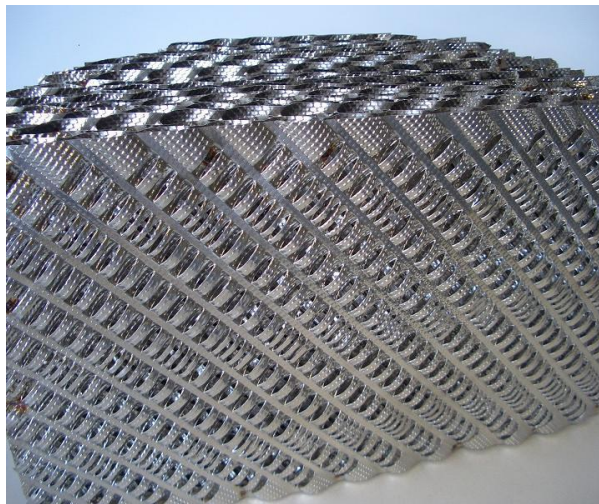
4. lakša i jeftinija izvedba za kolone malog promjera,
5. djelotvornija upotreba u sistemima koji se pjene.



Slika 5. Prikaz keramičkih nasipnih punila



Slika 6. Metalna nasipna punila



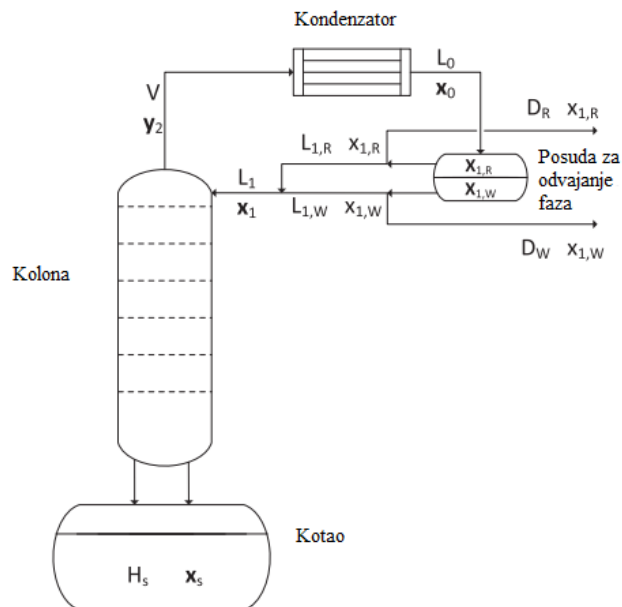
Slika 7. Prikaz strukturiranih punila

2.3 ŠARŽNA DESTILACIJA

Iako se ne koristi u istoj mjeri kao i kontinuirana destilacija, ima vrlo veliku ulogu u kemijskoj procesnoj industriji, a posebno u industriji finih kemikalija i farmaceutskoj industriji. U pravilu se koristi onda kada:

1. sastav smjese koja se treba separirati široko varira,
2. kada separaciju treba rjeđe provesti, npr. u pilot postrojenjima,,
3. imamo malu količinu materijala koju trebamo separirati,
4. glavni produkt sadrži relativno male količine lakih ili teških nečistoća,
5. glavni produkt sadrži relativno male količine lakih ili teških nečistoća.

U šaržne se kolone pojenje unosi u kotao a zatim se provodi destilacija. Nakon što je postignuta željena separacija u kolonu se uvodi nova količina pojne smjese. Shematski prikaz procesa šaržne destilacije prikazan je na slici 8.



Slika 8. Shematski prikaz šaržne destilacije

S obzirom na pretok, šaržna destilacija može raditi s konstantnim pretokom i promjenjivim sastavom destilata tijekom destilacije, odnosno s promjenjivim pretokom i stalnim sastavom destilata. U posebnim slučajevima može se koristiti i naizmjeničan rad kolone u kratkim vremenskim intervalima.

U nastavku su prikazane temeljne jednadžbe šaržne destilacije [3]. Ukupna bilanca tvari je:

$$F = D + B \quad (2.3.1)$$

gdje je:

F - pojna smjesa (u našem slučaju šarža)

D - destilat

B – ostatak

Bilanca tvari po komponentama je:

$$F \cdot z = D \cdot x_D + B \cdot x_B \quad (2.3.2)$$

gdje je:

F - pojna smjesa

z – udio komponente u pojnoj smjesi

D – destilat

x_D – udio komponente u destilatu

B – ostatak

x_B – udio komponente u ostatku

Bilanca tvari potpunog kondenzatora :

$$V = L + D \quad (2.3.3)$$

gdje je:

V – protok vršnih para iz kolone

D – protok destilata

L – protok ukapljenog dijela vršnih para koji se vraća u kolonu kao pretok

omjer pretoka :

$$r = \frac{L}{D} \quad \text{i} \quad V = D \cdot (r + 1) \quad (2.3.4 \text{ i } 2.3.5)$$

i ako uvrstimo u jed. 2.3.3

$$\frac{V}{L} = 1 + \frac{D}{L} \quad (2.3.6)$$

ako je

$$\frac{D}{L} = \frac{1}{r} \quad (2.3.7) \quad \text{onda slijedi} \quad \frac{V}{L} = 1 + \frac{1}{r} = \frac{r + 1}{r} \quad (2.3.8)$$

relativna hlapljivost definirana je jednadžbom:

$$\alpha = \frac{\frac{y}{x}}{\frac{(1-y)}{(1-x)}} = \frac{y(1-x)}{x(1-y)} \quad (2.3.9)$$

ili

$$y = \frac{\alpha \cdot x}{1 + (\alpha - 1) \cdot x} \quad (2.3.10)$$

Jednadžbu 2.3.10 koristit ćemo za računanje sastava parne faze u ravnoteži s kapljevitom fazom sastava x .

2.3.1 Projektiranje procesa šaržne destilacije

Provedba projektiranja se provodi u nekoliko osnovnih koraka:

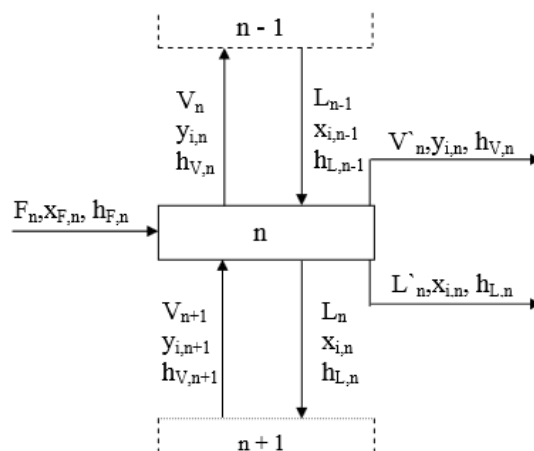
1. Definicija separacijskog zadatka – definiranje se sastoji od definiranja osnovne komponente a to su čistoća i iscrpak.
2. Odabir radnog tlaka - izbor radnog tlaka ovisi o radnoj temperaturi, a ona ovisi o nizu čimbenika, među kojima su i ekonomski, kod odabira treba imati na umu da više temperature imaju za posljedicu više energetske troškove, a često i investicijske, jer iako su dimenzije kolona manje, veća je debljina stijenke. Radni tlak odredit ćemo ovisno o raspoloživom sredstvu za hlađenje i zahtjevima procesa kojima je određeno fazno stanje destilata.
3. Određivanje broja ravnotežnih stupnjeva – broj ravnotežnih stupnjeva može se odrediti grafički (McCabe-Thieleovom metodom i Ponchon-Savaritovom metodom) i računski (Fenske – Underwood metoda i Gillilandova metoda).
4. Određivanje broja operacijskih koraka ovisno o broju proizvoda i specifikacije nezavisnih varijabli (refluksni omjer i protok pare za svaki korak).

Postoje mnogi programi koji se mogu koristiti kod projektiranja i proračuna. Neki od takvih programa su CHEMCAD, ChemSep i RATEFRAC. Zbog pristupačnosti i jednostavnosti rada za naš proračun smo odabrali CHEMCAD.

Programski sustav CHEMCAD tvrtke Chemstations Inc. program je za simulaciju procesa kemijske industrije. Sam program se sastoji od sučelja za grafičko opisivanje procesa koje uključuje veliki broj pripremljenih modela uređaja, baze podataka kemijskih spojeva, velikog broja ugrađenih termodinamičkih modela i podataka. U ovom programu moguće je simulirati kontinuirane, šaržne i polukontinuirane procese. Što se tiče destilacije, postoje više modela prema kojima se mogu simulirati procesi. Raspoloživi modeli destilacijskih kolona su Shortcut, SCDS i Tower modeli.[5]

Shortcut model je brzi proračun koji se temelji na FUGK (Fenske-Underwood-Gilliland-Kirkbride) sustavu jednačbi. Prvo se računa minimalni broj pločica (N_{min}) jednačbom prema Fenskeu, pa minimalni refluksa (R_{min}) prema Underwoodu. Iza toga slijedi izračunavanje pravog radnog omjera refluksa pri određenom broju pločica (prema Gillilandu) te određivanje pojne pločice (Kirkbride).

Tower i SCDS modeli spadaju u rigorozne modele proračuna „pločica po pločica“, što znači da se temelje na tzv. MESH sustavu jednačbi (engl. *Mass–Equilibrium–Sumation–Enthalpy*) koji se postavlja za svaki teorijski stupanj. Ravnotežni stupanj je prikazan na slici 9.



Slika 9. Ravnotežni stupanj jedne teorijske pločice

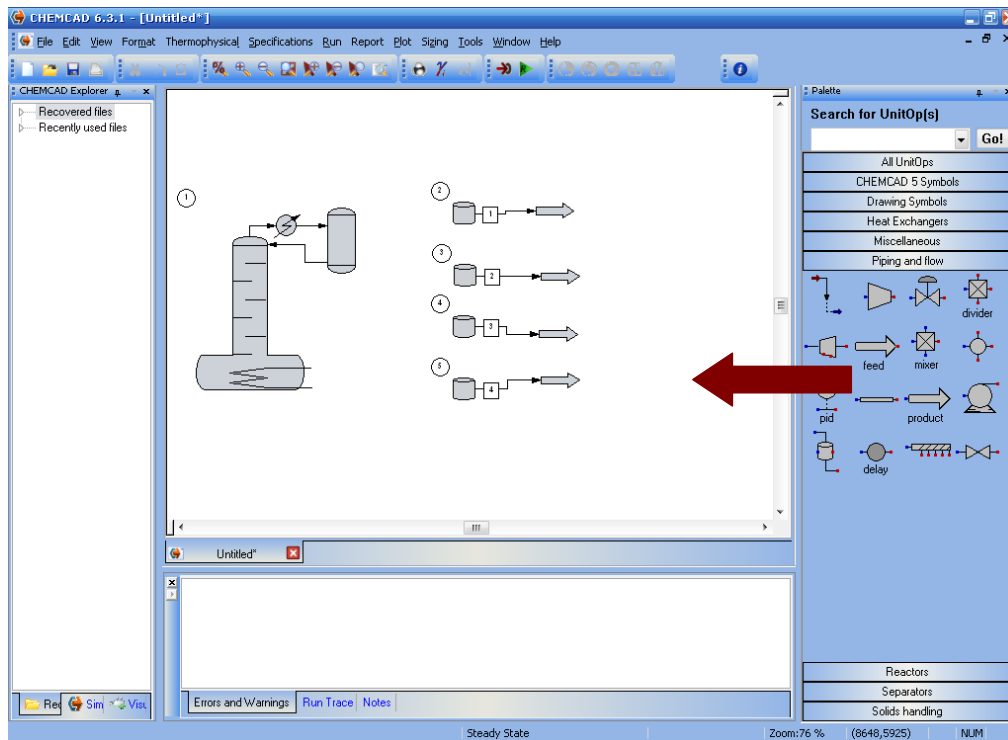
MESH jednačbe su jednačbe bilance tvari (M), jednačbe ravnoteža faza za svaku komponentu (E), jednačbe sumiranja (S) molarnih udjela komponenti i jednačbe bilance entalpije (H) za svaku pločicu. Proračun predstavlja sustav nelinearnih jednačbi i rješava se iterativno.

3. TIJEK PRORAČUNA

3.1 IZRADA SIMULACIJE KOLONE U CHEMCAD-U

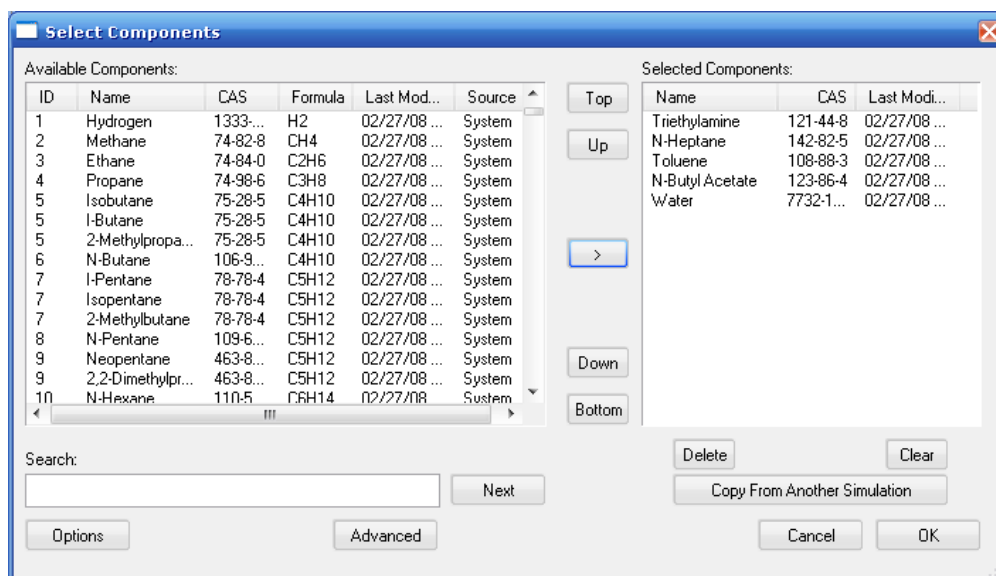
Izrada simulacije u CHEMCAD-u provedena je u sljedećih 7 koraka.

1. Izrada modela pomoću gotovih programskih blokova – jediničnih operacija (slika 10).



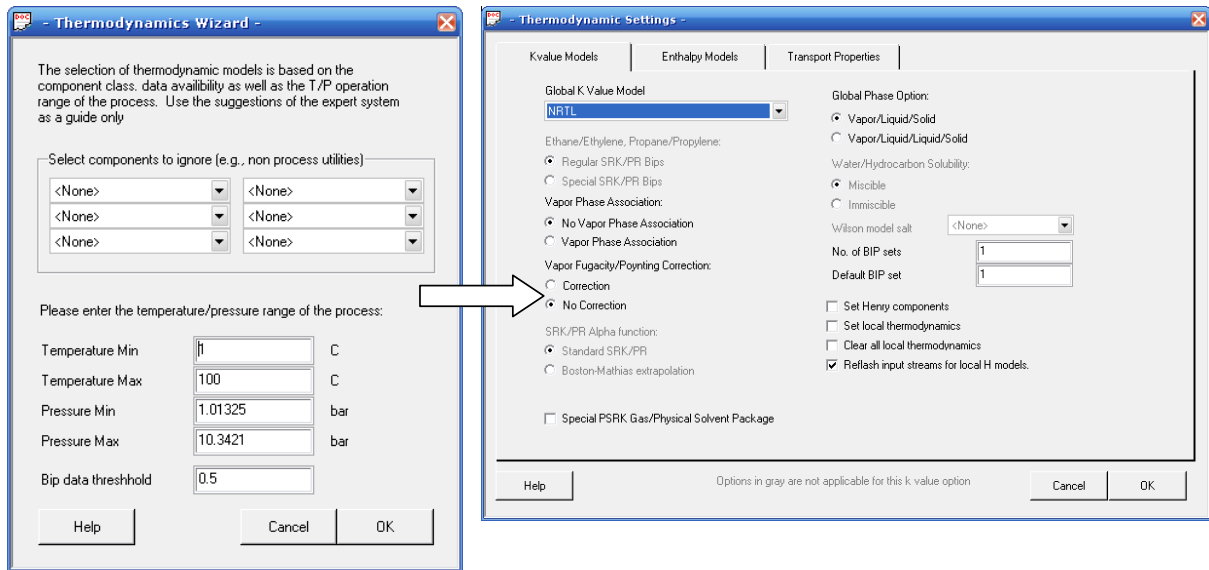
Slika 10. Izrada modela u sučelju CHEMCAD-a

2. Učitavanje komponenta iz baze podataka, prikazano na slici 11.



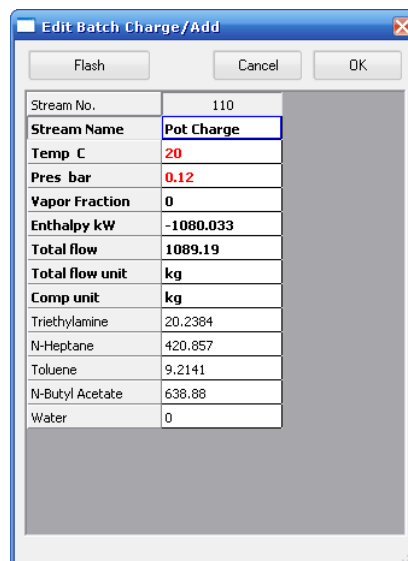
Slika 11. Odabir komponenti

3. Odabir termodinamičkog modela (slika 12).



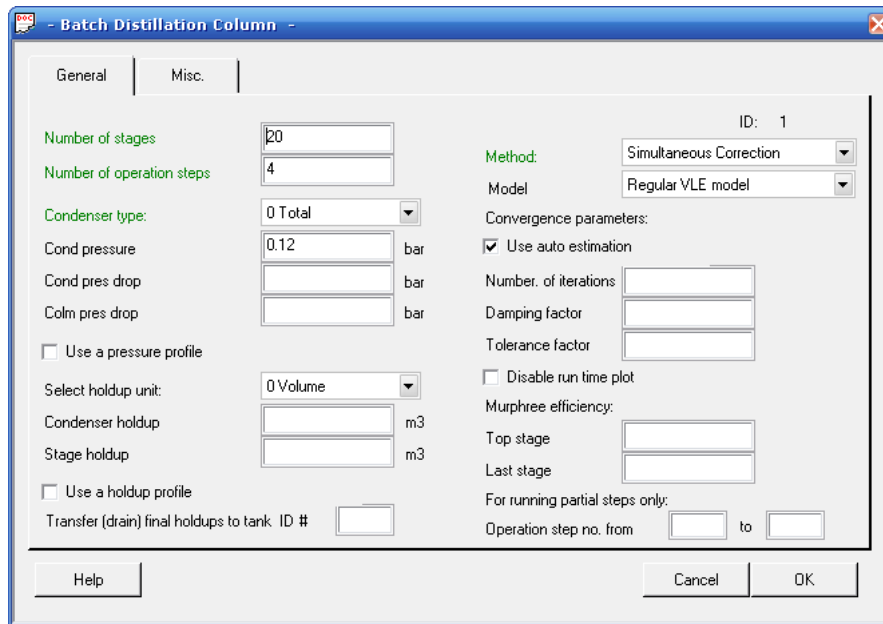
Slika 12. Odabir termodinamičkog modela

4. Definiranje sastava i stanja pojensa (slika 13).



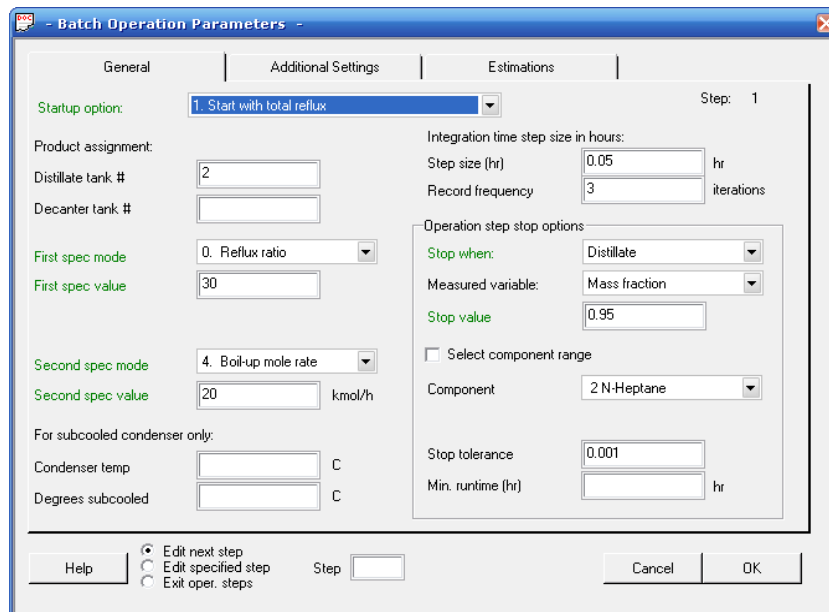
Slika 13. Definiranje pojne smjese

5. Definiranje parametara modela destilacijske kolone: radnog tlaka, tipa kondenzatora, broja ravnotežnih stupnjeva i broja operacijskih koraka (slika 14).



Slika 14. Definiranje parametara modela destilacijske kolone

6. Definiranje nezavisnih varijabli svakog operacijskog koraka, odnosno protoka pare, protoka kapljevine i kriterija prekida. Prikaz definiranja jednog koraka je na slici 15.



Slika 15. Definiranje koraka separacije

7. Modifikacija parametara i nezavisnih varijabli kako bi se ostvario separacijski zadatak u najkraćem vremenu i uz minimalnu potrošnju energije.

4.REZULTATI I RASPRAVA

4.1 SEPARACIJSKI ZADATAK:

Nakon reakcije u šaržnom reaktoru pri proizvodnji farmaceutski aktivne tvari, preostala smjesa otapala se regenerira postupkom šaržne destilacije. Potrebno je napraviti projekt procesa šaržne destilacije kojom će se iz smjese sastava prikazanog u tablici 2 dobiti 98% n-heptan i 98% n-butilacetat.

Tablica 2. Zadani podatci za proračun

trietilamin	mas.%	2,0
n-heptan	mas.%	42,0
n-butilacetat	mas.%	55,0
toluen	mas.%	1,0
Tlak	mbar	120
V/F	-	0
Količina	kmol	10

Postupak treba provesti na način da se što više n-heptana i n-butilacetata regenerira, u što kraćem vremenu te izračunati investicijske i pogonske troškove.

Od energenata su na raspolaganju:

vodena para	4 bar	260°C		180 kn/t
rashladna voda	4,5 bar	25°C	$\Delta T = 10^\circ\text{C}$	0,2 kn/m ³

Pojednostavljenja (radi lakšeg proračuna):

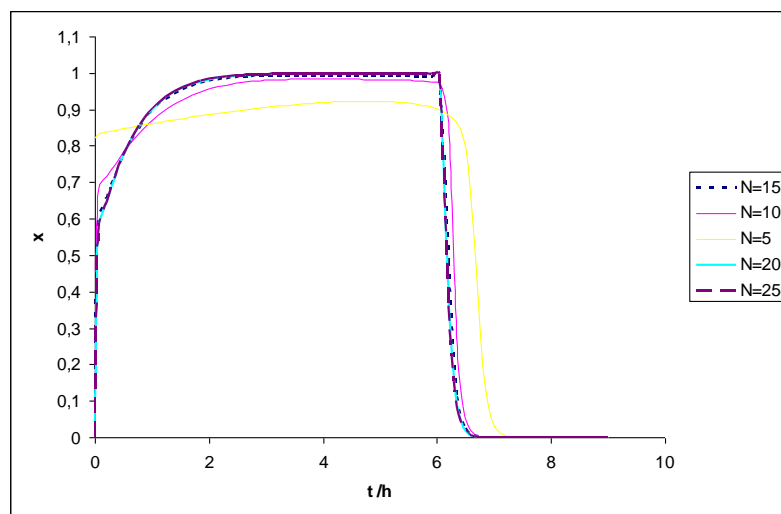
- ❖ Zanemareni Δp ,
- ❖ zanemarena zadržka kapljevine,
- ❖ rad uz konstantni refluksni omjer.

4.2 PRORAČUN

Radni tlak je zadan i iznosi 0,12 bar

4.2.1 Izračun potrebnog broja N

Povećanje broja ravnotežnih stupnjeva povećava oštrinu razdvajanja ali i investicijske troškove te je potrebno odrediti njihov odgovarajući broj. Da bi mogli odrediti broj potrebnih ravnotežnih stupnjeva potrebno je prvo odrediti koja komponenta se najteže odvaja. Preliminarnom simulacijom utvrđeno je da je to n-heptan, pa je provedena simulacija s različitim brojem ravnotežnih stupnjeva, N , i određen utjecaj na maksimalnu čistoću n-heptana u destilatu. Rezultati simulacije prikazani su na slici 17.

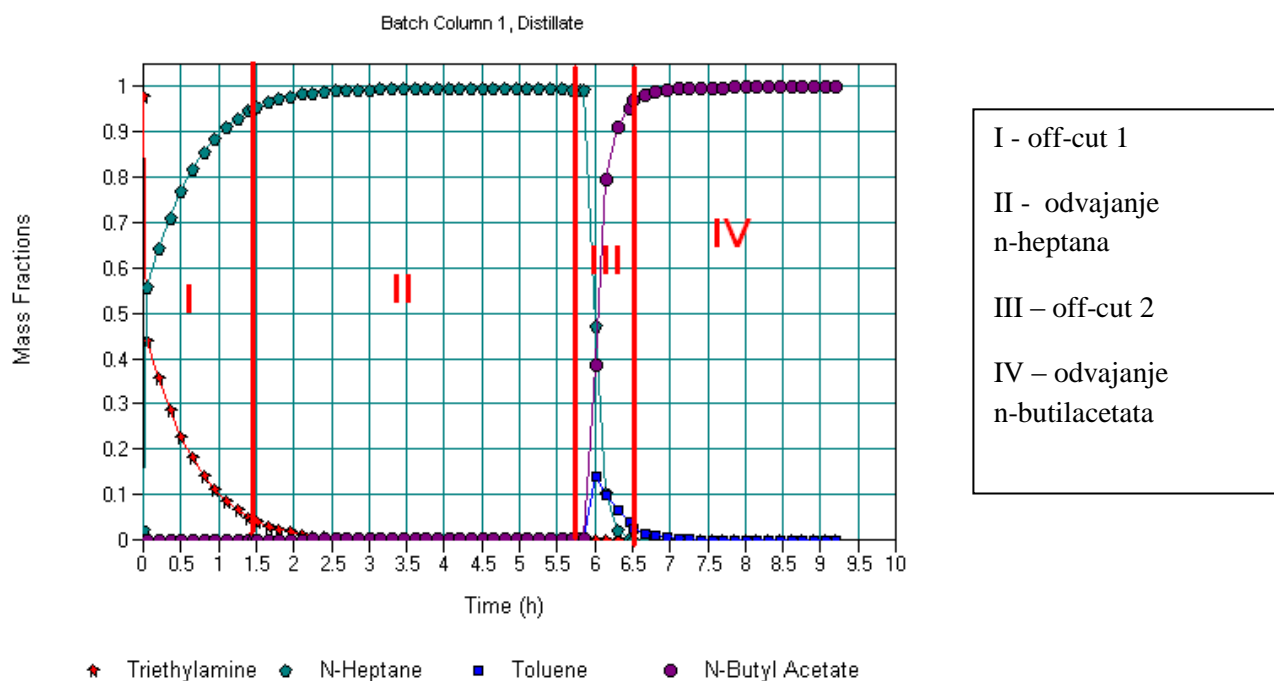


Slika 16. Odabir odgovarajućeg broja ravnotežnih stupnjeva

Iz slike 16 vidljivo je da je 5, odnosno 10 ravnotežnih stupnjeva premalo da se ostvari željena čistoća proizvoda, a 25 stupnjeva previše jer iako bi separacija bila odgovarajuća, dimenzije kolone bi bile prevelike. Odgovarajuću čistoću proizvoda možemo ostvariti s N između 15 i 20 ravnotežnih stupnjeva. Odabrani N iznosi 20, radi sigurnosti.

4.2.2 Definiranje operacijskih koraka

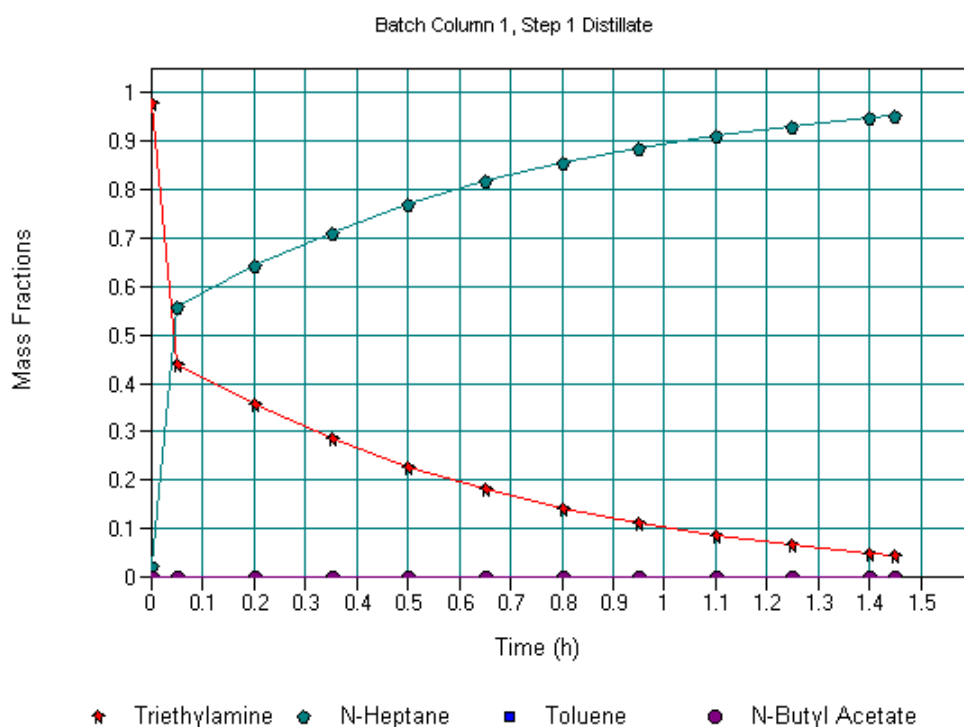
Za svaki operacijski korak bilo je potrebno definirati što veći protok pare, ali takav da promjer kolone ne prelazi 0,8 m i što manji R , kako bi postupak trajao što kraće uz zadovoljen kriterij iscrpka ($r > 60\%$), a kolona bila odgovarajućih dimenzija. Prvo je napravljen približni proračun, kako bi se odredio broj operacijskih koraka. Rezultati simulacije prikazani su na slici 17. Iz slike je vidljivo da je proces potrebno provesti u četiri koraka. Koraci II i IV predstavljaju izdvajanje čistog n-heptana, odnosno n-butilacetata, a koraci I i III su tzv. *off-cut*, odnosno otpadne frakcije, koje je potrebno kasnije zbrinuti ili pripojiti novoj šarži.



Slika 17. Određivanje broja operacijskih koraka

1. korak – off –cut 1

U prvom koraku, izdvaja se trietilamin n-heptana. Destilacija se provodi uz veliki refluksni omjer, $R=20$, kako bi separacija bila što oštrija, odnosno gubici n-heptana što manji te protok pare 20 kmol/h. Kriterij prekida je postizanje 95 % masenog udjela n-heptana u destilatu, kada počinje sakupljanje čiste komponente. Na slici 18 prikazana je ovisnost masenog udjela n-heptana i trietilamina o vremenu. Rezultati proračuna prikazani su u tablici 3.



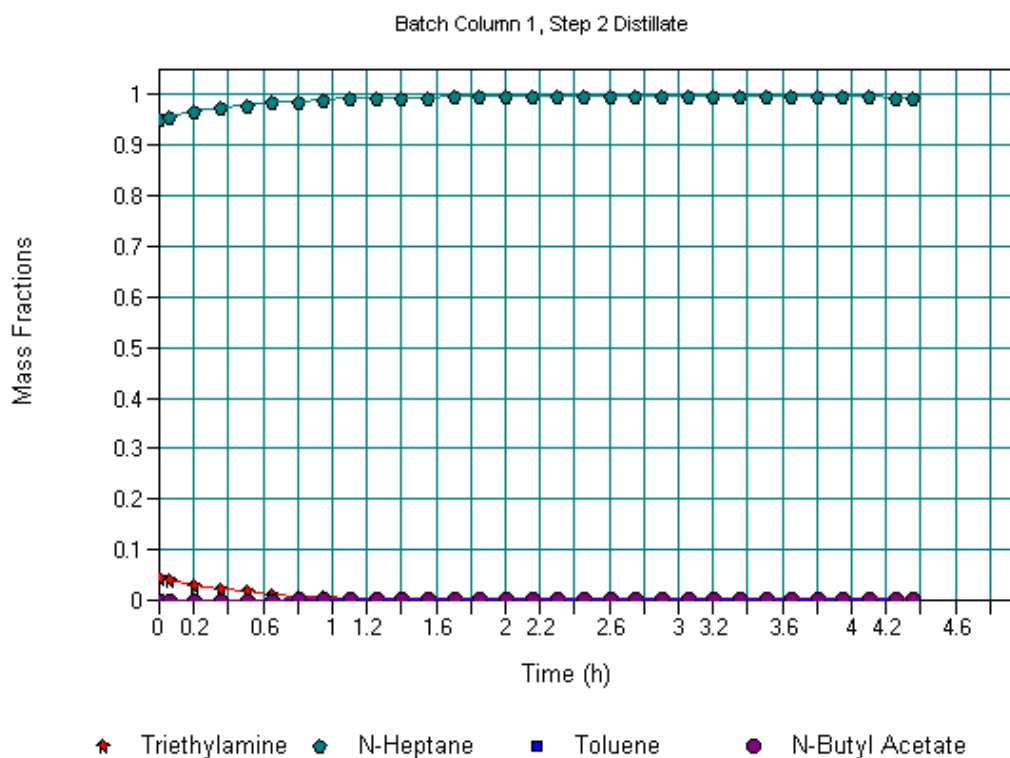
Slika 18. Odvajanje trietilamina, n-heptana, toluena i n-butilacetata u destilatu prilikom 1.koraka

Tablica 3. Rezultati proračuna za prvi korak

Vrijeme, t	h	1,45
Toplinska dužnost isparivača, Q_R	kW	446,27
Toplinska dužnost kondenzatora, Q_C	kW	- 57,22
Sastav destilata		
Količina, n	kmol	1,45
masa, m	kg	146,33
volumen, V	m ³	0,21
trietilamin	mas. %	18,57
n-heptan	mas. %	81,29
toluen	mas. %	0,04
n-butilacetat	mas. %	0,10

2. korak – izdvajanje n-heptana

Izdvajanje n-heptana provodimo uz $R=30$ i protok pare 20 kmol/h. Trajanje procesa odvajanja je 4,35 h. Na slici 19 prikazana je ovisnost sastava destilata o vremenu, iz koje je vidljivo da se čitav n-heptan odvaja u ovom koraku. Rezultati proračuna prikazani su u tablici 4.

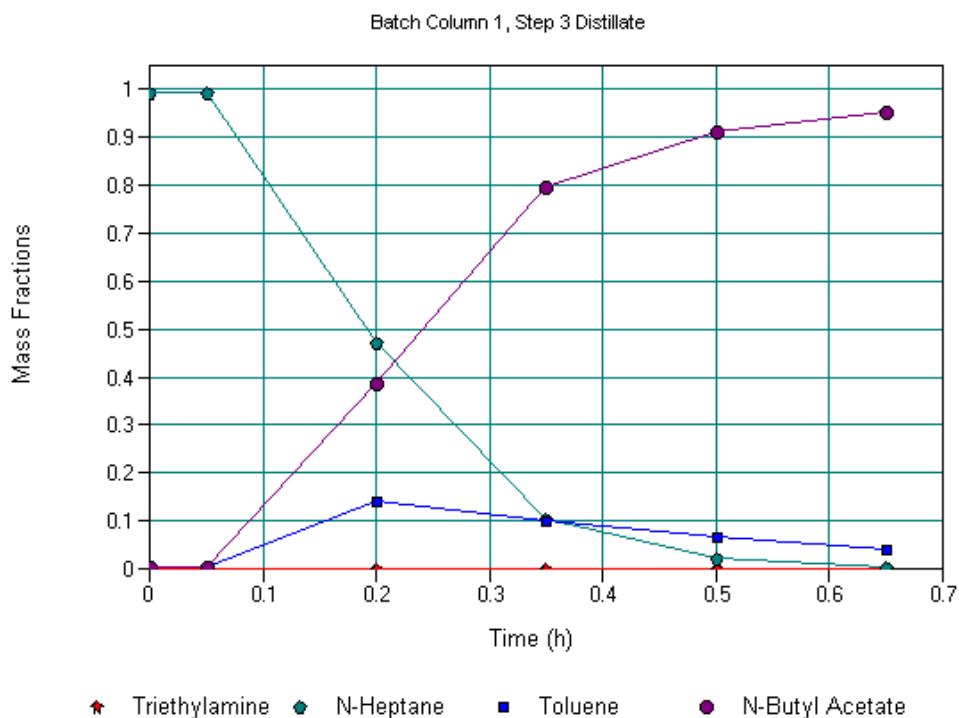
**Slika 19.** Izdvajanje n-heptana u destilatu

Tablica 4. Rezultati proračuna za drugi korak

Vrijeme, t	h	4,35
Toplinska dužnost isparivača, Q_R	kW	4.195,92
Toplinska dužnost kondenzatora, Q_C	kW	- 191,94
Sastav destilata		
Količina, n	kmol	13,62
masa, m	kg	1.364,73
volumen, V	m ³	1,98
trietilamin	mas. %	0,47
n-heptan	mas. %	99,24
toluen	mas. %	0,09
n-butilacetat	mas. %	0,20

3. korak - off-cut 2

Treći se korak odvija pri $R=15$ i protoku pare 20 kmol/h te se provodi sve dok se ne postigne 95% masenog udjela n-butilacetata u destilatu. Ovisnost sastava destilata o vremenu prikazan je na slici 20, a rezultati proračuna u tablici 5.

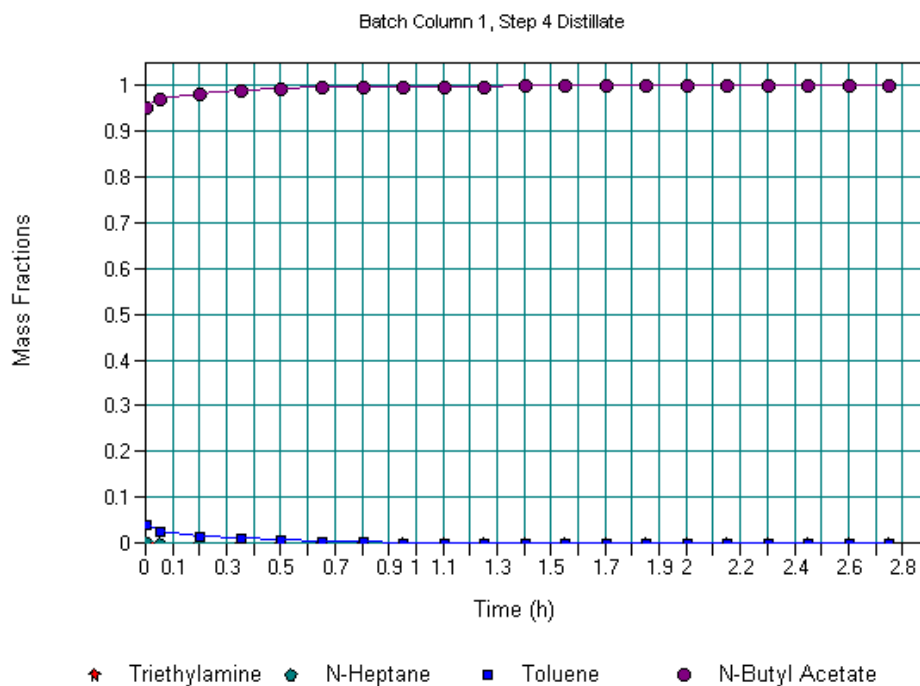
**Slika 20.** Odvajanje komponenti u destilatu tijekom 3.koraka

Tablica 5. Rezultati proračuna za treći korak

Vrijeme, t	h	0,65
Toplinska dužnost isparivača, Q_R	kW	96,53
Toplinska dužnost kondenzatora, Q_C	kW	-87,15
Sastav destilata		
Količina, n	kmol	0,55
masa, m	kg	59,35
volumen, V	m ³	0,07
trietilamin	mas. %	-
n-heptan	mas. %	30,04
toluen	mas. %	7,78
n-butilacetat	mas. %	62,18

4. korak – izdvajanje n-butilacetata

Završni korak se provodi uz $R=10$ i protok pare 20 kmol/h i traje sve dok na dnu ne ostane ukupna masa od 10 kg, za koju smo pretpostavili da je minimalna količina kapljevine u isparivaču. Ovisnost sastava destilata o vremenu prikazan je na slici 21, a rezultati simulacije u tablici 6.

**Slika 21.** Izdvajanje n-butilacetata

Tablica 6. Rezultati proračuna za četvrti korak

Vrijeme, t	h	2,75
Toplinska dužnost isparivača, Q_R	kW	1.717,71
Toplinska dužnost kondenzatora, Q_C	kW	-718,84
Sastav destilata		
Količina, n	kmol	13,75
masa, m	kg	1.596,16
volumen, V	m ³	1,75
triethylamin	mas. %	-
n-heptan	mas. %	0,01
toluen	mas. %	0,31
n-butylacetat	mas. %	99,68

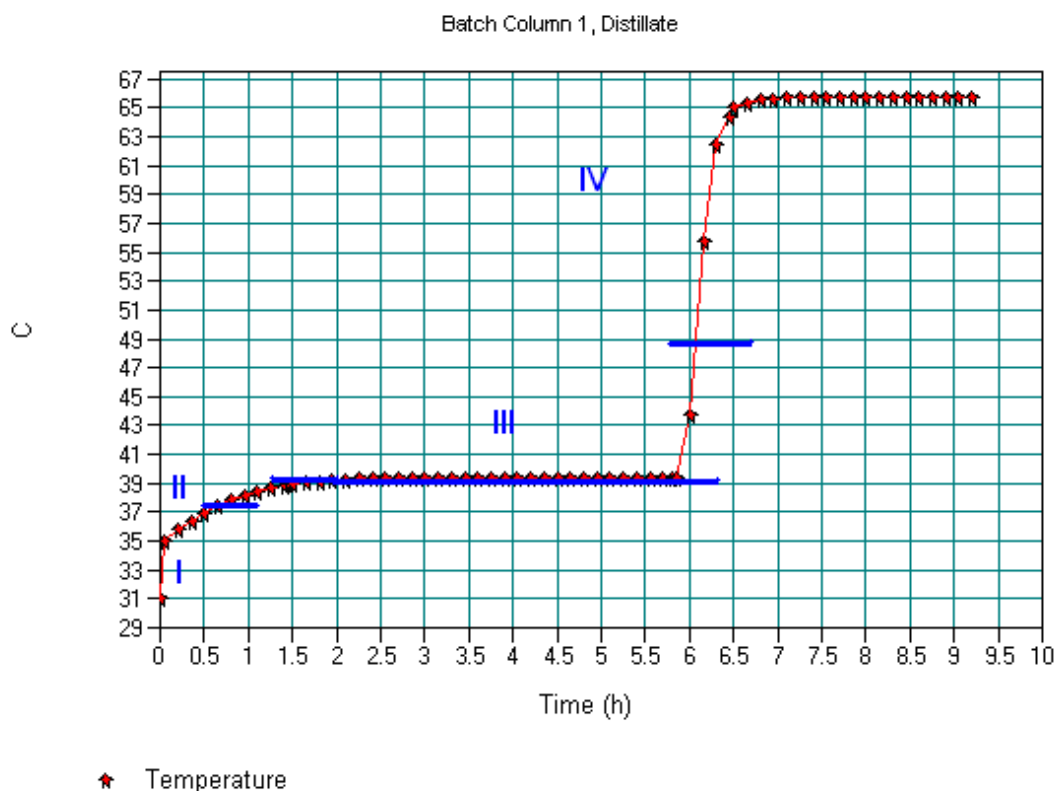
Konačni podatci o dobivenim masama i iscrpcima prikazani su u tablici 7. Iscrpci su zadovoljavajući, premda bi se mogli povećati, ali na štetu čistoće. Ukupno vrijeme trajanja procesa iznosi 9,2 h.

Tablica 7. Konačni prikaz dobivenih podataka

	m_F , kg	w , %	m_{iz} , kg	r , %
n-heptan	420,86	99,24	313,73	74,54
n-butylacetat	638,88	99,69	560,42	87,72

4.2.3 Odabir kriterija završetka pojedinih operacijskih koraka

S obzirom da sastav nije moguće jednostavno određivati tijekom rada kolone, potrebno je koristiti neku lako mjerljivu veličinu kao kriterij završetka pojedinog operacijskog stupnja, a to je najčešće temperatura. Temperatura destilata je ravnotežna vrijednost na radnom tlaku i ovisi o sastavu, pa je dobar pokazatelj sastava. Kako bi operateri znali na kojoj se temperaturi treba prekinuti pojedini korak, potrebno je simulacijom odrediti temperaturu destilata u ovisnosti o vremenu. Na slici 22 prikazana je ovisnost temperature destilata o vremenu. Iz slike je vidljivo da prvi korak traje dok destilat ne dostigne temperaturu 37,41°C. Zatim kreće odvajanje n-heptana, koje se prekida kad temperatura dosegne 39,37°C. Nakon što se n-heptan izdvoji, temperatura raste do 48,07°C nakon kojih kreće postupno odvajanje n-butilacetata, a konačna temperatura destilata iznosi 65,68°C. U tablici 8 prikazane su temperature prekida za svaki korak.



Slika 22. Prikaz ovisnosti temperature destilata o vremenu

Tablica 8. Temperature prekida za svaki korak

	temperatura prekida, °C
1.korak	37,41
2.korak	39,37
3.korak	48,07
4.korak	65,68

4.2.4 Dimenzioniranje i procjena ulaganja

Da bi se provelo dimenzioniranje potrebno je izabrati kontaktna tijela. Odabrano je strukturirano punilo – tip Mellapak, 250 Y. Kod proračuna promjera moramo paziti na to da postotak plavljenja ne prijeđe 80 %. Također moramo definirati i kritični korak prema kojem će se provesti dimenzioniranje. Kritični korak je onaj korak koji ima maksimalni protok pare, a to je korak 4 (odvajanje n-butilacetata). Nakon što je određen kritični korak provodi se dimenzioniranje. Na slici 23 je prikaz sučelja CHEMCAD-a za dimenzioniranje kolona sa strukturiranim punilom. U tablici 8 prikazane su potrebne dimenzije kolone.

Slika 23. Dimenzioniranje – sučelje u CHEMCAD-u

Tablica 8. Potrebne dimenzije kolone

promjer kolone	m	0,72
visina punila	m	7,2
ukupna visina	m	11,2

Visina punila izračunata je iz formule 4.1.1:

$$h = HETP \cdot N \quad (4.1.1)$$

gdje je:

h – visina punila, m

$HETP$ – visina teoretskog stupnja, m (0,4 m)

N – količina punila, kom (180 kom)

4.2.5 Procjena ulaganja

Investicijski troškovi

U tablici 10 prikazana je procjena investicijskih ulaganja koja su potrebna za postavljanje destilacijske kolone dobivenih dimenzija.

Tablica 10. Trošak destilacijske kolone

dio kolone	cijena, \$	cijena, kn¹
plašt	77.000,00	523.600,00
punilo	12.000,00	81.600,00
ukupno	89.000,00	605.200,00

¹ Izračunata sa srednjim tečajem HNB-e na dan 5.7.2015 koji je iznosio 6,8 kn

Cijena u dolarima izračunata je preko formule 4.1.2 koju je postavio J.M. Douglas [6]

$$cijena, \$ = \left(\frac{M \& S}{280} \right) \cdot (101,9 D^{1,066} H^{0,82} F_c) \quad (4.1.2)$$

gdje je:

$M \& S$ – Marshall & Swift indeks

D – promjer, m

H – visina, m

F_c – korekcijski faktor za posude pod tlakom

Pogonski troškovi

U tablici 11 prikazan je proračun pogonskih troškova isparivača ako se kao energent koristi niskotlačna vodena para.

Tablica 11. Proračun potrošnje za vodenu paru

Broj koraka	Q_R , kW	m , t	trošak, kn
1.	446,27	0,72	129,45
2.	4.195,53	6,77	1.217,95
3.	96,55	0,16	28,02
4.	1.717,71	2,77	498,35
			1.873,78

U tablici 12 prikazan je proračun pogonskih troškova kondenzatora, uz vodu kao rashladno sredstvo.

Tablica 12. Proračun potrošnje za rashladnu vodu

Broj koraka	Q_c , kW	V , m ³	trošak, kn
1.	445,59	38,33	7,68
2.	4178,31	359,58	71,92
3.	95,98	8,26	1,65
4.	1.717,71	147,60	29,52
			110,75

Zbrajanjem pogonskih troškova 1. i 2. koraka izračunat je ukupan trošak za odvajanje n-heptana koji iznosi 1426,99 Kn, a 3. i 4. koraka za n-butilacetat, a iznosi 557,55 Kn.

U tablici 13 prikazana je usporedba cijena za kupovinu jednog kilograma 99% n-heptana, odnosno n-butilacetata i regeneriranog 99% n-heptana i n-butilacetata. Cijena novoga otapala uzeta je sa stranice Fischer Scientific.

Tablica 13. Proračun razlike između regeneriranog otapala i kupljenog otapala

	m kg	Cijena reg., kn	cijena reg. kn/kg	cijena novo kn/kg
n-heptan	313,78	1426,99	4,55	179,35
n-butil acetat	560,42	557,55	0,99	523,58

5. ZAKLJUČAK

Napravljen je proračun regeneracije n-heptana i n-butilacetata šaržnom destilacijom.

Da se ostvario iscrpak n-heptana 74,54 % čistoće 99,24 mas.%, odnosno isrpak n-butilacetata 87,72 % čistoće 99,69 mas.% potrebno je postrojenje za šaržnu destilaciju koje se sastoji od destilacijske kolone visine 11,2 m i promjera 0,72 m.

Investicijski trošak iznosi 605.200,00 kn.

Kao energenti mogu se koristiti vodena para i rashladna voda. Za jednu šaržu, trošak rashladne vode iznosi 110,75 kn, dok za vodenu paru iznosi 1.873,78 kn.

Regeneracijom otapala ne ispuštamo korišteno otapalo u prirodu već ga vraćamo u proces. Na taj način smanjujemo zagađenje okoliša i imamo koristi s ekonomske strane.

Za ovakvu regeneraciju šaržna destilacija je povoljna zbog svoje jednostavne izvedbe i relativno niskih ulaganja.

6. POPIS OZNAKA

Popis oznaka

A	parametar modela UNIQUAC
B	protok proizvoda dna kolone
D	protok destilata
F	protok pojne smjese
G	parametar modela NRTL
g	parametar modela NRTL
f_i^L	fugacitet komponente u pari
f_i^V	fugacitet komponente u kapljevine
$h_{f,n}$	specifična entalpija pojenja koje ulazi na pliticu n
$h_{L,n-1}$	specifična entalpija kapljevine smjese s plitice $n-1$
$h_{V,n}$	specifična entalpija pare na plitici n
$h_{V,n-1}$	specifična entalpija pare na plitici $n-1$
K_i	koeficijent raspodjele para–kapljevine za komponentu i
L_n	protok kapljevine na plitici n
L_{n-1}	protok kapljevine na plitici $n-1$
$mas.\%$	maseni postotak
N	broj plitica
p	tlak
p_i^\bullet	ravnotežni tlak čiste komponente i
Q	toplinska dužnost
Q_c	toplinska dužnost kondenzatora
Q_R	toplinska dužnost isparivača
R	refluks
R_{min}	minimalni refluks
r_i	van der Waalsov parametar obujma
q	udio kapljevine u pojenju
q_i	van der Waalsov parametar površine
T	temperatura
U	parametar modela UNIQUAC
V_n	protok pare na plitici n
V_{n+1}	protok pare na plitici $n+1$
v_i^L	molarni volumen komponente i u kapljevine
x_i	množinski udio komponente i u kapljevine
y_i	množinski udio komponente i u pari

Kratice

<i>FUGK</i>	Fenske – Underwood – Gilliland – Kirkbridge
<i>HETP</i>	visina teoretskog stupnja
<i>MESH</i>	Mass–Equilibrium–Sumation–Entalpy
<i>M & S</i>	Marshall & Swift indeks
<i>NRTL</i>	Non-random two-liquid model

Grčka slova

α	parametar modela NRTL
$\alpha_{i,j}$	relativna hlapivost komponente i prema komponenti j
γ_i	koeficijent aktivnosti komponente i
γ_i^L	koeficijent aktivnosti komponente i u kapljevitoj fazi
μ_i	kemijski potencijal komponente i
τ	parametar modela NRTL
φ_i	koeficijent fugacitivnosti komponente i
φ_i^\bullet	koeficijent fugacitivnosti čiste komponente i
φ_i^L	koeficijent fugacitivnosti komponente i u kapljevini
φ_i^V	koeficijent fugacitivnosti komponente i u pari
$\hat{\varphi}_i$	parcijalni koeficijent fugacitivnosti komponente i

7.LITERATURA

1. I. M. Smallwood, The solvent recovery handbook, A Blackwell Science, Oxford, 2002., 8.str.
2. J.D. Seader, Ernest J. Henley, Separation process principles, second edition, John Wiley & Sons, New York, 21.str.
3. E. Beer, Destilacija, HDKI/Kemija u industriji, Zagreb, 2006., 165.-191. str.
4. M. Rogošić, Kemijsko-inženjerska termodinamika, nastavni tekstovi, FKIT, Zagreb, 2013., 197, 237-310. str.
5. Chemstations Inc., *CHEMCAD Version 6 – User guide*, SAD, 2007.
6. J.M. Douglas, Conceptual Design of Chemical Processes, McGraw-Hill, Singapur, 1988., 574.str.
7. E. Beer, Priručnik za dimenzioniranje uređaja kemijske procesne industrije, HDKI / Kemija u industriji, Zagreb, 1994., 459. str.
8. I. M. Mujtaba, Batch Distillation – Design and Operations, Imperial College Press, London, 2001., 3.-16. str.
9. A. Sander, Destilacija, predavanje, FKIT, Zagreb, 2015., 10.-40. str.
10. Z. Jakobović, Tehnički leksikon, Leksikografski zavod Miroslava Krlež, NSK, Zagreb, 2007., 813.str.
11. <https://techmas.com> (pristup 31.05.2015)
12. <https://en.wikipedia.org/wiki/Solvent> (pristup 01.06.2015)
13. <http://www.christycatalytics.com> (pristup 01.06.2015)
14. <https://fishersci.com> (pristup 24.7.2015)

8.ŽIVOTOPIS

Ivana Tomljanović

Rođena 13.rujna 1990. u Novoj Gradišci. Osnovnu školu Ljudevita Gaja i Opću Gimnaziju (2005.-2009.) pohađala u Novoj Gradišci. Fakultet kemijskog inženjerstva i tehnologije u Zagrebu, studij Kemijsko inženjerstvo upisala 2012.godine. stručnu praksu odradila u postrojenju za proizvodnju slada, Slavonija Slad d.o.o Nova Gradiška.

Od stranih jezika koristi se engleskim i njemačkim u govoru i pismu.

U radu na računalu koristi Microsoft Word, Excel, PowerPoint, te programske pakete Mathematica, Matlab i ChemCAD.