

Dehidracija bioetanola pomoću destilacije u koloni s razdjelnom stijenkom

Blažanović, Marko

Master's thesis / Diplomski rad

2020

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://urn.nsk.hr/urn:nbn:hr:149:830216>

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

Download date / Datum preuzimanja: **2025-03-29**



Repository / Repozitorij:

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



SVEUČILIŠTE U ZAGREBU

FAKULTET KEMIJSKOG INŽENJERSTVA I TEHNOLOGIJE

SVEUČILIŠNI DIPLOMSKI STUDIJ

Marko Blažanović

DIPLOMSKI RAD

Zagreb, Rujan 2020.

SVEUČILIŠTE U ZAGREBU

FAKULTET KEMIJSKOG INŽENJERSTVA I TEHNOLOGIJE

SVEUČILIŠNI DIPLOMSKI STUDIJ

Marko Blažanović

DEHIDRACIJA BIOETANOLA POMOĆU DESTILACIJE U KOLONI S RAZDJELNOM
STIJENKOM

DIPLOMSKI RAD

Voditelj rada: izv. prof. dr. sc. Igor Dejanović

Članovi ispitnog povjerenstva: prof. dr. sc. Aleksandra Sander
doc. dr. sc. Marin Kovačić
izv.prof. dr. sc. Igor Dejanović

Zagreb, Rujan 2020

Zahvaljujem mentoru izv.prof.dr.sc Igoru Dejanoviću koji mi je puno pomogao savjetima pri izradi ovog diplomskog rada, te što je ima strpljenja i odgovore a moje upite. Također zahvaljujem obitelji i prijateljima koji su mi bili podrška tijekom studija.

SAŽETAK

U ovom radu razmatrana je mogućnost korištenja kolone s razdjelnom stijenkom (KRS) za tri proizvoda kao alternativa klasičnoj destilacijskoj koloni za dehidraciju bioetanola. Kolone s razdjelnom stijenkom imaju mogućnost provođenja separacije pod jednim plaštom i na taj način mogu se ostvariti znatne uštede prilikom proizvodnje.

Radu se pristupilo na način da se prvo simuliralo i optimiziralo osnovno stanje. Nakon što je simulacija konvergirala, proračun se koristio za dimenzioniranje kolone, a zatim je isto napravljeno i za KRS. Simulacije su rađene unutar ChemCAD-a, a dimenzioniranje i procjena troškova unutar Excell-a. Delft model korišten je za procjenu pada tlaka strukturiranih punila, a Rix – Olujić metoda za procjenu pada tlaka unutarnje opreme.

Iz rezultata se može zaključiti da se ostvaruju uštede korištenjem KRS-a u odnosu na konvencionalne metode kako u investicijskim tako i u pogonskim troškovima.

ABSTRACT

In this paper dividing wall column (DWC) was considered as an alternative to conventional distillation sequence for bioethanol dehydration. DWC can perform separations in one shell, which leads to significant savings.

First, the base case was simulated and optimized. Converged detailed simulation was used for dimensioning column, after that, same was done for DWC. Both simulation were done using ChemCAD, dimensioning and cost estimation were done using Excell. Delft model was used for predicting pressure drop of structured packings and Rix – Olujić model for pressure drop estimation of column internals

Results show that significant savings for both investment and operational costs can be made while using DWC.

SADRŽAJ

	str.
1. Uvod	1
2. Opći dio	2
2.1 Biogoriva	2
2.2 Bioetanol	3
2.3 Azeotropne smjese	3
2.4 Destilacija	5
2.4.1 Ekstraktivna destilacija	5
2.5 Model koeficijenta aktivnosti NRTL	6
2.6 Sinteza destilacijskog niza	7
2.7 Peltukov niz	9
2.8 Kolone s razdjelnom stijenkom	10
3. Metodika	14
3.1 Opis sustava	14
3.2 Odabir otapala za dehidraciju bioetanol	15
3.3 Simulacija osnovnog stanja	16
3.4 Simulacija kolone s razdjelnom stijenkom	17
3.5 Dimenzioniranje i procjena troškova	18
3.5.1 Delft metoda procjene pada tlaka strukturiranog punila	18
3.5.2 Model procjene pada tlaka unutarnje opreme koristeći Rix-Olujić metodu	22
3.5.3 Procjena ukupnih godišnjih troškova	24
4. Rezultati i rasprava	27
4.1 Rezultati simulacije osnovnog stanja	27
4.1.1 Optimizirana simulacija osnovnog stanja	27
4.1.2 Procjena operativnih troškova	32
4.1.3 Procjena investicijskih troškova	33
4.2 Rezultati simulacije kolone s razdjelnom stijenkom	36
4.2.1 Simulacija kolone s razdjelnom stijenkom	36
4.2.2 Procjena operativnih troškova	41
4.2.3 Procjena investicijskih troškova	42
4.3 Usporedba procijenjenih troškova osnovnog stanja i KRS-a	45
5. Zaključak	46
6. Popis simbola	47
7. Popis literature	51

1 UVOD

Kako raste ekološka osviještenost i želja za smanjenjem negativnog utjecaja čovjeka na okoliš, pred svijet su stavljeni izazovi kako da se zadrži jednaka kvaliteta života, a da se pritom smanji onečišćenje. Ispušni plinovi koji nastaju izgaranjem motornih goriva su između ostalih sumporovi i dušikovi spojevi koji su jedni od najvećih onečišćivača zraka i uzrokuju pojavu kiselih kiša koje negativno utječu na kvalitetu tla. Regulatorna tijela u sve većem broju zemalja drastično limitiraju ukupnu količinu sumporovih i dušikovih spojeva u motornim gorivima. Naftna industrija je prisiljena prilagoditi se novim trendovima i pred njom je da nađe način da što ekonomski prihvatljivije prati zakonske zahtjeve koji su stavljeni ispred nje.

Kao jedno od rješenja ne samo ekoloških nego i problema konačnosti nafte nameće se bioetanol, kojeg je moguće u određenom omjeru miješati s gorivom bez potrebe mijenjanja specifikacija motora. Etanol biološkog porijekla uvijek dolazi u razrijeđenoj vodenoj otopini. Kako bi se mogao koristiti kao gorivo potrebno ga je dehidrirati. Budući da je proces dehidracije bioetanola zbog velike topline isparavanja vode energetski intenzivan i ne toliko isplativ potrebno je naći rješenja za optimizaciju proizvodnje.

U ovom radu obrađuje se mogućnost korištenja kolone sa razdjelnom stijenkom (KRS) za tri proizvoda kao alternative nizu konvencionalnih destilacijskih kolona. Ovakva konfiguracija omogućava separaciju svih proizvoda u jednom plaštu, uz smanjenje potrošne energije potrebne za razdvajanje. Zbog svega navedenog, korištenje ovakve izvedbe dovodi do značajnih investicijskih i pogonskih ušteda u proizvodnom procesu.

2 OPĆI DIO

2.1 Biogoriva

Biogoriva se dobivaju preradom iz biomase, a koriste se kroz cijelu povijest čovječanstva kao energenti. Biomasa se može objasniti kao energent ili proizvod koji se dobiva iz donedavno žive materije biljnog ili životinjskog porijekla. Kao prvi energent koristilo se drvo koje se karakterizira kao biomasa, a isto se upotrebljavalo za grijanje i za kuhanje. Kako se tehnologija razvijala korištenje biogoriva i goriva općenito pratilo je taj trend.

Zadnjih 150 godina kao energenti dominiraju fosilna goriva koja su, zbog svoje velike energetske vrijednosti i jednostavne dobave, omogućila nagli razvoj čovječanstva. No, u posljednje vrijeme raste svijest o negativnom utjecaju fosilnih goriva na okoliš te mogućnosti iscrpljenja istih, zbog čega se traže novi izvori energije.

Postoji više podjela biogoriva, od kojih je značajnija sljedeća¹:

- 1) Primarna biogoriva – bez modifikacija (drvo, trava);
- 2) Sekundarna biogoriva – a) biogoriva prve generacije (šećerna trska);
b) biogoriva druge generacije (lignoceluloza);
c) biogoriva treće generacije (alge).

Prednosti biogoriva u odnosu na fosilna goriva su:

- a) biogoriva su obnovljiva i resursa ima u izobilju;
- b) dio su zatvorenog ugljičnog kruga, tj. tijekom života pohranjuju ugljik iz atmosfere u biljku, a zatim se taj ugljik oslobađa u atmosferu prilikom korištenja goriva;
- c) emisije SO_x i NO_x plinova su neznatne;
- d) proizvodnja može biti lokalna, nema nužno kompanija koje dominiraju tržištem jedne zemlje;
- e) energetska neovisnost država koja nemaju vlastita nalazišta fosilnih goriva.

2.2 Bioetanol

Kao i ostala biogoriva i bioetanol ima relativno dugu povijest korištenja u energetske svrhe. Tako je još 1826 g. etanol korišten u motoru s unutarnjim izgaranjem², međutim, zbog jednostavne masovne proizvodnje benzina i dizelskog goriva, dugo vremena je bio ignoriran. Danas se to mijenja i većina zemalja na svijetu inzistira na povećanoj potrošnji upravo ovog biogoriva, jer se isto može primjenjivati u motorima s unutarnjim izgaranjem bez preinake u kombinaciji sa benzinom u udjelu 5-25% etanola i 95-75% benzina³. Neke države već su počele s masovnom proizvodnjom bioetanola, a predvodnici su Brazil, SAD i Kanada⁴.

Kako bi se bioetanol mogao koristiti u kombinaciji s benzinom, njegova čistoća treba biti iznad 99.8% u EU. Pritom je bitno naglasiti da etanol stvara azeotrop s vodom na oko 96 mas. % etanola u smjesi⁵, zbog čega nastaje problem, jer se ne može koristiti jednostavni destilacijski postupak za dehidraciju bioetanola, a iz razloga što se pri destilaciji razrijeđenih vodenih otopina etanola kao destilat izdvaja azeotropna smjesa, a ne čisti etanol. Kako bi se taj problem riješio azeotrop se razbija postupcima kao što su azeotropna destilacija, ekstraktivna destilacija i drugi. Svi ti procesi su energetski i investicijski vrlo zahtjevni pa ovaj rad razmatra mogućnost korištenja kolona s razdjelnim stijenkama (KRS) u dehidraciji bioetanola. Uvođenje KRS u destilacijske kolone omogućilo bi velike investicijske uštede prilikom izvođenja postrojenja te značajne uštede energije prilikom proizvodnje. Osim toga, smanjio bi se i negativni utjecaj proizvodnje na okoliš.

2.3 Azeotropne smjese

Azeotropi su smjese koje vriju konstantnim sastavom, tj. pri određenom sastavu azeotropne otopine sastav pare isti je kao i sastav kapljevine. Pokazuju pozitivno ili negativno odstupanje od Raoultova zakona što je vidljivo na dijagramu vrenja gdje imaju maksimum ili minimum ravnotežnoga tlaka. To odstupanje od Raoultova zakona posljedica je međudjelovanja čestica, tj. neidealnosti kapljevine smjese.

Parcijalni tlak komponenata iznad otopine računa se pomoću Raoultova zakona:

$$p_i = x_i * p_i^* \tag{2.1}$$

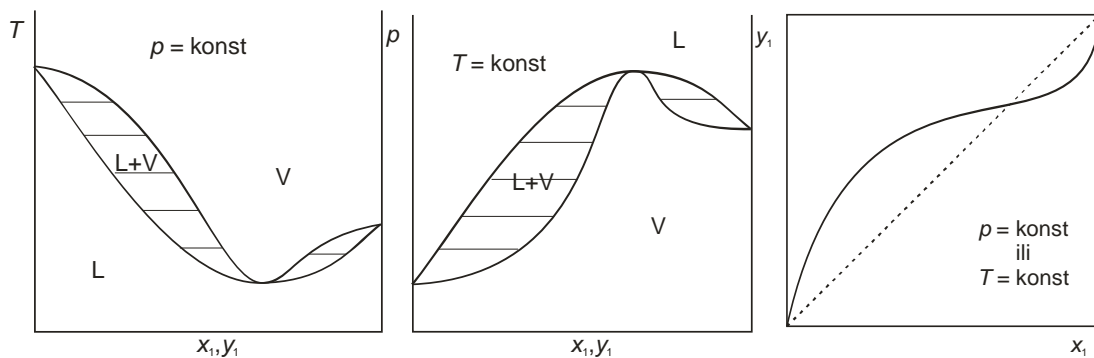
Ukupni ravnotežni tlak smjese računa se kao zbroj ravnotežnih tlakova, p_i^* , svake komponente:

$$p = x_1 * p_1^* + x_2 * p_2^* \tag{2.2}$$

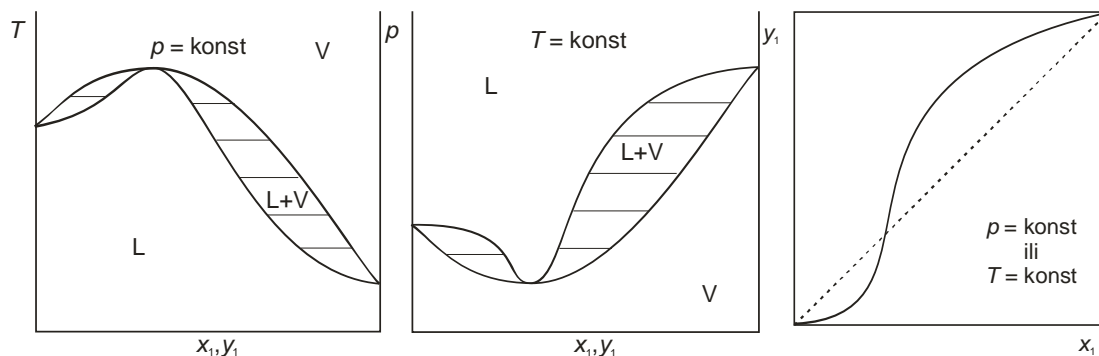
x_i je množinski udio komponente i u smjesi. Kod neidealnih kapljevitih smjesa kao što su azeotropi, uz uvjet ukupnog niskog tlaka i uz zanemarivanje Poyntingova faktora, ravnotežni tlak računa se jednadžbom:

$$p = x_1 * p_1^* * \gamma_1 + x_2 * p_2^* * \gamma_2, \tag{2.3}$$

gdje je γ_i koeficijent aktivnosti komponente i kojim se opisuje neidealnost kapljevite faze. Ovisno o koeficijentu aktivnosti odstupanje od idealnog vladanja bit će pozitivno ili negativno. Ukoliko je koeficijent aktivnosti manji od 1, odstupanje od Raoultova zakona je negativno. Kao što je vidljivo na **slici 2.1**, azeotropna točka ima najmanju vrijednost na dijagramu tlaka, a kako su tlak i temperatura obrnuto proporcionalni, ima najvišu vrijednost na dijagramu vrenja. Ukoliko je koeficijent aktivnosti veći od 1, odstupanje je pozitivno i situacija je obrnuta kao što je i vidljivo na **slici 2.2**.



Slika 2.1. Prikaz faznih dijagrama za dvokomponentne azeotrope s minimumom vrelišta odnosno maksimumom tlaka para (pozitivno odstupanje od Raoultova zakona)⁶



Slika 2.2. Prikaz faznih dijagrama za dvokomponentne azeotrope s maksimumom vrelišta odnosno minimumom tlaka para (negativno odstupanje od Raoultova zakona)⁶

2.4 Destilacija

Destilacija je najčešće korišten toplinski separacijski proces u industriji, a isti se zasniva na razdvajanju dvo- ili višekomponentnih smjesa na temelju njihovih različitih temperatura vrelišta. Para koja nastaje bogatija je sastavnicom nižeg vrelišta, dok je kapljevita faza bogatija sastavnicom višeg vrelišta. Procesi destilacije jedni su od najvećih potrošača energije u svijetu. U kemijskoj i naftnoj industriji gotovo 60% ukupno potrošene energije otpada na destilacijske procese⁷. Oni nisu uvijek efikasni, ali se zbog svoje jednostavnosti koriste u većini separacija. Kada jednostavna destilacija nije moguća za potpuno razdvajanje komponenata, npr. ukoliko je razlika u relativnoj hlapivosti iznimno mala, ukoliko je neka komponenta termički nestabilna, onda projektiranje procesa destilacije postaje kompliciranije. U ovom radu koristit će se azeotropna i ekstraktivna destilacija za dehidraciju bioetanolu koji stvara azeotrop sa vodom.

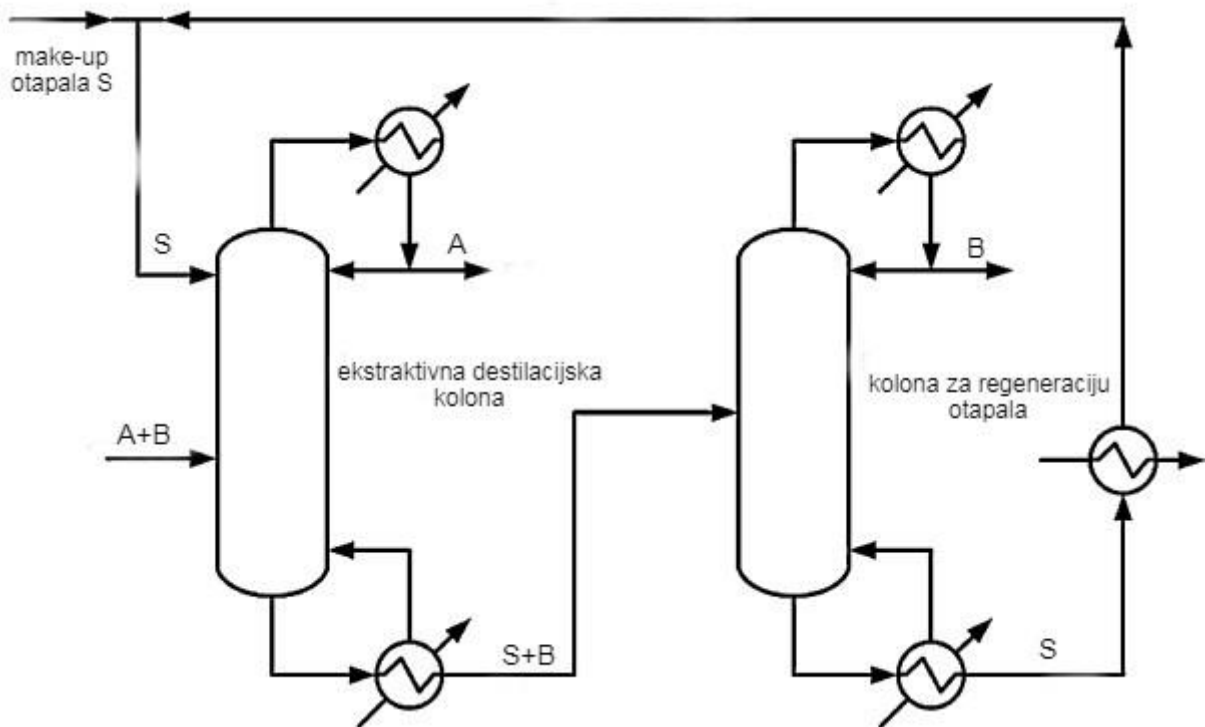
2.4.1 Ekstraktivna destilacija

Ekstraktivna destilacija^{5,8} odvija se uz prisutnost otapala visokog vrelišta. Otapalo se dodaje najčešće azeotropnoj smjesi kako bi se promjenila hlapivost komponenata. Ovakva vrsta destilacije koristi se u slučajevima kada se provodi separacija spojeva s bliskim vrelištima i kada je jednostavna destilacija nemoguća. Glavna razlika između azeotropne i ekstraktivne destilacije je ta da u slučaju ekstraktivne destilacije ne dolazi do nastanka azeotropa.

Odabrano otapalo mora imati više vrelište od sastavnica smjese, biti selektivno i ne smije stvarati azeotrop niti sa jednom komponentom koju želimo izdvojiti. Također je važno da se otapalo može regenerirati kako bi ostvarili znatne uštede. Izbor otapala ima velik utjecaj na isplativost ekstraktivne destilacije. S obzirom na željenu separaciju odaberu se potencijalni kandidati i zatim se provode simulacije i proračuni kako bi se odabralo optimalno rješenje.

Proces ekstraktivne destilacije je vrlo jednostavan. U slučaju separacije dviju komponenata, potrebne su dvije destilacijske kolone. Neka su željene komponente koje želimo separirati A i B, koje stvaraju azeotrop s minimumom vrelišta. Komponenta A je nižeg, a komponenta B višeg vrelišta i mješljiva je sa odabranim otapalom S. U prvu kolonu, koja je ekstrakcijska, uvode se smjesa AB i otapalo S. Otapalo se uvijek u kolonu uvodi nekoliko stupnjeva iznad smjese koju je potrebno separirati. U prvom se koraku na vrhu separira lakše hlapljiva komponenta A, a smjesa BS ulazi u drugu destilacijsku kolonu u kojoj se odvija regeneracija

otapala. Kako je otapalo S znatno višeg vrelišta od obje sastavnice, u drugom stupnju se vrlo jednostavno regenerira i vraća u ekstrakcijsku kolonu kako je i prikazano na slici 2.3.



Slika 2.3. Shema jednostavne ekstraktivne destilacije⁸

2.5 Model koeficijenta aktivnosti NRTL

Model koeficijenta aktivnosti NRTL⁹ (eng. *non-random two-liquid*) Gibbsovom energijom opisuje intenzitet međudjelovanja čestica. Ovaj model koeficijenta aktivnosti zasniva se na tome da su interakcije molekula iste vrste g_{ii} i molekula druge vrste g_{ij} različite. U NRTL postoje tri neovisna parametra. Parametar α_{12} je parametar neslučajnosti i dopušta odstupanje od slučajne raspodjele određene koncentracijama tvari i međudjelovanjima. To odstupanje je posljedica nespecificiranih razloga kao što je razlika u veličini ili obliku čestica. Parametri τ_{12} i τ_{21} su interakcijske prirode, opisuju se Gibbsovima energijama, a parametri se sastoje od entalpijske i entropijske komponente.

Izrazi za koeficijente aktivnosti su:

$$\ln \gamma_1 = x_2^2 \left[\tau_{21} \left(\frac{G_{21}}{x_1 + x_2 G_{21}} \right)^2 + \frac{\tau_{12} G_{12}}{(x_1 G_{12} + x_2)^2} \right], \quad (2.4)$$

$$\ln \gamma_2 = x_1^2 \left[\tau_{21} \left(\frac{G_{12}}{x_2 + x_1 G_{12}} \right)^2 + \frac{\tau_{12} G_{21}}{(x_2 G_{21} + x_1)^2} \right], \quad (2.5)$$

gdje su pomoćne varijable G_{12} i G_{21} :

$$G_{12} = \exp(-\alpha_{12}\tau_{12}), \quad (2.6)$$

$$G_{21} = \exp(-\alpha_{21}\tau_{21}). \quad (2.7)$$

Interakcijski paramteri τ_{12} i τ_{21} se iz:

$$\tau_{12} = \frac{g_{12} - g_{22}}{RT}, \quad (2.8)$$

$$\tau_{21} = \frac{g_{21} - g_{11}}{RT}, \quad (2.9)$$

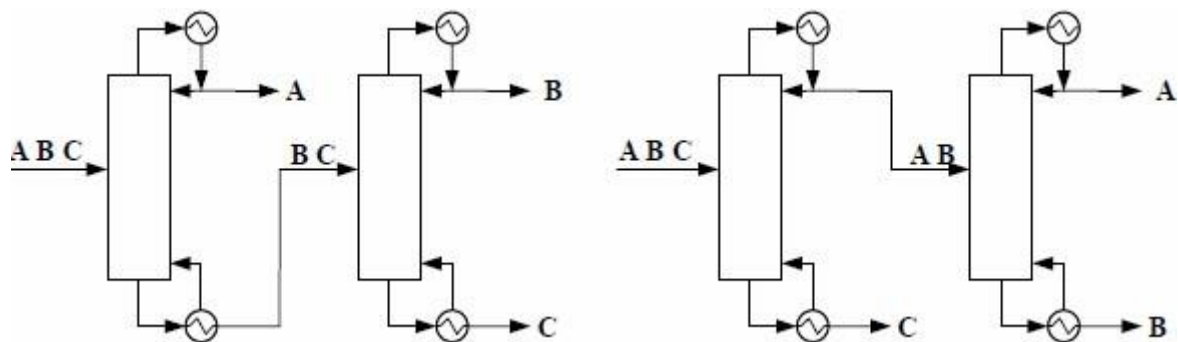
gdje je R opća plinska konstanta, T apsolutna temperatura, a g_{ij} Gibbsova energije međudjelovanja.

2.6 Sinteza destilacijskog niza

Separacija trokomponentne smjese na tri proizvoda može se ostvariti korištenjem konfiguracije s dvije ili tri kolone. Općenito je pravilo da za razdvajanje n komponenata treba imati $n-1$ destilacijskih kolona, tako da povećavanjem broja proizvoda raste i broj potrebnih kolona za njihovu separaciju. U slučaju trokomponentne smjese postoje tri načina na koja se može ostvariti separacija pomoću konvencionalnih kolona, a to su korištenje direktnog ili indirektnog niza, koji se sastoje od dvije kolone, i tzv. "sloppy" niza koji je sastavljen od tri destilacijske kolone.

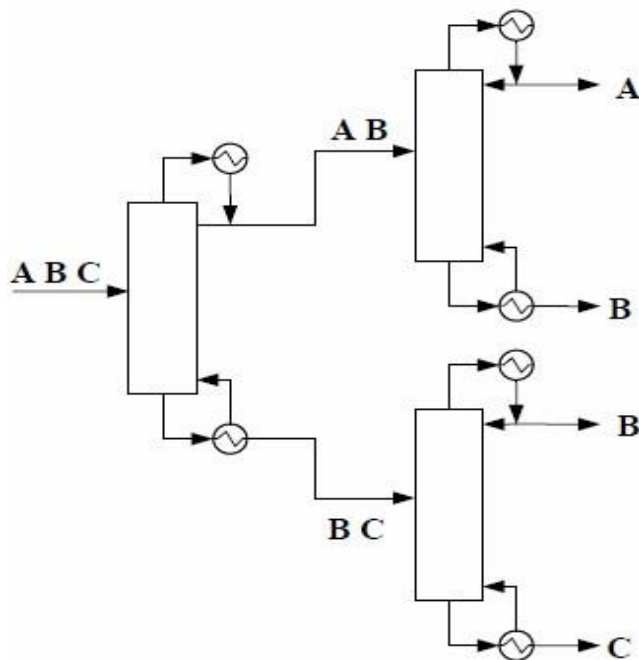
Kod direktnog niza najhlapljivija komponenta se razdvaja u prvoj koloni, a druge dvije višeg vrelišta separiraju se u drugoj destilacijskoj koloni kao što je prikazano na **slici 2.4**.

U slučaju indirektnog niza separacija sastavnice najvišeg vrelišta odvija se u prvoj koloni, a onih lakše hlapljivih u drugoj što je vidljivo na **slici 2.4**.



Slika 2.4. Prikaz direktnog (lijevo) i indirektnog (desno) niza¹⁰

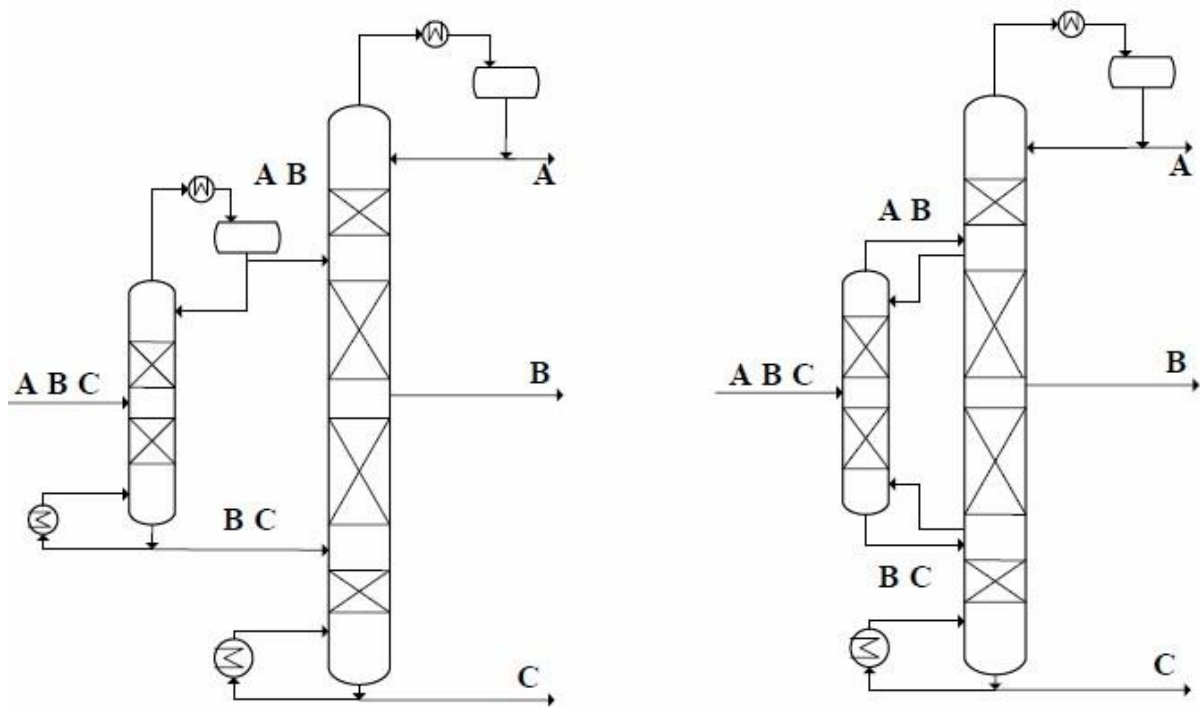
Spomenute konfiguracije koriste se u slučajevima kada je udio srednje hlapljive komponente mali. Međutim, kada to nije slučaj koristi se konfiguracija sa tri kolone (**slika 2.5.**), gdje se u prvoj koloni radi oštar rez između dvije sastavnice sa najvišom razlikom vrelišta, a u druge dvije se razdvajaju komponente bliskih vrelišta. Budući da je proizvod na dnu jedne kolone istovjetan onome na vrhu druge kolone, te se dvije destilacijske kolone mogu povezati u jednu, a sastavnica srednjeg vrelišta dobiva se kao bočni proizvod. Na taj način se mogu ostvariti znatne uštede, a "sloppy" konfiguracija je osnova za Petlyukov niz i za kolonu s razdjelnom stjenkom koji su toplinski integrirani.



Slika 2.5. Prikaz "sloppy" niza¹⁰

2.7 Peltyukov niz

U slučajevima gdje je to moguće, kolone se mogu povezati toplinskim vezama i na taj način ostvariti značajne uštede. Kod "sloppy" niza proizvod na dnu jedne kolone jednak je onome na vrhu druge kolone pa je moguće kolone integrirati u jednu (slika 2.6a). Na taj način ostvaruju se investicijske uštede, umjesto tri destilacijske kolone sada imamo dvije, a po jedan kondenzator i isparivač se zamjene toplinskim vezama. Ovo je primjer toplinski integrirane destilacijske kolone, tj. niza sa predfrakcionatorom¹⁰. Kako bi ostvarili dodatne uštede, moguće je izvesti i Petylukovu kolonu koja je potpuno toplinski integrirana i u ovom slučaju biti će dvije kolone sa jednim kondenzatorom i jednim isparivačem, dok će drugi isparivač i kondenzator biti zamijenjeni toplinskim vezama kao što se vidi na slici 2.6b.



Slika 2.6a Prikaz niza s predfrakcionatorom¹⁰ Slika 2.6b Prikaz Peltyukovog niza¹⁰

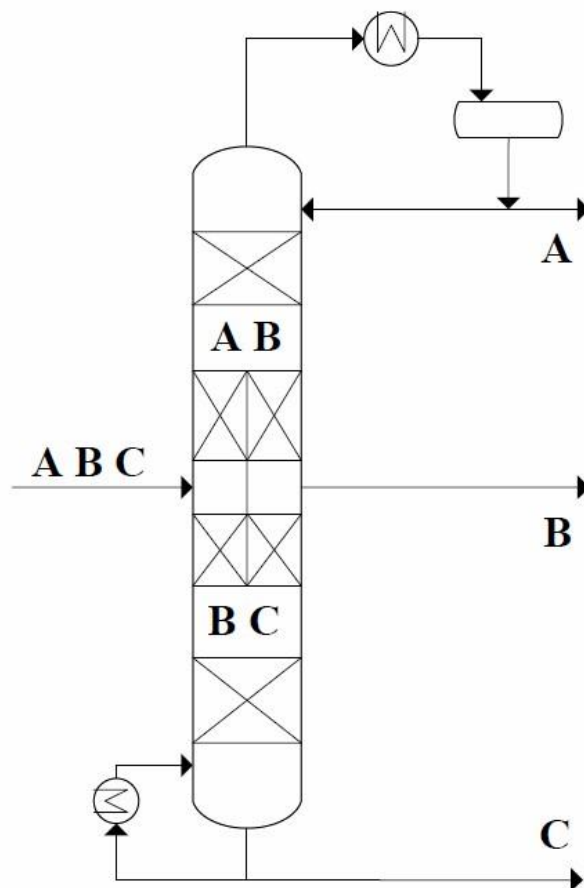
U Petylukovom nizu se unutar predfrakcionatora radi oštar rez između dvije komponente kod kojih je najveća razlika u vrelištima, a srednje vrijuća komponenta se raspodjeljuje između vrha i dna predfrakcionatora. Zatim se u drugoj destilacijskoj koloni (glavna kolona) u gornjem dijelu razdvajaju na vrhu najhlapljivija sastavnica i na sredini srednje vrijuća komponenta. U donjem dijelu kolone isto se događa sa komponentom višeg vrelišta koja se izdvaja na dnu i one srednjeg vrelišta koja se izdvaja na sredini. Kako su kolone toplinski integrirane, toplina

pare iz glavne destilacijske kolone koristi se za separaciju u predfrakcionatoru i na taj način se ostvaruju uštede od oko 30%.¹¹

2.8 Kolone s razdjelnom stijenkom

Toplinskim povezivanjem smanjuje se količina toplinske energije potrebne za proces destilacije i na taj način ostvaruju se značajne uštede, a dodatne uštede mogu se dobiti smještanjem dvije ili više kolona pod isti plašt, odnosno integracijom u jednu kolonu. Takva izvedba naziva se kolona s razdjelnom stijenkom (eng. *Divding Wall Column*, DWC) koja se sastoji od sekcije predfrakcionatora i sekcije glavne kolone odvojene razdjelnom stijenkom, tj. zidom. U sekciji predfrakcionatora odvija se oštro razdvajanje teške i lakše ključne komponente, dok se srednje vrijuća sastavnica raspodjeljuje ispod i iznad razdjelne stijenke.¹⁰

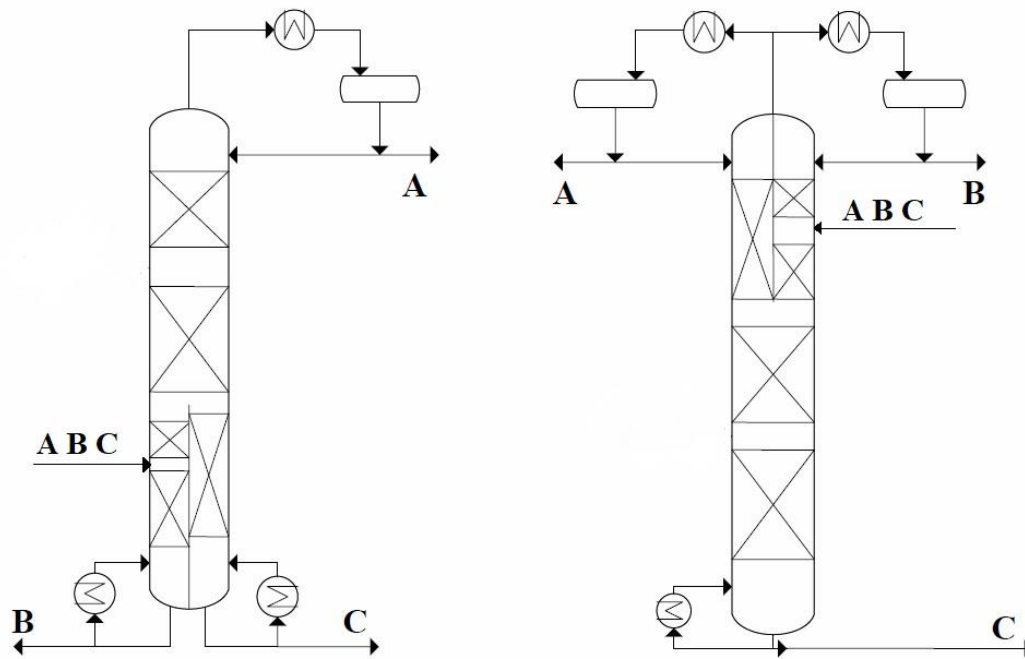
Ovakva vrsta kolone koristi se u slučajevima kada pojna smjesa ima veliki udio srednje vrijuće komponente i kada je potrebna visoka čistoće te sastavnice. Razlog tome je što prilikom separacije preko razdjelne stijenke ne dolazi do porasta entropije uslijed ponovnog miješanja komponentanata koje se očituje kao koncentracijski maksimum srednje vrijuće komponente. Kolone s razdjelnom stijenkom koriste se za dobivanje tri, četiri ili više proizvoda, a najviše su istražene one za tri proizvoda.



Slika 2.7. Kolona sa razdjelnom stijenkom za tri proizvoda¹⁰

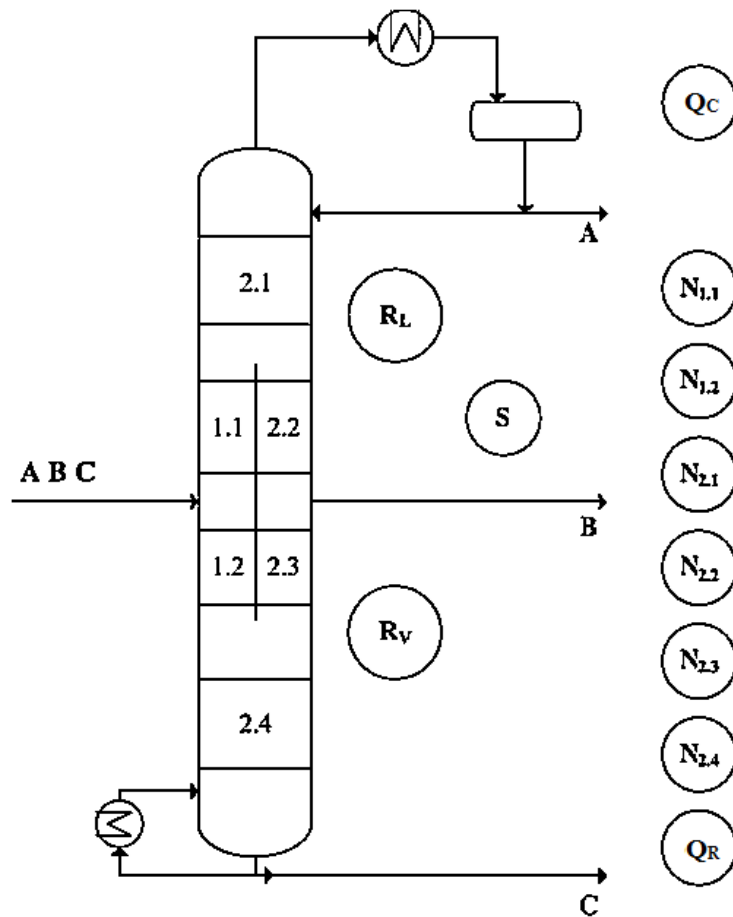
Postoje tri osnovna tipa KRS za tri proizvoda s obzirom na položaj razdjelne stijenke. U prvom i najviše korištenom slučaju razdjelna stijenka smještena je na sredini kolone (**Slika 2.7.**), preko nje se odvija oštri rez komponenata A i C, a sastavnica B se jednako raspodjeljuje iznad i ispod razdjelne stijenke. Ovakva izvedba koristi samo jedan isparivač i jedan kondenzator pa su znatno smanjeni investicijski i operativni troškovi.

Druga dva tipa kolona su jednostavnije konfiguracije kod kojih je razdjelna stijenka smještena ili u donjem ili u gornjem dijelu kolone (**slika 2.8**). To su izvedbe sa bočnim striperom ili bočnim rektifikatorom. Ovakve konfiguracije zahtijevaju dodatan kondenzator u slučaju izvedbe sa bočnim rektifikatorom ili dodatan isparivač kod konfiguracije s bočnim striperom. Zbog toga se u pravilu ne mogu ostvariti uštede kakve se mogu dobiti u slučaju izvedbe kod koje je razdjelna stijenka postavljena na sredini, osim u posebnim slučajevima, ali se još uvijek ostvaruju znatne uštede u odnosu na konvencionalne metode.



Slika 2.8 kolona s razdjelnom stijenkom sa bočnim striperom (lijevo) i bočnim rektifikatorom (desno)¹⁰

Problemi kolona s razdjelnim stijenkama u odnosu na konvencionalne metode su ti da je u slučaju KRS-a temperaturna razlika između vrha i dna kolone uvijek veća, jer se cijeli proces odvija na istom radnom tlaku što može dovesti do potrebe za skupljim rashladnim i ogrjevnim sredstvima, ali i problema prilikom rada. Još jedan problem je taj što kod ovakvih izvedbi i najmanji poremećaj može izazvati velike nestabilnosti u radu. Najveći nedostatak ovakvih kolona ipak je taj da ne postoji jednostavna i provjerena metoda dizajniranja KRS-a. Projektiranje ovakve kolone je zahtjevan i dug proces, jer je broj stupnjeva slobode znatno veći od konvencionalnih destilacijskih kolona. Za najjednostavniju izvedbu KRS-a broj parametara koji treba uskladiti je 11 (**slika 2.9.**), a to su toplina odvedena u kondenzator Q_C , broj ravnotežnih stupnjeva u 6 sekcija $N_{i,j}$, raspodjela kapljevine R_l i pare R_v preko razdjelne stijenke, protok bočnog proizvod S i toplina dovedena u isparivač Q_R .



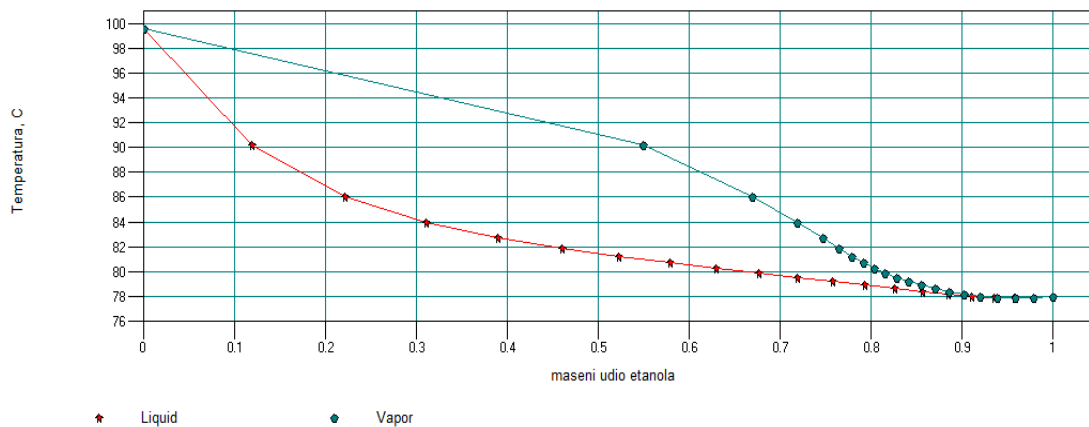
Slika 2.9. Parametri dizajna kolone s razdjelnom stijenkom za tri proizvoda

Unatoč svim problemima, zbog velikih investicijskih i operativnih ušteda i samim time smanjenja ispuštanja CO₂ u okoliš, kolone s razdjelnim stijenkama sve se više koriste u industriji i trenutno je u pogonu više od 100 ovakvih konfiguracija u svijetu.¹²

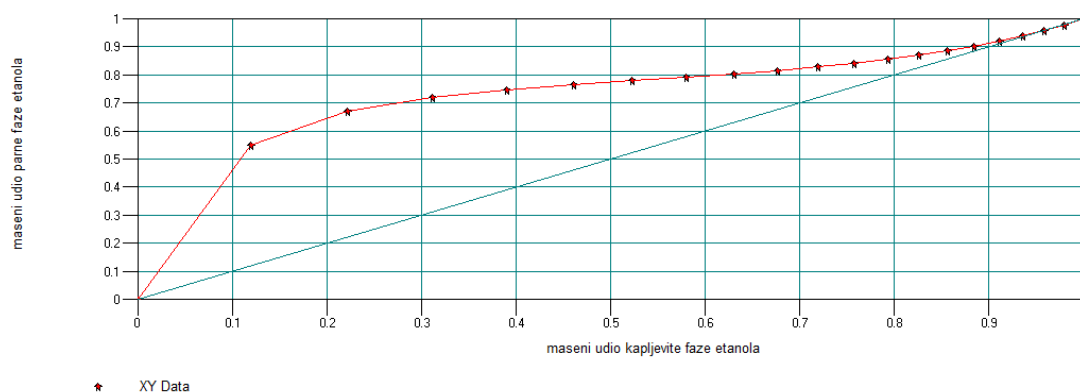
3 METODIKA

3.1 Opis sustava

Kako bi se dobio dehidrirani etanol čistoće 99,8% potrebno je razbiti azeotrop koji stvara sustav etanol-voda. Ravnoteža para kapljevine opisana je NRTL modelom. Iz faznih dijagrama na **slici 3.1.** i **3.2.** može se očitati da azeotrop nastaje pri sastavu od 96,4% etanola i 3,6% vode. Prvi korak je koncentriranje otopine blizu azeotropne točke, međutim taj je korak prilično jednostavan i dobro istražen pa se unutar ovog rada zanemaruje. Pretpostavlja se da se smjesa koncentrirala do masenih udjela 94% etanola i 6% vode, a fokus je na koraku razbijanja azeotropa i dehidraciji etanola.



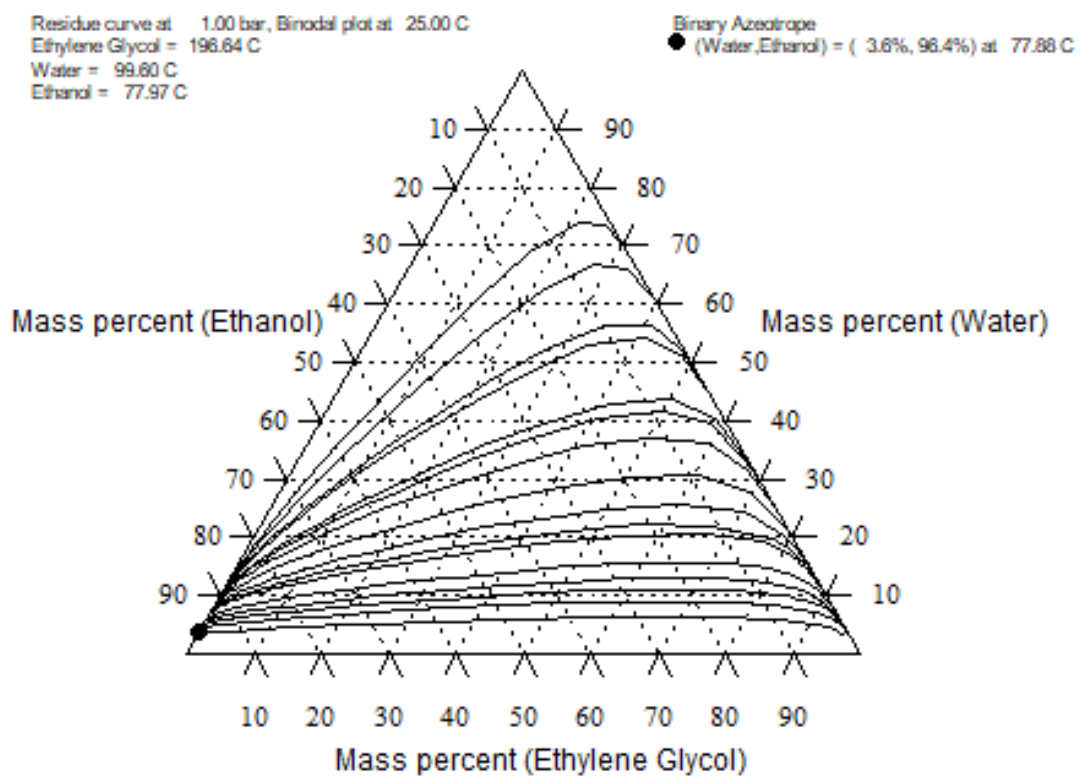
Slika 3.1. Prikaz izobarnog faznog dijagrama sustava etanol-voda dobivenog u ChemCAD-u



Slika 3.2. Prikaz faznog dijagrama sustava etanol-voda dobivenog u ChemCAD-u

3.2 Odabir otapala za dehidraciju bioetanola

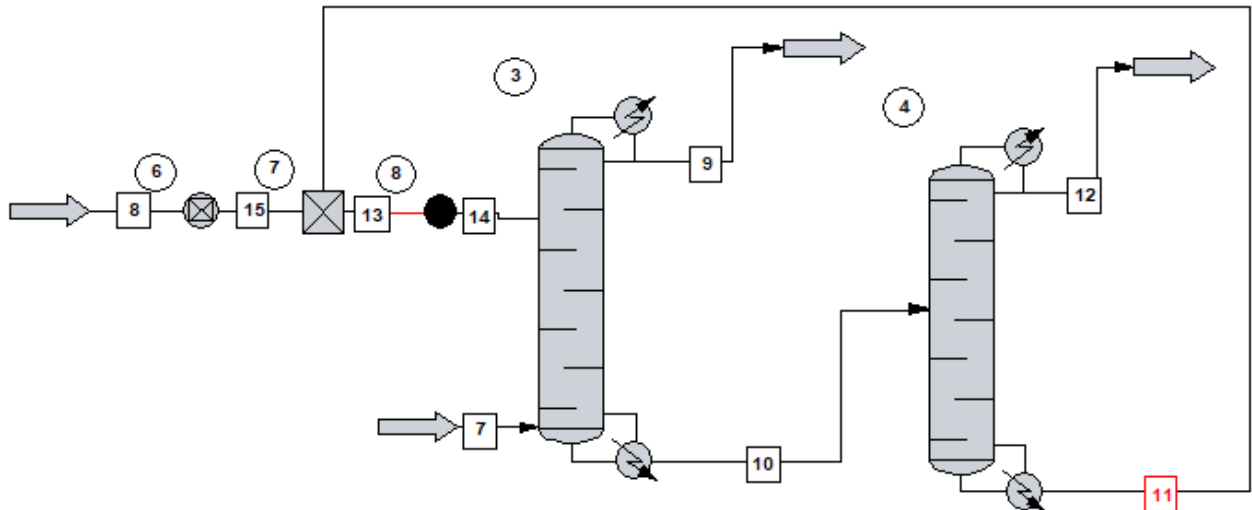
Kako bi se dobio bezvodni etanol potrebno je razbiti azeotrop koji se stvara sa vodom pri sastavu smjese od 96,4% etanola i 3,4% vode. To se može postići korištenjem pogodnog otapala koje tvori homogenu mješavinu sa azeotropnim komponentama. Otapalo mora imati znatno više vrelište od sastavnica smjese, ne smije biti reaktivno i treba uspješno tvoriti homogenu smjesu sa komponentama kako bi separacija bila uspješna. Potencijalni kandidati za otapalo u ovom slučaju su etilen glikol, glicerol, 1,3-diaminopentan, dietilentriamin¹³. S obzirom na povoljne specifikacije odabrano otapalo je etilen glikol koje je već uspješno korišteno u drugim istraživanjima ekstraktivne destilacije na ovom sustavu⁵. Na **slici 3.3.** je prikazan trokutni dijagram iz kojeg se vidi da postoji jedan binarni azeotrop i nema razdvajanja tekuće faze, što etilen glikol čini pogodnim otapalom za ovaj sustav.



Slika 3.3. prikaz trokutnog dijagrama sustava etilen glikol-voda-etanol

3.3 Simulacija osnovnog stanja

Prije projektiranja kolone s razdjelnom stijenkom potrebno je napraviti simulaciju konvencionalne kolone za ekstraktivnu destilaciju i procjenu koštanja osnovnog stanja kako bi se mogle vidjeti eventualne prednosti odabrane tehnike intenzifikacije procesa.



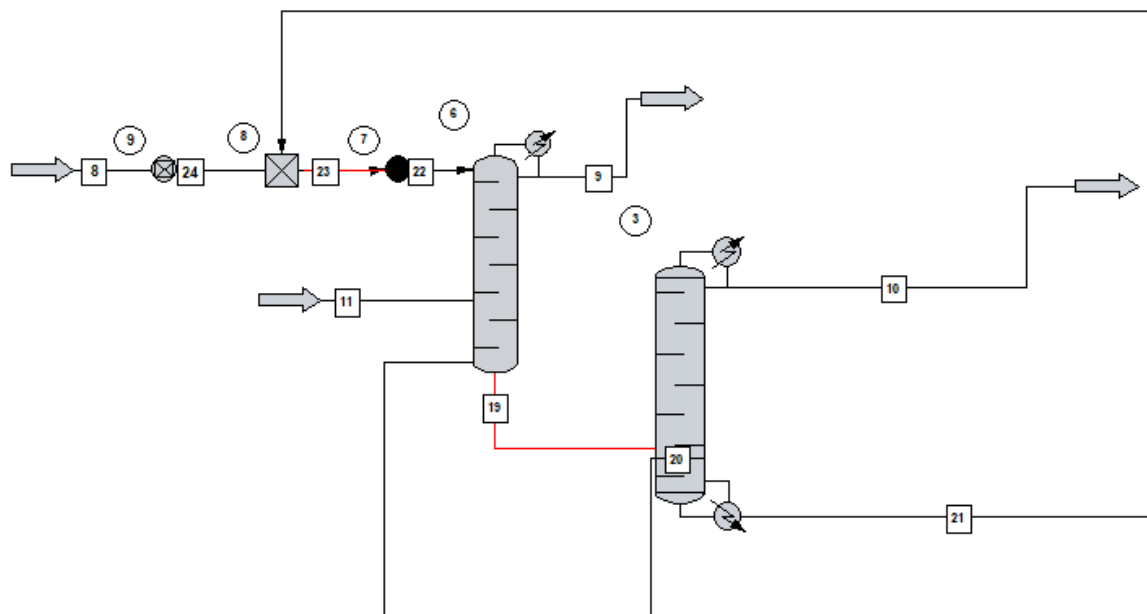
Slika 3.4. Prikaz direktnog niza za simulaciju osnovnog stanja ekstraktivne destilacije

Potrebno je odrediti optimalan broj ravnotežnih stupnjeva za obje kolone, odrediti stupanj na kojem se unosi otapalo, stupanj na kojem se u kolonu uvodi pojna smjesa, količinu otapala koje je potrebno za uspješno provođenje separacije. Za projektiranje kolona korišten je procesni simulator ChemCAD, a unutar programa korišteni su tzv. SCDS modeli destilacijskih kolona. Napravljena simulacija osnovnog stanja prikazana je na **slici 3.4.**

3.4 Simulacija kolone s razdjelnom stijenkom

Već je napomenuto da ne postoji neki jednostavni i provjereni način dizajna kolona s razdjelnim stijenkama. Postoje razne metode koje se koriste za projektiranje ovakvih kolona kao što su Beckerova¹⁴, Vmin dijagram metoda¹⁵ i druge. Budući da se u ovom slučaju radi o azeotropnom sustavu, nije moguće koristiti jednostavnije i relativno točne metode poput Vmin, nego se koristi metoda koju su predložili Amminudin i Smith¹⁶. Ova metoda zasniva se na specificiranju kvalitete produkata, a zatim se radi unazad kako bi se odredili parametri da se dosegne ta potrebna čistoća proizvoda. Nakon što simulacija konvergira i ostvarena je željena kvaliteta proizvoda, provode se analize osjetljivosti u svrhu optimizacije destilacijske kolone. Ideja je zadržati potrebne specifikacije proizvoda, a smanjiti potrošnju energije i operativne troškove kroz smanjenje protoka pare, ili smanjiti investicijske troškove kroz smanjenje broja stupnjeva potrebnih za separaciju.

Na **slici 3.5.** struje 19 i 23 crvene su boje, a razlog tome je što su odabrane kao *cut-stream* struje. Tim strujama je prije početka simulacije potrebno odrediti sastav i protok. Preko struje 23 namješta se protok i čistoća otapala potrebnog za separaciju, a preko struje 19 sastav u drugoj koloni, tj glavnoj koloni KRS-a. Dodatna oprema koja se nalazi u simulaciji su kontrolori *make-up* struje i jedinica za namještanje protoka otapala. Kada se dobiju odgovarajući rezultati kreće se u dimenzioniranje i procjenu koštanja kolone s razdjelnim stijenkama.



Slika 3.5. Prikaz simulacije prefrakcionatora i glavne kolone ekstraktivne destilacije korištenjem kolone s razdjelnom stijenkom

3.5 Dimenzioniranje i procjena troškova

Dimenzioniranjem se u pravilu dobivaju vrijednosti koje trebaju osigurati stabilan rad kolone. U slučaju kolona s razdjelnom stijenkom, dimenzioniranje ima dodatnu ulogu, a to je osiguravanje potrebnih protoka pare u pojedinim sekcijama. Raspodjela pare po sekcijama ovisi o otporu kojeg unutarnja oprema pruža strujanju pare, pri odgovarajućem opterećenju kapljevinom, a potrebno je ostvariti jednake padove tlaka kroz sve sekcije kolone. Također ovisi i o položaju stijenke, za čije je određivanje ključno precizno odrediti padove tlaka u koloni.

Kao i svaka druga kolona i KRS-ovi mogu biti ispunjeni pliticama ili punilima, no češće se koriste kolone ispunjene punilima, kao što je to slučaj i u ovom radu.

Kako bi dimenzionirali kolone potreban je konvergirani profil kolone dobiven simulacijom u stacionarnom stanju iz kojeg se dobivaju podaci o protocima i svojstvima pare i kapljevine na ulazima i izlazima iz sekcija, a promjer kolona se određuje tako da najveće opterećenje parom ne prelazi 80% kapaciteta plavljenja.

3.5.1 Delft metoda procjene pada tlaka strukturiranog punila

Delft metoda¹⁷ je prediktivni model u kojem nije potrebno poznavati parametre specifične za pojedini tip punila, već se predviđanje visine ekvivalentne teorijskom stupnju (eng. HETP – *Height Equivalent to Theoretical Plate*) i pada tlaka temelje na dimenzijama korugiranih ploča (slika 3.6.) koje čine osnove građevne elemente strukturiranog punila. Ovaj prediktivni model

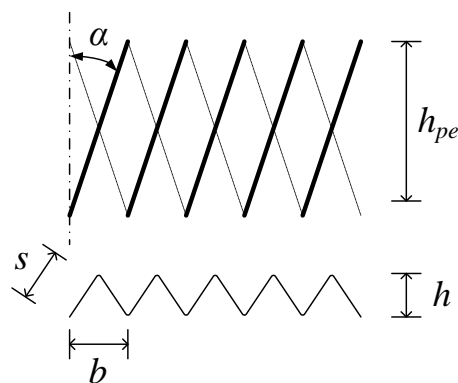
razvili su Olujić i suradnici, a umjesto masenih protoka, u ovom modelu koristi se faktor opterećenja parom F_G , također poznat kao i F -faktor. Sve korelacije preuzete su iz literature^{10,18,19}.

Visina sloja punila h_{pb} računa se iz:

$$h_{pb} = n_{pe} * h_{pe} \quad (3.1)$$

Gdje je n_{pe} broj slojeva punila, a h_{pe} visina pojedinog elementa ili sloja punila.

Kao što je već napomenuto, iz geometrijskih značajki korugiranog strukturiranog punila koje su prikazani na **slici 3.6.** možemo dobiti sve potrebne ulazne parametre za model.



Slika 3.6. Geometrijske značajke korugiranog strukturiranog punila

Duljina trokutastog kanala za prolaz pare u pakirajućem elementu punila $l_{G,pe}$, i u cijelom sloju punila $l_{G,pb}$, dana je u jednadžbama (3.2.) i (3.3.).

$$l_{G,pe} = \frac{h_{pe}}{\sin \alpha} \quad (3.2)$$

$$l_{G,pb} = n_{pe} * l_{G,pe} = \frac{h_{pe}}{\sin \alpha} \quad (3.3)$$

Gdje je h_{pe} visina pojedinog elementa punila, a α kut nagiba korugacije prema osi kolone.

Duljina stranice korugacije s opisana je sljedećom jednadžbom:

$$s = \sqrt{\frac{b^2}{4} + h^2} \quad (3.4)$$

Gdje je b duljina baze korugacije, a h visina korugacije što je vidljivo na **slici 3.6.**

Instalirana specifična površina punila a_p i udio poprečnog presjeka kanala V-oblika kojeg zauzima film kapljevine računaju se iz duljine stranice korugacije s , duljine baze b i visine korugacije h na sljedeći način:

$$a_p = \frac{4s}{bh} \quad (3.5)$$

$$\varphi = \frac{2s}{b+2s} \quad (3.6)$$

Prosječne brzine pare, u_{Gs} , i kapljevine u_{Ls} računaju se iz:

$$u_{Gs} = \frac{4M_L}{\rho_G \pi d_c^2} = \frac{F_G}{\sqrt{\rho_G}} \quad (3.7)$$

$$u_{Ls} = \frac{4M_G}{\rho_L \pi d_c^2} \quad (3.8)$$

Gdje je M maseni protok, ρ gustoća, d_c promjer kolone, F_G faktor kapaciteta za paru, a indeksi označavaju parnu (G) ili kapljevitu fazu (L).

Efektivni kut toka kapljevine α_L ovisi o kutu nagiba korugacije α , a računa se kako je prikazano u jednadžbi (3.9).

$$\alpha_L = \arctan \left[\frac{\cos(90-\alpha)}{\sin(90-\alpha) \cos \left[\arctan \left(\frac{b}{2h} \right) \right]} \right] \quad (3.9)$$

Srednja debljina filma kapljevine δ računa se iz:

$$\delta = \left(\frac{3\mu_L u_{Ls}}{\rho_L g a_p \sin \alpha_L} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (3.10)$$

gdje je μ_L viskoznost kapljevine.

Zadržavanje kapljevine u sloju punila h_L računa se kao umnožak srednje debljine filma δ i specifične površine pakiranja a_p .

$$h_L = \delta a_p \quad (3.11)$$

Hidraulički promjer trokutastog kanala za protok para d_{hG} računa se koristeći debljinu filma δ i geometrijske značajke korugiranog strukturiranog punila:

$$d_{hG} = \frac{\frac{(bh-2\delta s)^2}{bh}}{\left[\left(\frac{bh-2\delta s}{2h} \right)^2 + \left(\frac{bh-2\delta s}{b} \right)^2 \right]^{0,5} + \frac{bh-2\delta s}{2h}} \quad (3.12)$$

Efektivni i relativni Reynoldsovi brojevi za parnu fazu, određuju se preko efektivne brzine pare i kapljevine, te slobodnog volumena punila ε .

$$u_{Ge} = \frac{u_{Gs}}{(\varepsilon - h_L) \sin \alpha} \quad (3.13)$$

$$u_{Le} = \frac{u_{Ls}}{\varepsilon h_L \sin \alpha_L} \quad (3.14)$$

$$\text{Re}_{\text{Ge}} = \frac{\rho_{\text{G}} u_{\text{Ge}} d_{\text{hG}}}{\mu_{\text{G}}} \quad (3.15)$$

$$\text{Re}_{\text{Gre}} = \frac{\rho_{\text{G}} (u_{\text{Ge}} + u_{\text{Le}}) d_{\text{hG}}}{\mu_{\text{G}}} \quad (3.16)$$

Specifični pad tlaka punila za cijelo radno područje $\left(\frac{\Delta p}{\Delta z}\right)$ određuje se iz:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta z}\right) = \left(\frac{\Delta p}{\Delta z}\right)_{\text{pr.ak.}} F_{\text{ak}} \quad (3.17)$$

Gdje je $\left(\frac{\Delta p}{\Delta z}\right)_{\text{pr.ak.}}$ specifični pad tlaka u području prije točke akumulacije, a F_{ak} faktor povećanja pada tlaka u području akumulacije:

$$F_{\text{ak}} = 3,8 \left(\frac{F_{\text{G}}}{F_{\text{G,ip}}}\right)^{\frac{2}{\sin \alpha}} \left(\frac{u_{\text{Ls}}^2}{\varepsilon^2 g d_{\text{hG}}}\right)^{0,13} \quad (3.18)$$

F -faktor $F_{\text{G,lp}}$ u točki prijelaza u područje akumulacije za konstantno opterećenje kapljevina, odnosno kad sloj punila ne radi u uvjetima totalnog refluksa pa vrijedi $L/V \neq 1$ opisuje se sljedećom jednačinom.

$$F_{\text{G,lp}} = \left[0,053 \varepsilon^2 g d_{\text{hG}} \left(\frac{\rho_{\text{L}} - \rho_{\text{G}}}{\rho_{\text{G}}}\right) \left(u_{\text{Ls}} \sqrt{\frac{\rho_{\text{L}}}{\rho_{\text{G}}}}\right)^{-0,25} (\sin \alpha_{\text{DC}})^{1,24} \right]^{0,57} \sqrt{\rho_{\text{G}}} \quad (3.19)$$

Gdje je α_{DC} kut promjene u smjeru toka strujanja pare za nova strukturirana punila od korugiranih ploča opisan jednačinom:

$$\alpha_{\text{DC}} = \frac{\alpha + 90^\circ}{2} \quad (3.20)$$

Ukupni pad tlaka u području prije točke akumulacija je suma doprinosa padu tlaka uslijed interakcija para/kapljevina, Δp_{GL} , i para/para Δp_{GG} , te pada tlaka uslijed promjene smjera strujanja između dva elementa sloja punila, Δp_{DC} .

$$\Delta p_{\text{pr.ak.}} = \Delta p_{\text{GL}} + \Delta p_{\text{GG}} + \Delta p_{\text{DC}} = (\zeta_{\text{GL}} + \zeta_{\text{GG}} + \zeta_{\text{DC}}) \frac{\rho_{\text{G}} u_{\text{Ge}}^2}{2} \quad (3.21)$$

Interakcijski koeficijenti para-kapljevina, ζ_{GL} , para-para ζ_{GG} i koeficijent otpora uslijed promjene smjera strujanja ζ_{DC} računaju se iz:

$$\zeta_{\text{GL}} = \varphi \xi_{\text{GL}} \frac{h_{\text{pb}}}{d_{\text{hG}} \sin \alpha} \quad (3.22)$$

$$\xi_{\text{GL}} = \left\{ -2 \log \left[\frac{\delta/d_{\text{hG}}}{3,7} - \frac{5,02}{\text{Re}_{\text{Gre}}} \log \left(\frac{\delta/d_{\text{hG}}}{3,7} + \frac{14,5}{\text{Re}_{\text{Gre}}} \right) \right] \right\}^{-2} \quad (3.23)$$

$$\zeta_{\text{GG}} = (1 - \varphi) \xi_{\text{GG}} \frac{h_{\text{pb}}}{d_{\text{hG}} \sin \alpha} \quad (3.24)$$

$$\xi_{GG} = 0,722(\cos \alpha)^{3,14} \quad (3.25)$$

$$\zeta_{DC} = \frac{h_{pb}}{h_{pe}} (\xi_{sloj} + \psi \xi_{zid}) \quad (3.26)$$

Gdje su ξ_{GL} i ξ_{GG} faktori trenja para-kapljevina i para-para, ξ_{sloj} faktor trenja u kanalima u masi punila, ξ_{zid} faktor trenja za promjenu smjera strujanja u području zida, a ψ udio kanala za protok pare koji završavaju na stijenci kolone koji se računa:

$$\psi = \frac{2h_{pe}}{\pi d_c^2 \tan \alpha} \left(d_c^2 - \frac{h_{pe}^2}{\tan^2 \alpha} \right)^{0,5} + \frac{2}{\pi} \arcsin \left(\frac{h_{pe}}{d_c \tan \alpha} \right) \quad (3.27)$$

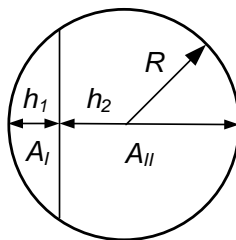
$$\xi_{zid} = \frac{4092u_{LS}^{0,31} + 4715(\cos \alpha_{DC})^{0,445}}{Re_{Ge}} + 34,19u_{LS}^{0,44} (\cos \alpha_{DC})^{0,779} \quad (3.28)$$

Kao kriterij za izračun promjera kolone uzeto je u obzir da na kritičnom mjestu u koloni kapacitet na prelazi 80% kapaciteta plavljenja, što u Delft modelu odgovara točki akumulacije. Ukoliko kriterij nisu zadovoljeni povećava se površina poprečnog presjeka i na taj način se smanjuje kapacitet plavljenja. Ovaj sustav jednadžbi rješavan je pomoću programskog paketa Excel.

Ekvivalentna površina u raspodijeljenim sekcijama računa se na način da se promjer kolone fiksira, a mijenjaju se udaljenosti od plašta do razdjelne stijenke tako da padovi tlakova u pojedinim sekcijama kolone budu jednaki, nakon čega se izračunaju površine kružnih isječaka pomoću:

$$\theta_i = 2 \arccos \frac{(R-h_i)}{R} \quad (3.29)$$

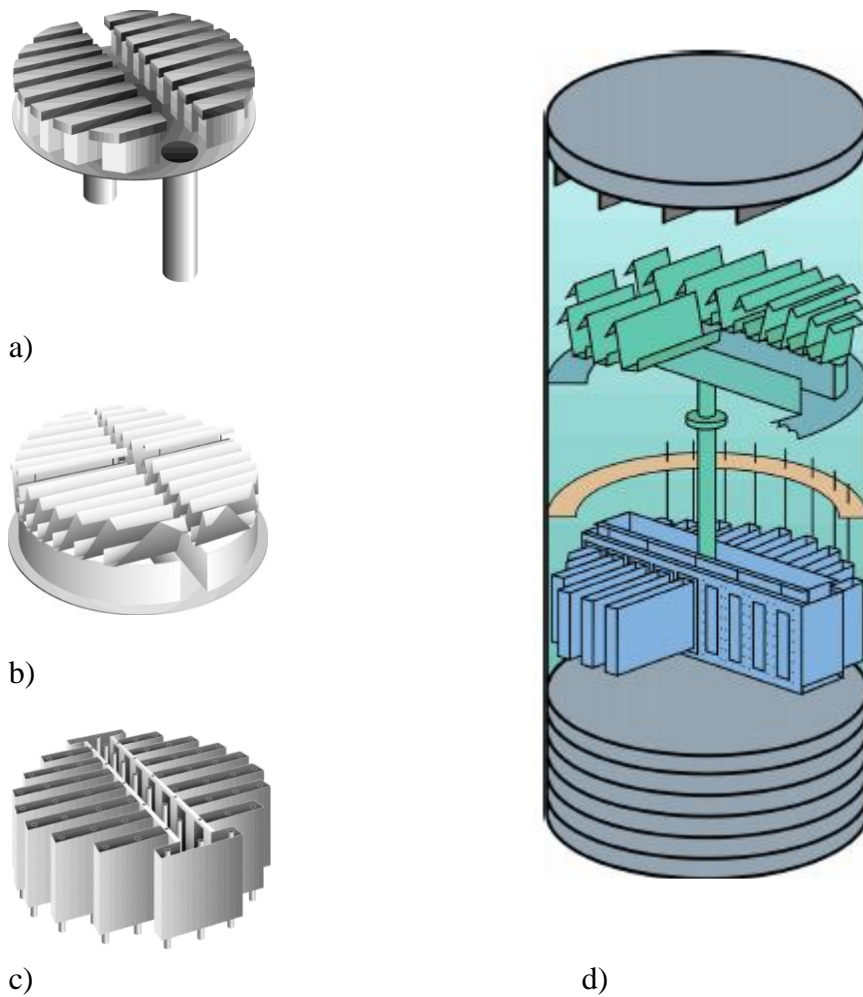
$$A_i = \frac{R^2}{2} (\theta_i - \sin \theta_i) \quad (3.30)$$



Slika 3.7. mjere kružnih isječaka KRS-a u razdijeljenim stijenkama¹⁰

3.5.2 Model procjene pada tlaka unutarne opreme koristeći Rix-Olujić metodu

Ovaj model opisan je za najčešće tipove sabirnika i razdjelnika, od kojih su sabirnici tipa chevron (eng. *Chevron Collector* – CC) i sabirnik u obliku plitice s kanalima za prolaz pare (eng. *Chimney Tray* – CT), koji se koristi u slučaju kada su opterećenja kapljevinoom iznad 20 m³/m². Korišteni tip razdjelnika je gravitacijski razdjelnik kapljevine s uskim kanalima (NT). Sva unutarnja oprema prikazana je na slici 3.8.



Slika 3.8 Prikaz korištene unutarnje opreme, CT sabirnik (a), CC sabirnik (b), NT razdjelnik (c) i sekcija s CC sabirnikom i NT razdjelnikom (d)¹⁰

Pad tlaka, općenito se opisuje preko sljedeće jednadžbe^{10,18}:

$$\Delta p = \zeta \frac{F_G^2}{2\varphi^2} \quad (3.31)$$

Gdje je ζ efektivni koeficijent otpora, F_G je F -faktor, a φ je relativna slobodna površina. F -faktor računa se iz prosječne brzine strujanja u_{Gs} i iz gustoće pare ρ_G na način da se za svaku sekciju podesi protok pare, pa se zatim računaju padovi tlaka slojeva punila.

$$F_G = u_{Gs}\sqrt{\rho_G} \quad (3.32)$$

Koeficijenti otpora CC i CT sabirnika te razdjelnika kapljevine NT računaju se:

$$\zeta_{CC} = 1,5[2,5 - 2,5\varphi] \quad (3.33)$$

$$\zeta_{CT} = 1,2[1 + 2,5(1 - \varphi)] \quad (3.34)$$

$$\zeta_{NT} = 1,2[1,5 - \varphi(2,5 - \varphi)] \quad (3.35)$$

Kako bi se ostvarili željeni protoci pare u pojedinoj sekciji kolone podešava se slobodna površina sabirnika jer im je pad tlaka veći nego u slučaju razdjelnika. Slobodna površina sabirnika varira između 0,05 i 0,30, a ideja je izjednačiti padove tlaka u pojedinim sekcijama. Svi proračuni rađeni su unutar Excela.

3.5.3 Procjena ukupnih godišnjih troškova

Za procjenu isplativosti KRS-a u odnosu na konvencionalne metode računati su ukupni godišnji troškovi (eng. *Total Annualised Costs – TAC*). Procjena se radi na način da se zbrajaju pogonski troškovi i troškovi opreme kroz određeni životni vijek postrojenja od 10 godina, tako da se na godišnjoj razini uzmu troškovi rada postrojenja i 10% ukupne vrijednosti instalirane opreme.

U kondenzatorima se kao rashladni medij koristila rashladna voda, temperature 25 °C i dozvoljenog porasta temperature 8 °C tj. do 33 °C, cijene 0,03 \$/t. Isparivači korišteni pri dimenzioniranju su izvedeni kao procesne peći na loživo ulje, ogrjevne vrijednosti 40190,0 MJ/t i cijene 130 \$/t.

Procjena troškova unutarnje, vanjske opreme i plašteva kolona računa se koristeći vrijednosti *Marshall & Swift Equipment Cost* indeksa iz 2009. godine koji iznosi 1468,6, a korištene korelacije preuzete su iz literature^{20,10}. Unutarnja oprema podrazumijeva punila i za osnovno stanje i za KRS kako bi usporedba bila bolja. Osim punila u unutarnju opremu ulaze i nosači punila, sabirnici te razdjelnici kapljevine. Vanjsku opremu čine kondenzatori i isparivači, a cijena plašta $C_{\text{plašt}}$ koji je u ovom slučaju od ugljičnog čelika određuje se posebno preko sljedeće korelacije:

$$C_{\text{plašt}} = \left(\frac{1468,6}{280}\right) d_c^{1,066} h_{C,t-t}^{0,802} f_p \quad (3.36)$$

Gdje je d_c promjer kolone, $h_{C,t-t}$ je tangencijalna visina bez podnica, a f_p je faktor koji ovisi o radnom tlaku koji u slučajevima gdje su tlakovi manji od 3,5 bara iznosi $f_p = 3966,2$.

Kondenzatori i isparivači računaju se iz koeficijenta koji ovisi o izvedbi, C_{tip} , za kondenzator iznosi 1609,13 dok za kotlaste isparivače iznosi 1775,26 i površine potrebne za prijenos topline A .

$$C_{kond.ili\ isparivač} = C_{tip} \left(\frac{1468,6}{280} \right) A^{0,65} \quad (3.37)$$

Cijena instalacije procesne peći C_{reb} računa se iz:

$$C_{reb} = \left(\frac{1468,6}{280} \right) 14390,71 Q^{0,82} (1,23 + f_t + f_m + f_p) \quad (3.38)$$

gdje je Q toplinska dužnost isparivača izražena u MW, f_t korekcijski faktor za izvedbu peći, f_m korekcijski faktor koji uzima u obzir konstrukcijski materijal, a f_p korekcijski faktor za radni tlak. U ovom slučaju f_t iznosi $f_t = 0$ jer je cilindrična peć, $f_m = 0$ za ugljični čelik, a $f_p = 0$ jer se radi o destilaciji na atmosferskom tlaku koji je manji od 34 bara.

Procjena cijene strukturiranih punila i unutarnje opreme ne radi se preko korelacija nego se za procjenu koštanja koriste cijene odobrene od strane J. Montz, GmbH, a te cijene dane su u tablici. Budući da su ove cijene za konvencionalne kolone, za KRS-ove se cijene zbog kompleksnosti konstrukcije uvećavaju za faktor 1,2. Cijena strukturiranog punila računa se s obzirom na specifičnu površinu punila. Ukupna cijena se dobiva množenjem nabavne cijene sa faktorom 4.

Tablica 3.1 Cijene unutarnje opreme kolone sa strukturiranim punilom po preporuci J.Montz GmbH

Unutarnja oprema	Jedinična cijena
Strukturirano punilo (350 m ² /m ³)	2800 US\$/m ³
Razdjelnik kapljevine	4000 US\$/m ²
Sabirnik kapljevine	2000 US\$/m ²
Nosači punila	800 US\$/m ²

Ukupni godišnji trošak TAC računa se zbrajanjem pogonskih $C_{pogonski}$ i investicijskih $C_{investicijski}$ troškova podijeljenjih sa brojem godina rada postrojenja n koji je u ovom slučaju iznosi $n = 10$.

$$TAC = C_{pogonski} + \frac{C_{investicijski}}{n} \quad (3.39)$$

Usporedba troškova osnovnog stanja i KRS-a napravi se na način da se izračunaju apsolutna razlika i postotna promjena u investicijskim i pogonskim troškovima, kao i za TAC.

$$\text{apsolutna razlika} = |V_1 - V_2| \quad (3.40)$$

$$\text{postotna promjena} = \left| \frac{V_1 - V_2}{V_1} \right| 100\% \quad (3.41)$$

Gdje je V_1 cijena za konvencionalnu kolonu, dok je V_2 cijena kolone s razdjelnom stijenkom.

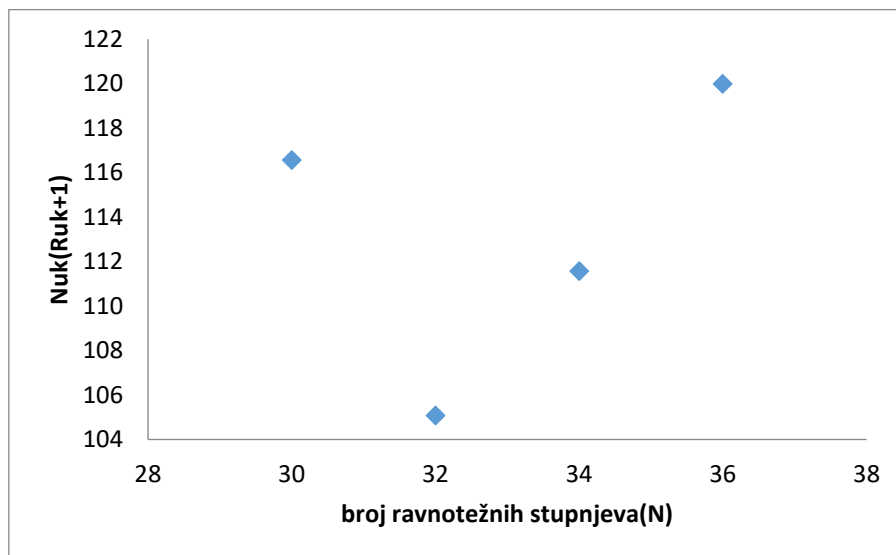
4 REZULTATI I RASPRAVA

4.1 Rezultati simulacije osnovnog stanja

U ovom dijelu opisani su rezultati dobiveni simulacijom osnovnog stanja, zatim su izračunati pogonski i investicijski troškovi kako bi se mogla napraviti usporedba sa rezultatima dobivenim iz simulacije kolone sa razdjelnom stijenkom.

4.1.1 Optimizirana simulacija osnovnog stanja

Kako bi se uspješno simuliralo osnovno stanje, odnosno niz prikazan na **slici 3.4**, potrebno je odrediti ulazne veličine kao što su tlak, broj stupnjeva u obje kolone, stupanj na kojem se uvode pojna smjesa i otapalo, protok otapala s obzirom na protok pojne smjese. Nakon što simulacija konvergira, kreće se u optimizaciju sustava kako bi rezultati bili što realniji i bolji za usporedbu. Optimalan broj ravnotežnih stupnjeva u glavnoj koloni određuje se s funkcijom cilja $N \cdot (R+1)$ i traži se minimum. Uzete vrijednosti su $0,9 \cdot N$, $1 \cdot N$, $1,1 \cdot N$ te $1,2 \cdot N$. Kao što je vidljivo na **slici 4.1** optimalan broj kolona je 32. Prikazani su i profili komponenata etanola, vode i etilen glikola kao i relativna hlapljivost vode i etilen glikola prema etanolu na **slikama 4.2 – 4.5**. Sve ulazne veličine, procesni parametri, specifikacije proizvoda i rezultati dani su u tablicama 4.1.-4.4.



Slika 4.1. Prikaz funkcije cilja u ovisnosti o broju ravnotežnih stupnjeva N

Tablica 4.1. Korištene ulazne veličine

Ulazne veličine		
Broj stupnjeva u koloni		
kolona 1	[-]	18
kolona 2	[-]	14
Pojni stupanj sirovine		
kolona 1	[-]	12
kolona 2	[-]	9
Pojni stupanj otapala		
kolona 1	[-]	4
kolona 2	[-]	-
Radni tlak kolone		
kolona 1	[bar]	1
kolona 2	[bar]	1
Sastav pojne smjese		
etanol	[mas. %]	94
voda	[mas. %]	6
Protok		
pojna smjesa	[kmol/h]	100
otapalo	[kmol/h]	90

Tablica 4.2. Korišteni procesni parametri

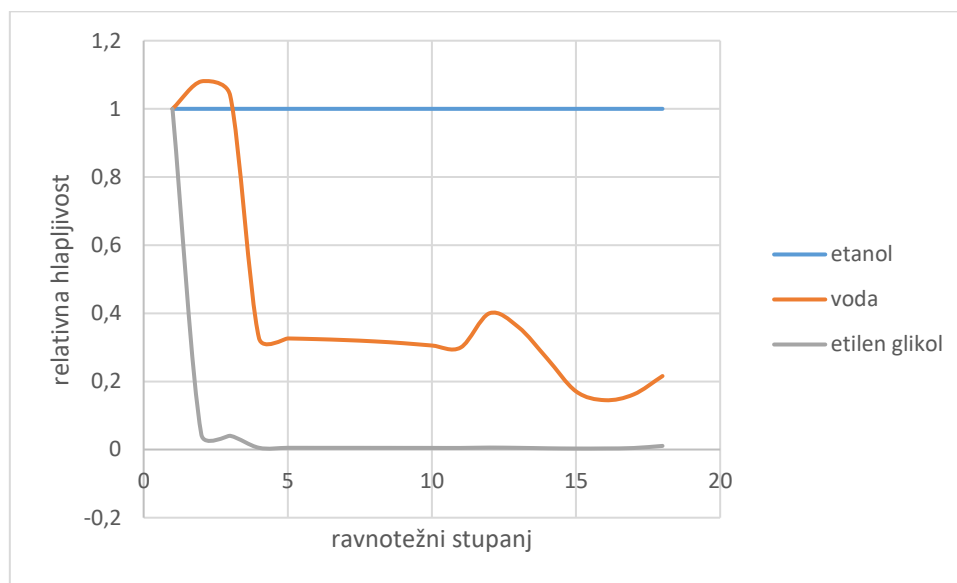
Procesni parametri		
Temperatura ulaza u kolonu		
kolona 1	[°C]	25
kolona 2	[°C]	158
Temperatura ulaza otapala		
kolona 1	[°C]	194
Temperatura vrha kolone		
kolona 1	[°C]	78
kolona 2	[°C]	99
Temperatura dna kolone		
kolona 1	[°C]	158
kolona 2	[°C]	195
Refluksni omjer		
kolona 1	[-]	1,434
kolona 2	[-]	0,610

Tablica 4.3. Specifikacija dobivenih proizvoda

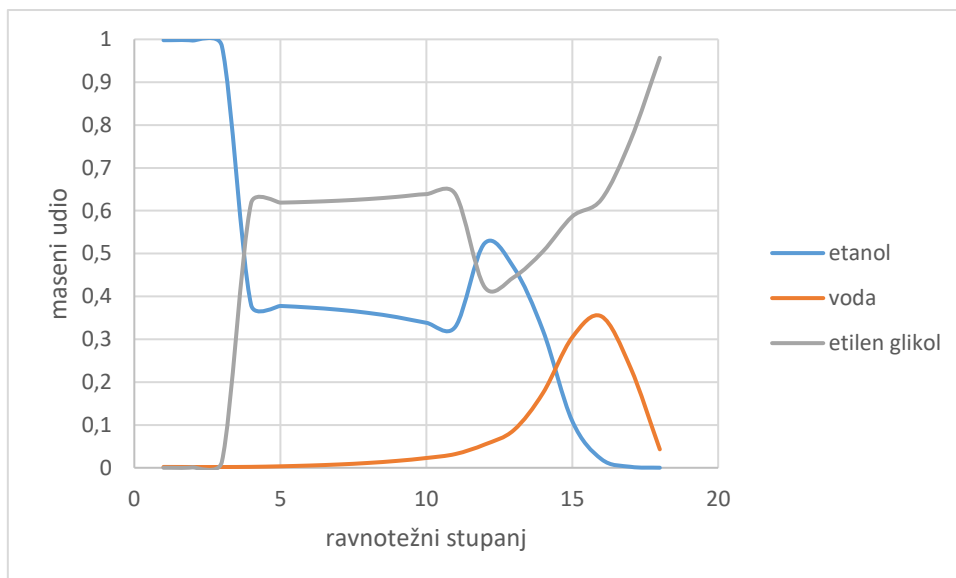
Specifikacija proizvoda		
Čistoća etanola		
vrh prve kolone	[mas.%]	99,8
Protok etanola		
ulaz u kolonu 1	[kmol/h]	86
izlaz na vrhu prve kolone	[kmol/h]	85,98
Regeneracija etanola		
kolona 1	[mas.%]	99,99%
Protok etilen glikola		
ulaz u prvu kolonu	[kmol/h]	90
izlaz iz druge kolone	[kmol/h]	89,9
Regeneracija etilen glikola		
kolona 2	[mas.%]	99,9%

Tablica 4.4. Dobiveni rezultati simulacije

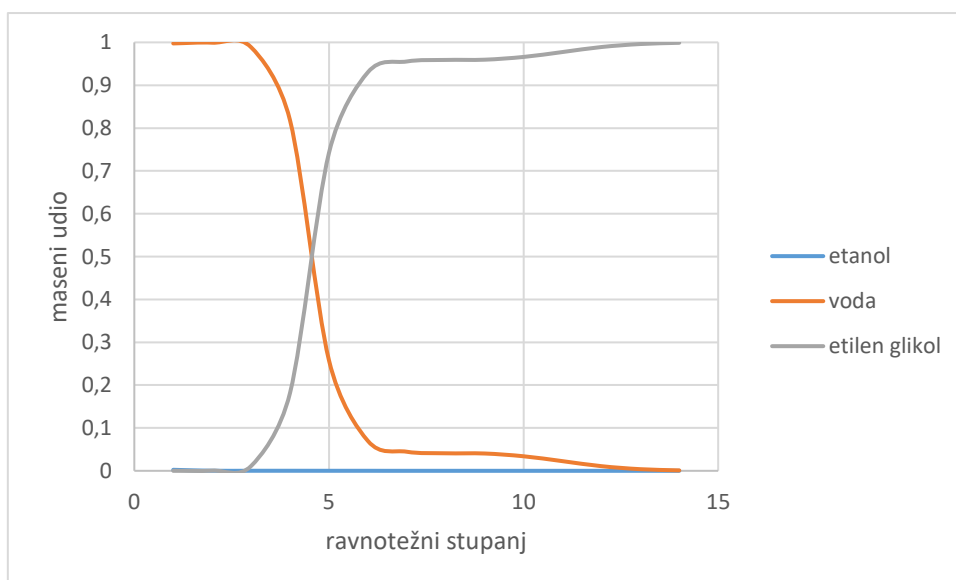
Rezultati		
Toplinska dužnost kondenzatora		
kolona 1	[MW]	-2,261
kolona 2	[MW]	-0,248
Ukupno		-2,509
Toplinska dužnost isparivača		
kolona 1	[MW]	2,284
kolona 2	[MW]	0,409
		2,693
Čistoća proizvoda		
etanol	[mas.%]	99,8
etilen glikol	[mas.%]	99,9



Slika 4.2. Prikaz relativne hlapljivosti komponenata prema etanolu prve kolone

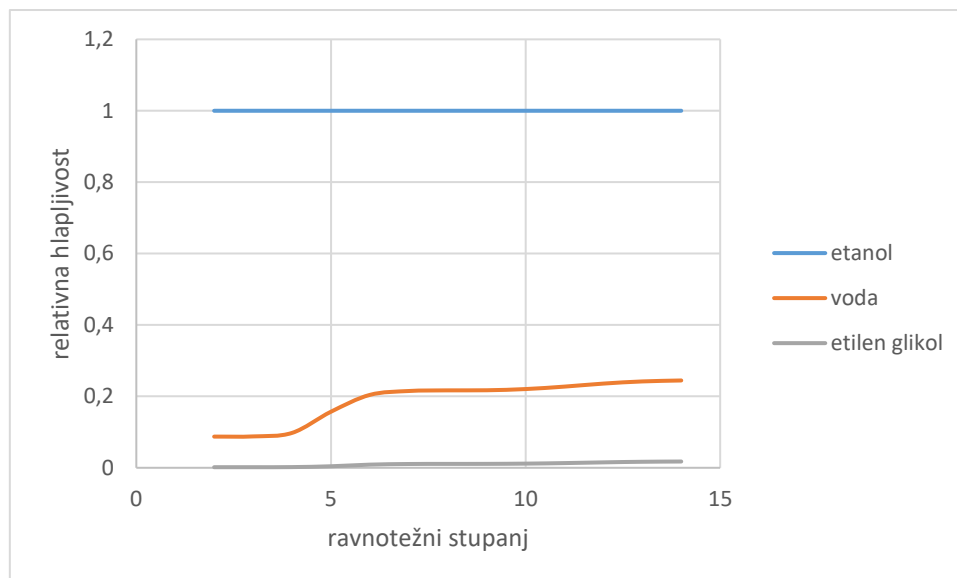


Slika 4.3. Prikaz masenih udjela komponenata po ravnotežnom stupnju prve kolone



Slika 4.4. Prikaz masenih udjela komponenata po ravnotežnom stupnju druge kolone

Iz profila je vidljiv sastav na svakom ravnotežnom stupnju, a služi i u svrhu optimizacije, jer se na profilima može zaključiti koji broj ravnotežnih stupnjeva bitno ne utječe na separaciju. Na taj način se može smanjiti broj ravnotežnih stupnjeva u koloni i ostvariti dodatne uštede prilikom proizvodnje. Iz grafova relativnih hlapljivosti na **slikama 4.2 i 4.5** može se vidjeti koliko je lagano ili teško provesti određenu separaciju. Tako da se na mjestima gdje je relativna hlapljivost bliska ne provodi separacija, a što je veća razlika u koeficijentima hlapljivosti, to je lakše provesti željeno razdvajanje.



Slika 4.5. Prikaz relativnih hlapljivosti komponenata prema etanolu po ravnotežnim stupnjevima u drugoj koloni

Sastav izlaznih struja i njihove karakteristike mogu se očitati iz **tablice 4.5**.

Tablica 4.5 Sastav izlaznih struja osnovnog stanja i njihove karakteristike

Ime struje	Pojenje	Otapalo	Vrh kolone 1.	Vrh kolone 2.	Dno kolone 2.
Temperatura [°C]	25	194	78	99	195
Tlak [bar]	1	1	1	1	1
Entalpija [MW]	-7,74	-10,71	-6,48	-1,06	-10,71
Protok [kmol/h]	100,00	90,00	86,42	13,58	90,00
Protok [kg/h]	4214	5572	3969	245	5572
Komponenta	Maseni udio [%]				
etanol	94,00	-	99,80	0,24	-
voda	6,00	0,10	0,20	99,76	0,10
etilen glikol	-	99,90	-	-	99,90

4.1.2 Procjena operativnih troškova

Kako bi se moglo izgraditi postrojenje i početi proizvodnja, potrebno je procijeniti cijenu proizvodnje i njenu isplativost. Procjena godišnjih pogonskih troškova oba kondenzatora dana je u **tablicama 4.6 i 4.7**, a procjena pogonskih troškova isparivača izračunata je u **tablicama 4.8 i 4.9**.

Tablica 4.6. Ulazne veličine i rezultati procjene pogonskih troškova kondenzatora prve kolone

Ulazne veličine			Rezultati		
Q_c	[MW]	-2,26	$A_{\text{teorijska}}$	[m ²]	77,76
T_{rv}^{ulaz}	[°C]	25	A_{realna}	[m ²]	89,42
T_{rv}^{izlaz}	[°C]	33	F_{rv}	[t h ⁻¹]	243,43
Faktor sigurnosti	[%]	15	C_{pogonski}	[\$ h ⁻¹]	7,30
C_{rv}	[\$ t ⁻¹]	0,03		[\$ godina ⁻¹]	60775

367

Tablica 4.7. Ulazne veličine i rezultati procjene pogonskih troškova kondenzatora druge kolone

Ulazne veličine			Rezultati		
Q_c	[MW]	-0,25	$A_{\text{teorijska}}$	[m ²]	4,53
T_{rv}^{ulaz}	[°C]	25	A_{realna}	[m ²]	5,21
T_{rv}^{izlaz}	[°C]	33	F_{rv}	[t h ⁻¹]	26,69
Faktor sigurnosti	[%]	15	C_{pogonski}	[\$ h ⁻¹]	0,80
C_{rv}	[\$ t ⁻¹]	0,03		[\$ godina ⁻¹]	6663

Gdje je Q_c toplinska dužnost kondenzatora, T_{rv}^{ulaz} i T_{rv}^{izlaz} su temperature rashladne vode na ulazu i izlazu. C_{rv} označava cijenu rashladne vode, C_{pogonski} označava operativne troškove po satu i po godini, $A_{\text{teorijska}}$ i A_{realna} označavaju površinu potrebnu za izmjenu topline, a F_{rv} je protok rashladne vode.

Tablica 4.8. Ulazne veličine i rezultati procjene pogonskih troškova isparivača prve kolone

Ulazne veličine			Rezultati		
Q_r	[MW]	2,28	$F_{loz\ ulje}$	[t h ⁻¹]	0,273
	[MJ h ⁻¹]	8222	$C_{pogonski}$	[\$ h ⁻¹]	35,49
$H_{loz\ ulje}$	[MJ t ⁻¹]	40190		[\$ godina ⁻¹]	295348
η	[-]	0,75			
$C_{loz\ ulje}$	[\$ t ⁻¹]	130			

Simbol Q_r označava toplinsku dužnost isparivača, $H_{loz\ ulje}$ je ogrjevna vrijednost loživog ulja, η je iskoristivost peći, a $F_{loz\ ulje}$ je potrošnja loživog ulja po satu.

Tablica 4.9. Ulazne veličine i rezultati procjene pogonskih troškova isparivača druge kolone

Ulazne veličine			Rezultati		
Q_r	[MW]	0,41	$F_{loz\ ulje}$	[t h ⁻¹]	0,049
	[MJ h ⁻¹]	1474	$C_{pogonski}$	[\$ h ⁻¹]	6,37
$H_{loz\ ulje}$	[MJ t ⁻¹]	40190		[\$ godina ⁻¹]	53011
η	[-]	0,75			
$C_{loz\ ulje}$	[\$ t ⁻¹]	130			

4.1.3 Procjena investicijskih troškova

U investicijske troškove ubrajaju se izrada i postavljanje kolone, stavljanje punila i unutarnje opreme, kao i izrada i ugradnja kondenzatora i isparivača. U simulaciji osnovnog stanja su dvije kolone od koji jedna ima 18 ravnotežnih stupnjeva dok je u drugoj 14. Obje kolone su punjene strukturiranim punilima Montzpak B1-350MN, što bi značilo da punilo ima geometrijsku površinu 350 m²/m³. U cijenu ulazi i unutarnja oprema, za svaku sekciju treba osigurati sabirnik i razdjelnik kapljevine. Visina pojedine sekcije računa se tako da se broj stupnjeva pomnoži sa visinom ekvivalentnom jednom ravnotežnom stupnju HETP koji ovdje iznosi 0,4 m. Za vrh kolone ostavljeno je 2 m, a za dno 3m. Kako bi omogućilo mjesto za instalaciju sabirnika i razdjelnika između svake sekcije ostavljeno je 1,8 m. Promjer kolone računa se na način da se uzima promjer najšire sekcije unutar svake kolone, a da se pritom ne prelazi više od 80% kapaciteta plavljenja kolona parom. Svi relevantni podaci dani su u **tablici 4.10**.

Tablica 4.10 Karakteristike kolona osnovnog stanja

Karakteristike		Kolona 1	Kolona 2
Promjer plašta	[m]	1,2	0,5
Visina plašta	[m]	14	14,2
Broj slojeva punila	[-]	1	2
Broj raspodjelnika	[-]	1	2
Broj sabirnika	[-]	1	2
Broj nosača punila	[-]	1	2

Kako je i navedeno u teoretskom dijelu, korišteni kondenzatori dimenzionirani su kao snop cijevi u plaštu, pa je iz korelacije (3.37) izračunata cijena kupnje i postavljanja. Isparivači su procesne peći zbog visokih temperatura na dnu obje kolone. Procjena investicijskih, operativnih i godišnjih troškova dana je u **tablici 4.10**.

Tablica 4.10. Procjena investicijskih, pogonskih i ukupnih godišnjih troškova osnovnog stanja za obje kolone

Kolona 1		Kolona 2	
Investicijski troškovi, \$		Investicijski troškovi, \$	
Plašt	157693	Plašt	62726
Unutarnja oprema	79182	Unutarnja oprema	12723
Isparivač	142997	Isparivač	22532
Kondenzator	182490	Kondenzator	44691
Ukupno	661250	Ukupno	142672
Pogonski troškovi, \$/godina		Pogonski troškovi, \$/godina	
Rashladna voda	60775	Rashladna voda	6663
lož ulje	294571	lož ulje	52971
Ukupno	355346	Ukupno	59634
TAC	411582	TAC	73902

Ukupni godišnji troškovi se računaju kao zbroj troškova obje kolone, ukupni godišnji troškovi cijelog pogona za osnovno stanje iznose $TAC = 485484$ \$.

4.2 Rezultati simulacije kolone s razdjelnom stijenkom

Budući da unutar ChemCAD-a nema ugrađene opcije kolona s razdjelnom stijenkom, potrebno je spojiti dvije SCDS kolone preko toplinskih veza i ukloniti isparivač iz predfrakcionatora kao što je prikazano na **slici 3.5**. Na taj ćemo način dobiti simulaciju koja predstavlja kolonu s razdjelnom stijenkom i moći ćemo koristiti te rezultate u daljnjem proračunu.

4.2.1 Simulacija kolone s razdjelnom stijenkom

Kako je već napomenuto prije, način na koji se dizajnirala ova kolona je taj da su se prvo odredile potrebne specifikacije proizvoda, a zatim su se prema tome prilagođavali parametri kako bi simulacija uspješno konvergirala. Nakon toga smanjivao se broj stupnjeva u koloni i protok pare kako bi se ostvarile što veće uštede, a da pritom simulacija može konvergirati. Ulazne veličine, procesni parametri, kao i rezultati dani su **tablicama 4.10. – 4.14.**, a profili predfrakcionatora i glavne kolone na **slikama 4.2. – 4.5**.

Tablica 4.10. Ulazne veličine KRS-a

Ulazne veličine		
Broj stupnjeva u koloni		
kolona 1	[-]	18
kolona 2	[-]	10
Pojni stupanj		
kolona 1	[-]	13
kolona 2	[-]	10
Pojni stupanj otapala		
kolona 1	[-]	3
kolona 2	[-]	-
Tlak u koloni		
kolona 1	[bar]	1
kolona 2	[bar]	1
Sastav pojne smjese		
etanol	[mas. %]	94
voda	[mas. %]	6
Protok		
pojna smjesa	[kmol/h]	100

otapalo	[kmol/h]	85
---------	----------	----

Tablica 4.11. Procesni parametri KRS-a

Procesni parametri		
Temperatura ulaza u kolonu		
kolona 1	[°C]	78
kolona 2	[°C]	113
Temperatura ulaza otapala		
kolona 1	[°C]	195
Temperatura vrha kolone		
kolona 1	[°C]	78
kolona 2	[°C]	99
Temperatura dna kolone		
kolona 1	[°C]	120
kolona 2	[°C]	195
Refluksni omjer		
kolona 1	[-]	1,314
kolona 2	[-]	0,315

Tablica 4.12. Specifikacija proizvoda dobivenih simulacijom

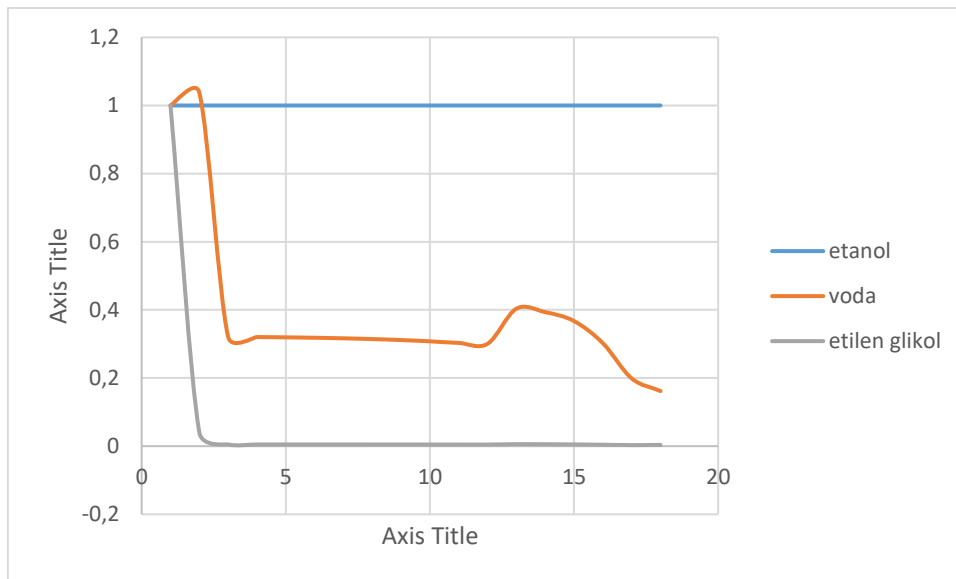
Specifikacija proizvoda		
Čistoća etanola		
vrh prve kolone	[mas.%]	99,80
Protok etanola		
ulaz u kolonu 1	[kmol/h]	86
izlaz na vrhu prve kolone	[kmol/h]	85,77
Regeneracija etanola		
kolona 1	[mas.%]	99,73
Protok etilen glikola		
ulaz u prvu kolonu	[kmol/h]	85
izlaz iz druge kolone	[kmol/h]	84,96
Regeneracija etilen glikola		
kolona 2	[mas.%]	99,90

Tablica 4.13. Rezultati dobiveni simulacijom KRS-a

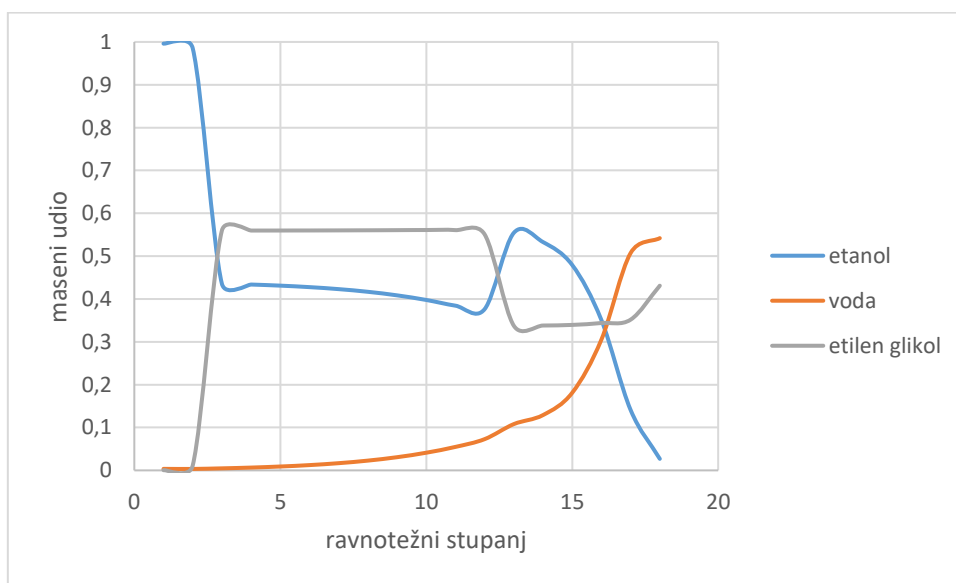
Rezultati		
Toplinska dužnost kondenzatora		
kolona 1	[MW]	-2,131
kolona 2	[MW]	-0,217
Ukupno		-2,348
Toplinska dužnost isparivača		
kolona 1	[MW]	-
kolona 2	[MW]	2,353
Čistoća proizvoda		
etanol	[mas.%]	99,8
etilen glikol	[mas.%]	99,9

Tablica 4.14. Karakteristike pojedinih procesnih struja unutar simulacije

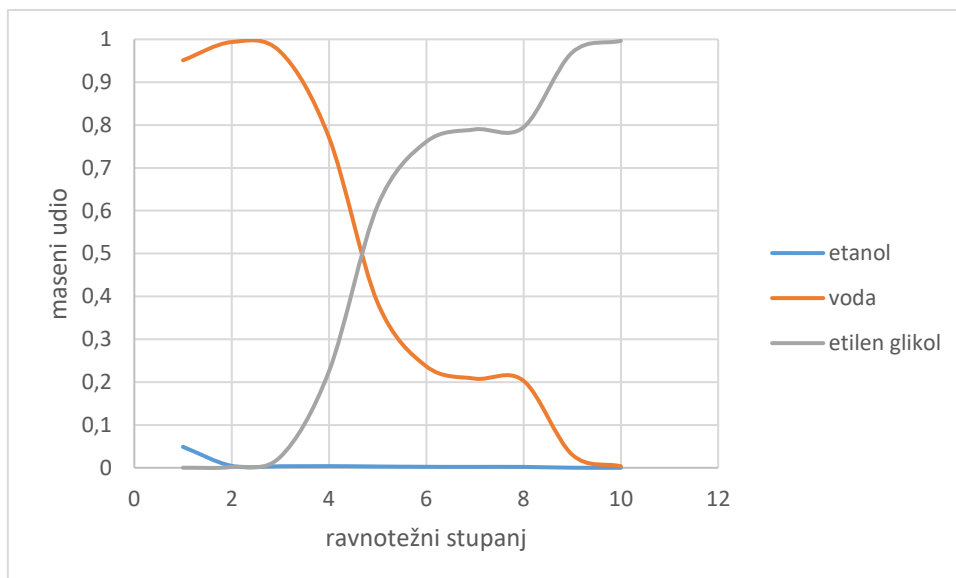
Ime struje	Pojenje	Otopalo	Vrh kolone 1.	Vrh kolone 2.	Dno kolone 2.
Temperatura [°C]	78	195	78	99	195
Tlak [bar]	1	1	1	1	1
Entalpija [MW]	-7,56	-10,11	-6,48	-1,08	-10,10
Protok [kmol/h]	100,00	85,00	86,11	13,92	84,96
Protok [kg/h]	4214	5263	3969	257	5260
Komponenta	Maseni udio [%]				
etanol	94,00	-	99,80	4,11	-
voda	6,00	0,10	0,14	95,88	0,10
etilen glikol	-	99,90	0,06	0,01	99,90



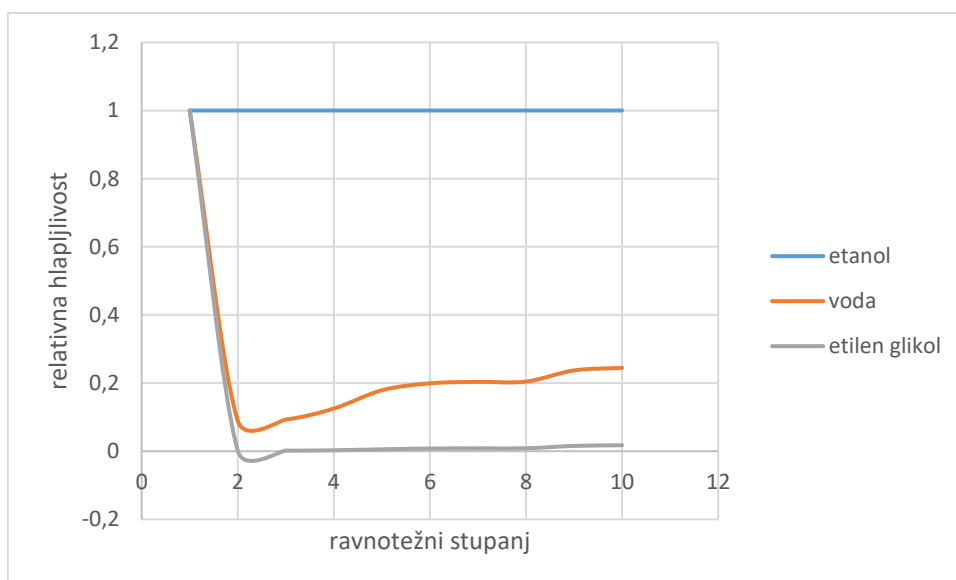
Slika 4.2. Prikaz relativne hlapljivosti komponenata u odnosu na etanol predfrakcionatora



Slika 4.3. Prikaz masenih udjela po ravnotežnom stupnju predfrakcionatora



Slika 4.4. Prikaz masenih udjela po ravnotežnom stupnju glavne kolone KRS-a



Slika 4.5. Prikaz relativnih hlapljivosti u odnosu na etanol po ravnotežnom stupnju glavne kolone KRS-a

4.2.2 Procjena operativnih troškova

Unutar kolone s razdjelnom stijenkom nalaze se predfrakcionator i glavna kolona. Umjesto dva kondenzatora i dva isparivača kao u slučaju osnovnog stanja, unutar KRS-a postoje dva kondenzatora i jedan isparivač. Kao rashladno sredstvo koristi se voda, a za zagrijavanje procesna peć i loživo ulje. U nastavku su procijenjeni operativni troškovi kolone sa razdjelnom stijenkom.

Tablica 4.15. Ulazne veličine i rezultati procjene pogonskih troškova kondenzatora predfrakcionatora

Ulazne veličine			Rezultati		
Q_c	[MW]	-2,13	$A_{\text{teorijska}}$	[m ²]	64,86
T_{rv}^{ulaz}	[°C]	25	A_{realna}	[m ²]	74,59
T_{rv}^{izlaz}	[°C]	33	F_{rv}	[t h ⁻¹]	233,31
Faktor sigurnosti	[%]	15	C_{pogonski}	[\$ h ⁻¹]	6,99
C_{rv}	[\$ t ⁻¹]	0,03		[\$ godina ⁻¹]	58248

Tablica 4.16. Ulazne veličine i rezultati procjene pogonskih troškova kondenzatora glavne kolone

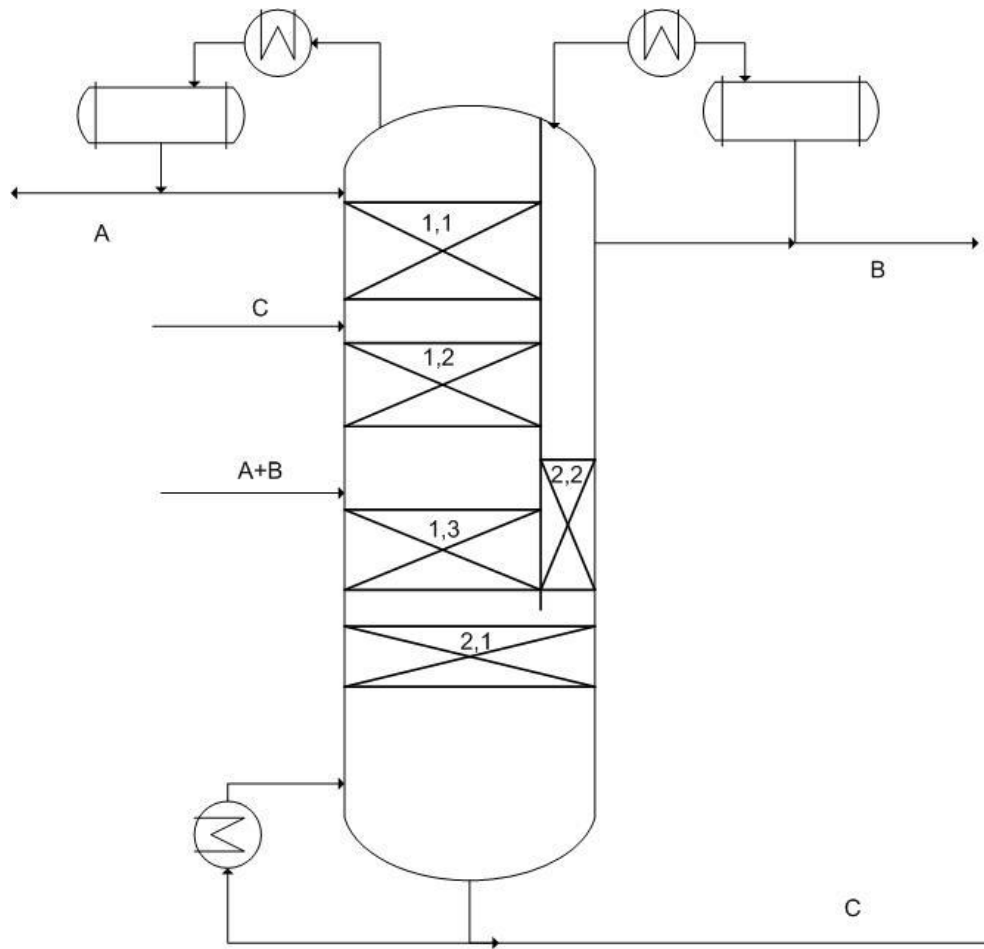
Ulazne veličine			Rezultati		
Q_c	[MW]	-0,22	$A_{\text{teorijska}}$	[m ²]	4,45
T_{rv}^{ulaz}	[°C]	25	A_{realna}	[m ²]	5,12
T_{rv}^{izlaz}	[°C]	33	F_{rv}	[t h ⁻¹]	22,66
Faktor sigurnosti	[%]	15	C_{pogonski}	[\$ h ⁻¹]	0,68
C_{rv}	[\$ t ⁻¹]	0,03		[\$ godina ⁻¹]	5657

Tablica 4.17. Ulazne veličine i rezultati procjene pogonskih troškova isparivača glavne kolone

Ulazne veličine			Rezultati		
Q_r	[MW]	2,35	$F_{lož ulje}$	[t h ⁻¹]	0,281
	[MJ h ⁻¹]	8471	$C_{pogonski}$	[\$ h ⁻¹]	36,49
$H_{lož ulje}$	[MJ t ⁻¹]	40190		[\$ godina ⁻¹]	303642
H	[-]	0,75			
$C_{lož ulje}$	[\$ t ⁻¹]	130			

4.2.3 Procjena investicijskih troškova

Procjena investicijskih troškova podrazumijeva nabavu, postavljanje kolone kao i punjenja te izradu isparivača i kondenzatora. U slučaju kolone s razdjelnim stijenama postavljaju se dva kondenzatora i jedan isparivač za razliku od osnovnog stanja gdje su po dva kondenzatora i isparivača. Promjer kolone postavljen je tako da se se prelazi 80% maksimalnog opterećenja parom, a korišteno punilo je Montz-pak B1-350MN kao i u slučaju osnovnog stanja. Uzeta vrijednost $HETP$ iznosi 0,4 m, između svakog sloja punila ostavljao se prostor od 1,8 m za postavljanje sabirnika i razdjelnika kapljevine. Visina vrha kolone postavljena je 2 m, a dna na 3 m. Ukupan broj ravnotežnih stupnjeva je 28, od čega je 18 u predfrakcionatoru, a 10 u glavnoj koloni. Za osiguravanje pravilnog rada kolone potrebno je osigurati jednake padove tlaka s obje strane razdjelne stijenke, što se namješta pomakom stijenke u odnosu na plašt kolone i podešavanjem slobodne površine sabirnika kapljevine. Korišteni su razdjelnici s uskim koritima, a sabirnici su tipa *Chevron* (CC) jer su opterećenja manja od 20 m³/m²h. Na **slici 4.6** prikazana je skica kolone gdje je A etanol, B voda, a C etilen glikol. U **tablicama 4.18 – 4.21** dane su dimenzije sekcija i procijenjeni su padovi tlaka u slojevima punila, kroz razdjelnike i kroz sabirnike.



Slika 4.6 Skica KRS-a za dehidraciju bioetanola

Tablica 4.18 Osnovne dimenzije i procjena pada tlaka u slojevima punila

		Predfrakcionator			Glavna kolona	
		1,1	1,2	1,3	2,1	2,2
h	m	0,8	4,0	2,0	0,8	2,4
d	m	1,00	1,00	0,95	1,20	0,25
N	-	2	10	5	2	6
Δp	mbar	7,61	18,60	6,82	3,33	30,65

Tablica 4.19 Padovi tlaka kroz razdjelnike s uskim koritima (*Narrow trough* – *NT*) sa slobodnom površinom i opterećenjem parom

Sekcija		1	2	3	4	5
φ_{NT}	-	0,40	0,40	0,40	0,40	0,40
F_G	Pa ^{0,5}	2,14	2,54	2,00	1,46	2,60
Δp	mbar	0,11	0,17	0,16	0,05	0,10

Tablica 4.20 Padovi tlaka kroz sabirnike s naznačenim slobodnom površinom te odgovarajućim opterećenjem parom i kapljevinom

Pozicija		1	2	3	4	5
u_{Le}	m ³ /m ² h	13,6	8,6	11,3	13,0	3,2
Izvedba	-	CC	CC	CC	CC	CC
$\varphi_{cc/ct/nt}$	-	0,30	0,16	0,25	0,25	0,29
F_G	Pa ^{0,5}	0,86	2,46	1,46	2,21	3,40
Δp	mbar	0,11	3,73	0,59	1,35	2,29

Tablica 4.21 Ukupni padovi tlaka punila i unutarnje opreme za predfrakcionator i glavnu kolonu

Δp		Predfrakcionator	Glavna kolona
Punila	mbar	33,03	33,97
Unutarnja oprema	mbar	4,80	3,86
Ukupno	mbar	37,83	37,83

Nakon što su određeni padovi tlaka i dimenzije kolone procjenjuje se cijena investicijskih i pogonskih troškova. Kako je i napomenuto, kolona sa razdjelnom stijjenkom investicijske uštede ostvaruje na način da su predfrakcionator i glavna kolona pod istim plaštem, jedan je isparivač manje. Međutim, zbog kompleksnosti izvedbe konstrukcija ovakve kolone je skuplja pa se množi sa faktorom 4. Procijenjeni životni vijek postrojenja je 10 godina. Investicijski i pogonski troškovi, kao i ukupni godišnji troškovi dani su u **tablici 4.21**.

Tablica 4.21. Procjena ukupnih godišnjih troškova kolone s razdjelnom stijjenkom

Investicijski troškovi, \$	
Plašt	192906
Unutarnja oprema	115031
Isparivač	187268
Kondenzatori	149365
Ukupno	644570
Pogonski troškovi, \$/godina	
Rashladna voda	63905
Loživo ulje	303642
Ukupno	367547
TAC (\$/godina)	432004

4.3 Usporedba procijenjenih troškova osnovnog stanja i KRS-a

Nakon što su procijenjeni troškovi osnovnog stanja i KRS-a uspoređuju se njihove vrijednosti. Važno je napomenuti da je osnovno stanje optimizirano i da su zbog toga vrijednosti manje nego u slučaju usporedbe s podacima iz realnog postrojenja. Unatoč tome, manji su investicijski troškovi jer je potrebno izvesti dvije kolone u slučaju osnovnog stanja, dok je u slučaju KRS-a potrebna samo jedna kolona. Pogonski troškovi su također manji jer KRS koristi jedan isparivač manje nego osnovno stanje. Razlika ukupnih godišnjih troškova, kao i investicijski i pogonskih dana je u **tablici 4.22**.

Tablica 4.22 Prikaz apsolutnih razlika i postotnih promjena procijene troškova osnovnog stanja i KRS-a

Troškovi	Ušteda	Postotna promjena
Investicijski troškovi	\$ 159.352	19,82 %
Pogonski troškovi	\$ 47.433	11,43 %
TAC	\$ 53.480	12,37 %

5 ZAKLJUČAK

Cilj ovoga diplomskog rada bio je projektirati destilacijsku kolonu osnovnog stanja i kolonu s razdjelnom stijenkom za dehidraciju bioetanola. Potrebna čistoća etanola je 99,8 % kako bi se mogao koristiti za namješavanje benzina za motore s unutarnjim izgaranjem. Korištena metoda je ekstraktivna destilacija, a otapalo u procesu je etilen glikol.

Prvo je sintetizirana i optimirana shema osnovnog stanja, odnosno direktnog niza dvije kolone. Utvrđeno je da je da ekstraktivna kolona treba imati 18, a ona za regeneraciju etilen glikola 14 ravnotežnih stupnjeva.

U nastavku je sintetizirana shema u kojoj su dvije kolone direktnog niza integrirane u KRS s bočnim rektifikatorom. Ukupni broj ravnotežnih stupnjeva u KRS iznosi 28, što je manje nego 32 u konvencionalnom, direktnom nizu.

Nakon simulacije, provelo se dimenzioniranje i procjena koštanja obje konfiguracije. Kao kontaktna tijela odabrano je strukturirano punilo Montz-pak B1-350MN. Utvrđeno je da se implementacijom KRS pogonski troškovi smanjuju 11,4%, a investicijski 19,8% što rezultira smanjenjem ukupnih godišnjih troškova za 12,4%, odnosno \$ 159.352.

6 POPIS SIMBOLA

<i>A</i>	najlakše hlapljiva komponenta najmanje temperature vrelišta
<i>A</i>	površina, m ²
<i>a_p</i>	instalirana specifična površina pakiranja, m ² m ⁻³
<i>B</i>	srednje hlapljiva komponenta srednje temperature vrelišta
<i>b</i>	duljina baze korugacije, m
<i>B</i>	protok proizvoda dna kolone, kmol h ⁻¹
<i>C</i>	najteže hlapljiva komponenta najviše temperature vrelišta
<i>C</i>	cijena opreme ili energenta, \$
<i>c_p</i>	Specifični toplinski kapacitet, J kg ⁻¹ K ⁻¹
<i>D</i>	protok destilata, kmol h ⁻¹
<i>D, d_c</i>	promjer kolone, m
<i>d_{hG}</i>	hidraulički promjer trokutastog kanala za prolaz pare, m+
<i>f</i>	faktor opisa cijene
<i>F</i>	protok pojenja, kmol h ⁻¹
<i>F_{ak}</i>	faktora povećanja tlaka u području akumulacije, Pa ^{0,5}
<i>F_G</i>	faktor opterećenja parom, Pa ^{0,5}
<i>F_{G,lp}</i>	<i>F</i> -faktor u točki prijelaza u područje akumulacije, Pa ^{0,5}
<i>G_{ij}</i>	Pomoćna varijabla NRTL-modela
<i>g_{ij}</i>	Parametri interakcije između komponenti <i>i</i> i <i>j</i> , J mol ⁻¹
<i>h</i>	visina korugacije, m
<i>h, H</i>	visina kolone, m
<i>h_{C,t-t}</i>	tangencijalna visina, m
<i>h_L</i>	zadržavanje kapljevine u sloju punila, m
<i>H_{lož ulje}</i>	ogrjevna vrijednost loživog ulja, MJ t ⁻¹
<i>h_{pb}</i>	visina sloja punila, m
<i>h_{pe}</i>	visina pojedinog elementa ili sloja punila, m
<i>l</i>	duljina, m
<i>L</i>	protok kapljevine kmol h ⁻¹
<i>m, M</i>	maseni protok, kg h ⁻¹
<i>N</i>	broj ravnotežnih stupnjeva kolone
<i>N</i>	broj proizvoda

n	količina (množina) tvari, mol
n_{pe}	broj slojeva punila
p	tlak u sustavu, Pa
p_i	parcijalni tlak komponente i , Pa
p_i^0	parcijalni tlak čiste komponente, Pa
q	toplinsko stanja pojenja
Q	toplinska dužnost, MW
R	refluksni omjer
R	opće plinska konstanta, $J K^{-1} mol^{-1}$
Re	Reynoldsov broj
s	duljina stranice korugacije, m
S	entropija, $J K^{-1}$
T	temperatura, °C
u	brzina, $m s^{-1}$
U	ukupni koeficijent prijenosa topline, $W m^{-2} K^{-1}$
V	protok pare, $kmol h^{-1}$
V_1	vrijednost cijene, \$
x	označava molarni udio u kapljevitofaznoj fazi
x_i	množinski udio komponente i u smjesi
y	označava molarni udio u parnoj fazi
z	označava molarni udio u čitavom sustavu
ΔH	promjena entalpije, J
Δp	pad tlaka, Pa
ΔT_{lm}	srednja logaritamska razlika temperatura toplog i hladnog fluida u izmjenjivaču topline, K

Grčka slova

α	kut, °
$\alpha_{i,j}$	relativna hlapljivost
δ	srednja debljina filma kapljevine, m
ε	slobodni volumen punila, poroznost
ζ	efektivni koeficijent otpora, interakcijski koeficijent
η	iskorištenje peći

Θ	rješenje Underwoodove jednadžbe
γ	koeficijent aktivnosti
τ_{ij}	NRTL-parametri interakcijske prirode
α_{ij}	NRTL-parametar neslučajnosti
ζ	faktor trenja
ρ	gustoća, kg m^{-3}
φ	relativna slobodna površina, udio slobodnog presjeka
ψ	udio kanala za protok pare na stijenci kolone

Indeksi

ak	područje akumulacije
B	dno kolone
C	kondenzator
CC	sabirnik tipa chevron
CT	sabirnik u obliku plitice s kanalima za prolaz kapljevine
DC	promjena smjera strujanja
e	efektivni
G, V	parna faza
GG	interakcija para-para
GL	interakcija para-kapljevina
i, j	komponente
L	kapljevita faza
LK	hlapljivija ključna komponenta
m	konstrukcijski materijal
min	minimalno
nk	ukupan broj komponentata
NT	gravitacijski raspodjelnik s uskim kanalima
p	tlak
pb	sloj punila
pe	pakirajući element
pr.ak	prije točke akumulacije

R	isparivač
reb	procesna peć
rv	rashladna voda
s	prosječno
sloj	strujanje u sloju punila
t	izvedba peći
tip	izvedba izmjenjivača
zid	strujanje u području zida

Skraćenice

eng.	riječ iz engleskog jezika
DWC, KRS	kolona s razdjelnom stijenkom
HETP	visina ekvivalentna jednom ravnotežnom stupnju
TAC	ukupni godišnjim troškovi [\$]

7 POPIS LITERATURE

- [1] R. Ruan, Y. Zhang, P.Chen, S. Liu, Biofuels: Introduction, School of Energy Science and Engineering, Harbin Institute of Technology, 2019
- [2] M.F. Dembiras, M. Balat, H. Balat, Potential contribution of biomass to the sustainable energy development, *Energy Convers. Manag.* 50 (2009), str. 1746-1750.
- [3] S.N. Naik, V.V. Goud, P.K. Rout, A.K. Dalai, Production of first and second generation biofuels: a comprehensive review, *Renew. Sust. Energ. Rev.* 14 (2010), str. 1238-1248.
- [4] Petrou, C.E.; Pappis, P.C. Biofuels: A Survey on Pros and Cons. *Energy Fuel* 23 (2009), str.1055.
- [5] A.A Kiss, R.M. Ignat, Optimal economic design of an extractive distillation process for bioethanol dehydration, *Energy Technol.* 1 (2013), str. 166-170.
- [6] M. Rogošić, *Kemijsko inženjerska termodinamika*, Sveučilište u Zagrebu, Fakultet kemijskog inženjerstva i tehnologije, Zavod za fizikalnu kemiju, Zagreb, 2013., str.258
- [7] M. Rogošić, *Kemijsko inženjerska termodinamika*, Sveučilište u Zagrebu, Fakultet kemijskog inženjerstva i tehnologije, Zavod za fizikalnu kemiju, Zagreb, 2013., str.237
- [8] I.D. Gil, J.M. Gomez, G. Rodriguez, Control of an extractive distillation process to dehydrate ethanol using glycerol as entrainer, *Computers and chem. eng.* 39 (2012), str. 129-142
- [9] H. Renon, J.M. Prausnitz, Local compositions in thermodynamic excess functions for liquid mixtures, *AIChE Journal* 14 (1968) str. 135-144
- [10] Dejanović, I., *Razvoj metode dimenzioniranja kolona s razdjelnom stijenkom (Disertacija)*, Fakultet kemijskog inženjerstva i tehnologije, Zagreb, 2010., str. 14-24, 31-50
- [11] K.A. Amminudin, R. Smith, D.Y.-C. Thong, G.P. Towler, Design and optimization of fully thermally coupled distillation columns, Part 1 : Preliminary design and Optimization Methodology, Department of process integration, UMIST, Manchester, UK, *Trans IChemE*, vol. 79 (2001)
- [12] Dejanović, I., Matijašević, Lj., Olujić, Ž., Dividing wall column—A breakthrough towards sustainable distilling, *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 49, (6) (2010)

- [13] A.K. Frolkova, V.M. Raeva, Bioethanol dehydration: State of the Art, Theoretical foundations of chemical engineering, vol. 44 (2010), str. 545-556
- [14] H. Becker, S. Godorr, H. Kreis, J. Vaughan, Partitioned distillation columns—why, when & how, Chem. Eng. 108 (1) (2001) str. 68–74.
- [15] I.J. Halvorsen, Minimum energy requirements in complex distillation arrangements, Thesis, Department of Chemical Engineering, Norwegian University of Science and Technology, 2001, Trondheim.
- [16] K.A. Amminudin, R. Smith, Design and optimization of fully thermally coupled distillation columns. Part 2: Application of dividing wall columns in retrofit, Chem. Eng. Res. Des. 79 (2001) str. 716-724.
- [17] Ž. Olujić, M. Behrens, L. Colli, and A. Paglianti, Predicting the efficiency of corrugated sheet structured packings with large specific surface area, Chem. Biochem. Eng. Q., 2004. 18
- [18] A. Rix, , Ž. Olujić, Pressure drop of internals for packed columns. Chem. Eng. Process., (2008) 47, str. 1520-1529.
- [19] Ž. Olujić, Behrens, M., Spiegel, L., Experimental characterization and modeling the performance of a large-specific-area, high-capacity structured packing. Ind. Eng. Chem. Res., 46 (2007) str. 883-893
- [20] Douglas, J.M., Conceptual Design of Chemical Processes, 1st ed. McGraw-Hill Chemical Engineering Series, ed. B.J. Clark and J.W. Bradley. 1988: McGraw-Hill. 601.