

MODELOVANJE, ANALIZA I DIZAJN DESTILACIONIH SISTEMA

Stefan Pavlović¹, Milovan Jotanović¹, Vladan Mičić¹, Biljana Milovanović²

¹Univerzitet u Istočnom Sarajevu, Tehnološki fakultet, Karakaj 34a, Bosna i Hercegovina

²Alumina d.o.o. Karakaj b.b., Bosna i Hercegovina
stefan.pavlovi504@gmail.com

Izvod

Tradicionalne metode modelovanja i opisivanja destilacionih sistema, u kombinovanju sa savremenim softverskim paketima, poslužile su za analizu rada i dimenzionisanje destilacione kolone za razdvajanje binarne smješe n-heptan-n-oktan. Primjenom rigoroznih postupaka razdvajanja i proračuna za razdvajanje smješe, praćeni su osnovni parametri, koji opisuju tok destilacije, kao i osnovne dimenzije destilacione kolone sa ventilskim podovima i osnovne fizičke i hidro-dinamičke parametre (dijametar kolone i pad pritiska). Za analizu, modelovanje, dimenzionisanje i kontrolu rada ovog sistema korišćene su grafičke, analitičke i numeričke metode. Razvijanjem programa verifikovane su ranije korišćene metode proračuna, a vrijednosti dobijene proračunom su poslužile za dimenzionisanje kolone. Ključni parametri koji opisuju ovaj destilacioni sistem su radni refluksni odnos i minimalni refluksni odnos, broj teorijskih podova i minimalni broj teorijskih podova. Promjene navedenih veličina praćene su u funkciji sastava smješe, kao i protoka smješe na ulazu u destilacionu kolonu.

Ključne riječi: destilacija binarne smješe, rigorozni postupci proračuna, metode projektovanja u destilaciji, destilacione kolone

Uvod

Destilacija je najčešća jedinična operacija u hemijskoj industriji, a razumijevanje njenog ponašanja je u vezi sa znanjem dobrog hemijskog inženjera. Iako su istraživanja u destilaciji više puta proglašavana mrtvom oblašću i uprkos mišljenjima nekih univerziteta da predavanja o McCabe-Thiele-ovim dijagramima i nisu tako bitna, destilacija ipak pronalazi mjesto u istraživanjima, posebno kada je riječ o procesnim sistemima, koji uključuju

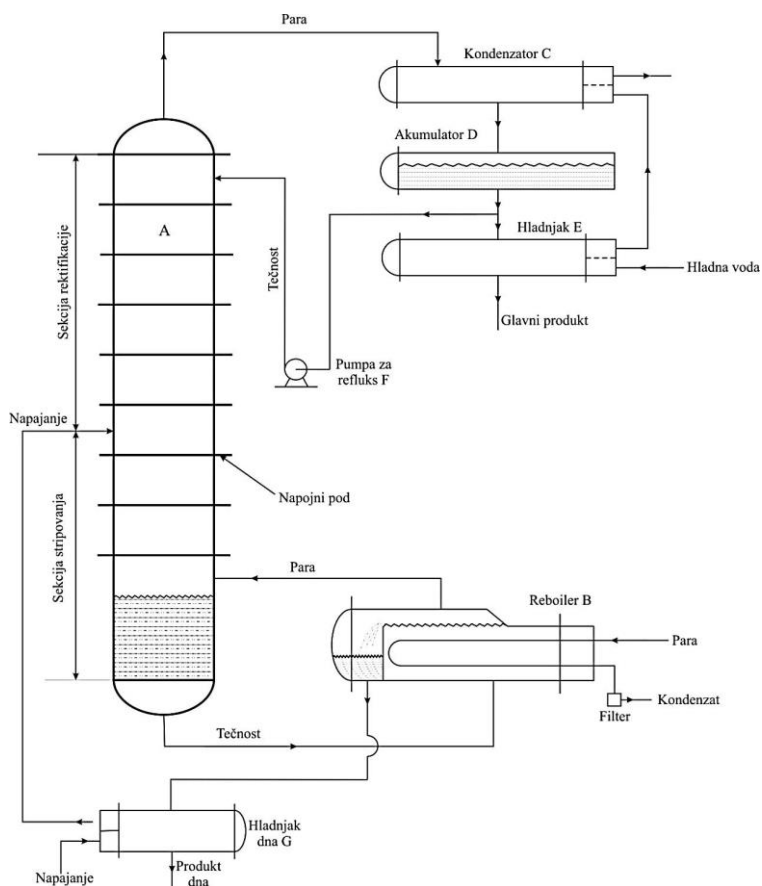
oblasti sinteze procesa, procesne dinamike i procesne kontrole [1]. Destilacija je fizički proces razdvajanja tečnih smješa, zasnovan na različitim tačkama ključanja ili relativnim isparljivostima komponenata smješe. Vjeruje se da neke vrste destilacije vode porijeklo iz Kine, gde se koristila u procesu proizvodnje alkoholnog sirćeta i u koncentrisanju esencijalnih ulja iz prirodnih sirovina [2].

Destilacione kolone, uređaji u kojima se izvodi destilacija u velikohemijskoj industriji, su glavni potrošači energije u petrohemijskoj i hemijskoj industriji. Ovo predstavlja dodatan razlog zbog čega destilacija treba da privuče pažnju istraživačima, posebno u vremenu kada veliku ulogu igraju ušteda energije, zaštita životne sredine i novi materijali. Kada je riječ o modelovanju destilacionih kolona, jasno je da su savremeni softverski paketi u velikoj mjeri olakšali razumijevanje pojedinih segmenata u projektovanju ovih uređaja i pri tome omogućili obilaženje, često, veoma dugotrajnih izračunavanja. Osnovni koraci u dimenzionisanju destilacionih kolona kroz koje se mora proći, bilo da se koriste tradicionalne računске metode ili softveri (poznavanje odgovarajućih ulaznih veličina o pojedinim dijelovima uređaja, neophodnim za projektovanje), su:

- Zadati određeni stepen razdvajanja, definisati proizvode;
- Definirati operativne uslove;
- Definirati tip kontaktnog tijela (podovi ili punila);
- Ispostovati zahtjeve koji se odnose na broj podova i refluks;
- Dimenzionirati kolonu tj. odrediti prečnik, broj realnih podova;
- Projektovati unutrašnje dijelove kolone;
- Izvesti mašinsko projektovanje;
- Izvesti ključni korak koji podrazumijeva određivanje zahtjeva za brojem podova i refluksom.

Posljednji korak je relativno jednostavan kada je riječ o binarnim smješama, međutim znatno komplikovan kada su u pitanju višekomponentni sistemi [3]. Veliki broj savremenih metoda dimenzionisanja destilacionih kolona polazi od osnovne postavke koju su dali W. L. McCabe i E. Theiel [4]. Autori su prikazali na koji način se grafičkim putem može doći do ključnih veličina (broja podova i refluksa) kako bi se izvršilo dimenzionisanje kolone, kao i pojedinih njenih dijelova. Tipična destilaciona kolona za razdvajanje dvokomponente smeše, prikazana je na slici 1. O destilaciji su pisali mnogi, u ovom dijelu će biti pomenuti neki autori koji su dali veliki doprinos u izučavanju destilacije, a njihova djela i danas u velikoj mjeri pomažu inženjerima u rešavanju određenih problema sa kojima se susreću u

oblastima gde se destilacija koristi kao jedinična operacija. Jedan od njih je King [5], koji je dao sveobuhvatnu i pronicljivu obradu na polju destilacije. U smislu destilacione dinamike i kontrole Rademaker i saradnici [6] su dali dosta opširnog materijala, sa dosta matematičkih izvođenja koje u određenoj mjeri otežava praćenje, pa samim tim zahtijeva dobro predznanje iz ove oblasti. Buckley i saradnici [7] su prikazali detaljnu diskusiju o projektovanju i sistemima kontrole pritiska, kao i o sistemima kontrole sastava. Posebno treba pomenuti Kistera [8] koji je skoncentrisao veliki broj istraživanja na polju destilacije i pri tome dao veliki broj bogatih praktičnih preporuka.



Slika 1. Klasičan primjer destilacione kolone kontrolisane LV konfiguracijom

Osnove destilacije u stanju stabilne ravnoteže

Osnova za razumijevanje dinamike i kontrole osobina destilacionih kolona postiže se razmatranjem osobina destilacije u stanju stabilne ravnoteže. Utvrđeno je da stanje stabilne ravnoteže realnih destilacionih kolona, i onih

sa podovima i onih sa punilima, može biti dobra pretpostavka u modelovanju uz uslov korišćenja modela ravnotežnog poda [1]. Kako bi se opisao stepen razdvajanja između dvije komponente u koloni ili sekciji kolone, uvodi se faktor razdvajanja:

$$S = \frac{\left(\frac{x_L}{x_T} \right)_{\text{vrh}}}{\left(\frac{x_L}{x_H} \right)_{\text{dno}}} \quad (1)$$

gde L označava lakše isparljivu komponentu, a H težu.

Konstantna relativna isparljivost. Za binarne smješe ravnoteža para-tečnost između bilo koje dvije komponente data je izrazom:

$$\alpha = \frac{y_L/x_L}{y_H/x_H} = \frac{y_L/y_H}{x_L/x_H} \quad (2)$$

gde α predstavlja veličinu koja ne zavisi od sastava. Ova pretpostavka važi za razdvajanje sličnih komponenata, npr. za alkohole ili ugljovodonike. Očigledno je da ova pretpostavka neće važiti za neidealne smješe, kakve su azeotropne. Za binarnu smještu iz jednačine (2) se dobija:

$$\alpha = \frac{y/(1-y)}{x/(1-x)} \Rightarrow y = \frac{\alpha \cdot x}{1+(\alpha-1) \cdot x} \quad (3)$$

Konstantni molski protoci. U ovom slučaju, molski protoci tečne i parne faze se ne menjaju duž kolone od jednog do drugog poda, tako da, ukoliko ne postoji odvođenje napojnog toka ili toka proizvoda između podova i i $i+1$, u istanju stabilne ravnoteže će biti:

$$L_i = L_{i+1} \quad V_i = V_{i+1} \quad (4)$$

Naravno, ovde je potrebno ponovo naglasiti da ova pretpostavka važi za slične komponente, ukoliko se toplota njihovog isparavanja ne razlikuje u velikoj mjeri. Takođe, u velikom broju slučajeva pretpostavlja se da je riječ o razdvajanju binarne smješe, mada se veliki broj relacija dobijenih uz ovu pretpostavku koristi za slučaj razdvajanja višekomponentnih smješa [1].

V međunarodni kongres "Inženjerstvo, ekologija i materijali u procesnoj industriji"
 V International Congress "Engineering, Environment and Materials in Processing Industry"
 Procjena relativne isparljivosti. Za idealne smješe gde važi Raoult-ov zakon, relativna isparljivost se može odrediti iz razlike u tačkama ključanja, pri čemu važi:

$$\ln \alpha \approx \frac{\Delta H^{\text{isp}}}{RT_B} \cdot \frac{\Delta T_B}{T_B} \quad (5)$$

gdje $\Delta T_B = T_{BT} - T_{BL}$ predstavlja razliku u tačkama ključanja, $T_B = \sqrt{T_{BL} \cdot T_{BT}}$ je geometrijska prosječna tačka ključanja, a ΔH^{isp} je toplota isparavanja za koju se pretpostavlja da je konstantna.

Faktor $(\Delta H^{\text{isp}})/(RT_B)$ je uglavnom oko 13. Na primjer, za analiziranu smješu, n-heptan-n-oktan, $T_{BL}=372,16$ K, $T_{BT}=399,16$ K. Iz podataka koje su prikazali Ewing i saradnici [9] i Ortega i saradnici [10] toplota isparavanja n-heptana na njegovoj tački ključanja je $35,2 \text{ kJ}\cdot\text{mol}^{-1}$, a n-oktana $39,4 \text{ kJ}\cdot\text{mol}^{-1}$.

Iz navedenog slijedi da je $\Delta H^{\text{isp}} = \sqrt{35,2 \cdot 39,4} = 37,24 \text{ kJ}\cdot\text{mol}^{-1}$, $T_B = \sqrt{372,16 \cdot 399,16} = 385,42$ K i $\Delta T_B = 399,16 - 372,16 = 27$ K. Iz izračunatih podataka dobijamo da je factor $\frac{\Delta H^{\text{isp}}}{R \cdot T_B}$ jednak 11,62, tako da iz jednačine (5)

slijedi da je $\alpha=2,26$. Ova vrijednost će se koristiti za izračunavanje udjela parne faze, kao i za konstruisanje McCabe-Thiele-ovg dijagrama i određivanje ključnih parametra destilacije i dimenzionisanje kolone.

Dimenzionisanje kolone

Kako faktor razdvajanja raste može se povećati broj podova ili povećati korišćeje energije (npr. refluks). Kako bi se kvantifikovao ovaj kopromis, obično se razmatraju dva ekstremna slučaja: (a) konačni refluks, koji daje minimalni broj podova (N_{min}) (b) konačan broj podova, koji daje minimalnu korišćenu energiju ($Q_{\text{min}}=V_{\text{min}}\cdot\Delta H^{\text{isp}}$) [11].

Minimalni broj podova (konačan refluks). Sa konačnim unutrašnjim protocima L_i i V_i , materijalni bilans kroz bilo koji dio kolone daje $V_i=L_{i+1}$, a na sličan način, bilans bilo koje komponente daje $V_i \cdot y_i=L_{i+1} \cdot x_{i+1}$. Na taj način, $y_i=x_{i+1}$, i pri konstantnoj relativnoj isparljivosti dobija se:

$$\alpha = \frac{y_{L,i}/y_{T,j}}{x_{L,i}/x_{T,j}} = \frac{x_{L,i+1}/x_{t,i+1}}{x_{L,i}/x_{T,j}} \quad (6)$$

V međunarodni kongres "Inženjerstvo, ekologija i materijali u procesnoj industriji"
 V International Congress "Engineering, Environment and Materials in Processing Industry"
 Za kolonu ili dio kolone sa N podova, ponovnim korišćenjem jednačine (6) dobija se relacija za ukupan faktor razdvajanja S, do koga su došli Fenske i saradnici [12]:

$$S = \frac{\left(\frac{x_L}{x_T}\right)_{\text{vrh}}}{\left(\frac{x_L}{x_H}\right)_{\text{dno}}} = \alpha^N \quad (7)$$

Za kolonu sa datim faktorom razdvajanja, iz jednačine (7) se može odrediti minimalan broj podova u koloni.

$$N_{\min} = \frac{\ln S}{\ln \alpha} \quad (8)$$

Zabilježeno je da je u slučaju rigoroznih razdvajanja (S je veliko) potreban veliki broj podova.

Minimalno korišćenje energije (konačan broj podova). Sa poznatim brojem podova, može se ići ka smanjenju refluksa (tj. utroška energije) dok se ne dostigne do pinch zone u nekom dijelu destilacione kolone [13]. Za binarne smješe ovo se dešava na napojnom podu (gde će se linija materijalnog bilansa i ravnotežna linija sastati), pri čemu se može doći do izraza za minimalni refluks [5]. Za zasićeni napojni tok važi:

$$L_{\min} = \frac{\Phi_L^D - \Phi_T^D \cdot \alpha}{\alpha - 1} \cdot F \quad (9)$$

gde je $\Phi_L^D = D \cdot x_{D,L} / F \cdot z_{F,L}$ udio vraćene lakše isparljive komponente, a Φ_T^D udio vraćene teže isparljive komponente.

Sličan izraz, ali za slučaj V_{\min} koje ulazi na napojni pod sa dna, koristi se za zasićen napojni tok, [5]:

$$V_{\min} = \frac{\Phi_L^B - \Phi_T^B \cdot \alpha}{\alpha - 1} \cdot F \quad (10)$$

gde je Φ^B je udio nekih od uklonjenih faza iz proizvoda dna kolone. Za oštre uslove razdvajanja važi da je $\Phi_L^B = 0$ i $\Phi_T^B = 1$. Jednačine (9) i (10) se mogu koristiti i za slučaj višekomponentnih smješa.

Konačan broj podova i konačan refluks. Formula Fenske i saradnika [12] se koristi za određivanje konačnog refluksa. Međutim Skogestad [1] navodi primjer simpozijuma o destilaciji i apsorpciji u Brighton-u 1987. godine (Distillation and Absorption symo in Brighton) gde se predlaže dobra generalizacija faktora razdvajanja sa konačnim refluksom:

$$S = \alpha^N \cdot \frac{(L/V)_{vrh}^{N_{vrh}}}{(L/V)_{dna}^{N_{dna}}} \quad (11)$$

U izrazu (11) N_{vrh} je broj podova u sekciji vrha (rektifikacije), N_{dna} je broj podova u sekciji dna (stripovanja). Protoci tečne i parne faze su definisani na sledeći način:

$$L_{dna} = L_{vrha} + q_F \cdot F \quad V_{vrha} = V_{dna} + (1 - q_F) \cdot F \quad (12)$$

gde je q_F udio tečne faze u napojnoj struji. Osnovna pretpostavka u izrazu (11) je konstantna vrijednost relativne isparljivosti, konstantni molarni protoci, da ne postoji pinch zona u okolini napajanja, kao i da je locirano optimalno mjesto napajanja. O određenim aproksimacijama koje bi se mogle primijeniti u izrazu (11) bilježi se u radovima Jafarey i saradnici [14] i Shinsky [15].

PROJEKTNI ZADATAK

Postavka problema

Za binarnu smjesu n-heptan-n-oktan je primjenom grafičke, McCabe-Thiele-ove, metode određen teorijski broj podova potreban za razdvajanje smješe, kao i mjesto napojnog poda. Takođe, analitičkim postupkom i programom razvijenim u MATLAB-u je određen teorijski broj podova, minimalni broj podova i mjesto napajanja kolone. Primjenom Shortcut metode u ChemCAD-u je izvršena provjera dobijenih rezultata. Drugi dio zadatka se odnosi na dimenzionisanje kolone, gde su određeni dijametar kolone i pad pritiska kroz kolonu u slučaju razdvajanja navedene smješe. Ove veličine su određene softverski (ChemCAD) i analitički primjenom određenih relacija datih od strane autora koji su pomenuti u uvodnom delu.

Podaci potrebni za proračun

Molski protok napojne smješe je bio $100 \text{ kmol}\cdot\text{h}^{-1}$. Sastav napojnog toka je: 70 mol. % n-heptana i 30 mol. % n-oktana. Destilacija je vođena tako da se u destilatu dobije 98 % n-heptana, a u ostatku 2 mol. % n-heptana. Kolona u kojoj je vršeno razdajanje je opremljena kondenzatorom sa potpunom kondenzacijom. Refluksni odnos je dat u izrazu $R=1,36\cdot R_{\min}$. Relativna isparljivost je izračunata u uvodnom dijelu gde je bilo govora o destilaciji u stanju stabilne ravnoteže. Napojna smješa ulazi kao zasićena tečnost (na temperaturi ključanja). Fizičko-hemijske osobine n-heptana i n-oktana su date u tabeli 1.

Tabela 1. Fizičko-hemijske osobine n-heptana i n-oktana

Parametar	n-heptan	n-oktan
Molekulska formula	C_7H_{16}	C_8H_{18}
Molarna masa ($\text{g}\cdot\text{mol}^{-1}$)	100,2	114,23
Agregatno stanje	bezbojna tečnost	bezbojna tečnost
Miris	aromatičan	-
Gustina ($\text{g}\cdot\text{cm}^{-3}$)	0,6795	0,703
Tačka ključanja (K)	372,16	399,16
Viskoznost na 20 °C (mPa·s)	0,669	0,542

Rezultati i diskusija

Na osnovu izraza (3) molski udjeli n-heptana, kao lakše isparljive komponente, u parnoj i tečnoj fazi su prikazani u tabeli 2.

Tabela 2. Molski udjeli n-heptana u tečnoj i parnoj fazi

x	0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1
y	0	0,200 7	0,36 1	0,492 0	0,601 1	0,6933 3	0,772 2	0,840 6	0,900 4	0,953 1	1

Dobijeni podaci će poslužiti za crtanje McCabe-Thiele-ovog dijagrama. Korišćenjem Underwood-ove i Van-Winkle Todd-ove korelacije [16, 17], određene su koordinate za crtanje linija stripovanja i rektifikacije.

$$R_{\min} = \frac{1}{2,26-1} \cdot \left[\frac{0,98}{0,7} - \frac{2 \cdot 0,02}{0,3} \right] = 0,9916$$

Koristeći navedene relacije, možemo doći do vrijednosti optimalnog radnog refluksa:

$$Y = \frac{\alpha_L}{1,0614 \cdot \alpha_L - 0,4175} = \frac{2,26}{1,0614 \cdot 2,26 - 0,4175} = 1,1406$$

$$X = \log \left[\left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_D \left(\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_B \left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_F^{0,55\alpha_L} \right] =$$

$$= \log \left[\left(\frac{0,98}{0,02} \right)_D \left(\frac{0,98}{0,02} \right)_B \left(\frac{0,7}{0,3} \right)_F^{0,55 \cdot 2} \right] = 3,7852$$

$$\frac{R_{opt}}{R_{min}} = \frac{1,6 - 1,1406}{6,5} \cdot (3,7852 - 7,5) + 1,6 = 1,3374$$

Kako smo izračunali R_{min} , R_{opt} je:

$$\frac{R_{opt}}{R_{min}} = 1,36$$

$$R_{opt} = 1,36 \cdot 0,9916 = 1,3486$$

Radni pravac sekcije rektifikacije je:

$$\frac{L}{V} = \frac{R_{opt}}{R_{opt} + 1} = \frac{1,3486}{1,3486 + 1} = 0,5742$$

$$0,5742 = \frac{0,98 - y}{0,98 - 0,7}$$

$$y = 0,8192$$

Dakle koordinate za crtanje linije rektifikacije su: tačka 1 (0,98, 0,98), tačka 2 (0,7, 0,8192). Za crtanje linije stripovanja koordinate su: tačka 1 (0,02, 0,02), tačka 2 (0,7, 0,08192). Na osnovu zadanih i dobijenih podataka može se kompletirati McCabe-Thiele-ov dijagram, koji je prikazan na slici 2. Na osnovu dobijenog dijagrama i sabiranja podova iz zone rektifikacije i zone stripovanja, uočava se da je potreban broj podova za razdvajanje binarne smješe n-heptan-n-oktan 22.

Minimalan broj podova, dobija se relacijom (8) i za ovu smještu i ove uslove iznosi 9,5457.

V međunarodni kongres "Inženjerstvo, ekologija i materijali u procesnoj industriji"
 V International Congress "Engineering, Environment and Materials in Processing Industry"
 Analitički proračun je baziran na primjeni tri različite jednačine koje su dali
 Eduljee i saradnici [18], Molokanov i saradnici [19] i Barna i saradnici [20].
 Rezultati analitičkog proračuna su prikazani u tabeli 3.

Tabela 3. Rezultati analitičkog proračuna broja podova

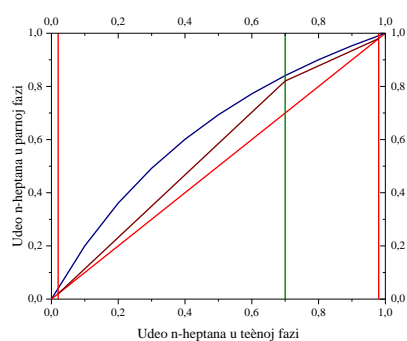
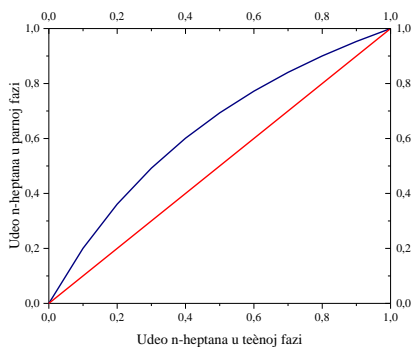
Sistem/Korelacija	Korelacija Gilliland-a		Korelacija Ebar-Maddox-a
	Jednačina Eduljee-a	Jednačina Molkanova i saradnika	Jednačina Barna i saradnika
n-heptan-n-oktan	30,66	20,58	13,32

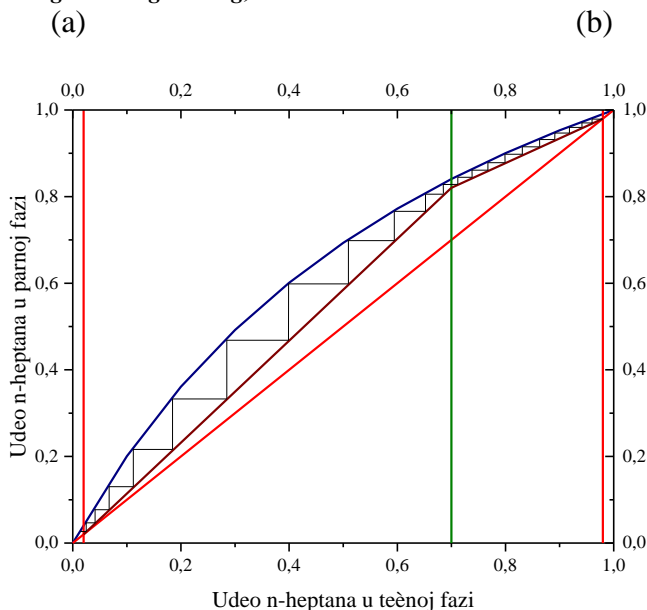
Iz rezultata u tabeli 3 vidi se da je jednačina Molokanova i saradnika dala rezultat najpribližnji grafičkom postupku. Da je ova jednačina dala najpribližnju vrijednost broja podova potrebnih za razdvajanje analizirane smješe, govore i rezultati dobijeni programom u MATLAB-u i rezultati dobijeni simulacijom u ChemCAD-u (Tabela 4).

Tabela 4. Poređenje dobijenih vrednosti broja podova, dobijenih različitim postupcima

Sistem/Method	McCabe-Thiele-ova metoda	Analitički postupak	MATLAB	ChemCAD
n-heptan-n-oktan	22	20,58	21,31	22,44

Sve vrijednosti broja podova u prethodnom slučaju izračunavane su pri konstantnom sastavu lako isparljive komponente. Međutim, u slučaju promjene sastava napojne smješe, doći će do promjene broja podova. Rezultati zavisnosti broja podova od sastava napojne smješe prikazani su u tabeli 5 i na slici 3.





(c)

Slika 2. Grafički metod (McCabe-Thiele-ova metoda) za određivanje broja podova za slučaj destilacije binarne smješe. (a) Ravnotežna kriva para-tečnost (b) Ravnotežni dijagram sa ucrtanim linijama napajanja, destilata, ostatka, rektifikacionom linijom i linijom stripovanja (c) Konačan McCabe-Thiele-ov dijagram sa ucrtanim podovima

Tabela 5. Zavisnost broja podova od sastava napojne smješe

x	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
n-heptan-n-oktan	21,52	23,57	24,29	24,75	24,89	24,89	24,5	23,38	21,29

Za dimenzionisanje kolone, odnosno određivanje dijametra kolone i procjenu pada pritiska korišćen je Glitsch-ov [21] postupak dimenzionisanja. Da bi se odredili dijametar i pad pritiska u koloni potrebno je poznavati molske protoke i fizičke karakteristike parne i tečne faze, na svakom podu kolone. Ove karakteristike su prikazane tabelom 6.

Tabela 6. Protoci i fizičke karakteristike parne i tečne faze na svakom podu kolone

Br. poda	PARA NA PODU					TEČNOST NA PODU				
	°C	kg/h	m ³ /h	kg/m ³	mPa·s	kg/h	m ³ /h	kg/m ³	mPa·s	mN·m
1	98,9	17289,104	5032,970	3,435	0,00	10171,385	16,544	614,320	0,2	13
2	99,3	17265,466	5024,070	3,436	0,00	10147,750	16,502	614,948	0,2	13
3	99,9	17241,5	5014,880	3,438	0,00	10123,783	16,459	615,094	0,2	13
4	100,5	17217,814	5004,963	3,440	0,00	10100,098	16,416	615,249	0,2	13

V međunarodni kongres "Inženjerstvo, ekologija i materijali u procesnoj industriji"
V International Congress "Engineering, Environment and Materials in Processing Industry"

5	101,3	17195,135	4994,759	3,443	0,00	10077,424	16,375	615,403	0,2	13
6	102,1	17174,49	4984,718	3,445	0,00	10056,776	16,338	615,545	0,2	13
7	102,9	17157,224	4975,443	3,448	0,00	10039,504	16,307	615,667	0,2	13
8	103,6	17144,073	4967,408	3,451	0,00	10026,356	16,283	615,762	0,2	13
9	104,3	17135,106	4960,894	3,454	0,00	10017,391	16,266	615,833	0,2	13
10	104,9	17129,592	4955,823	3,456	0,00	10011,874	16,256	615,881	0,2	13
11	105,5	17126,289	4951,925	3,495	0,00	10008,571	16,250	615,913	0,2	13
12	105,9	17121,951	4941,693	3,465	0,00	20445,446	33,194	615,933	0,2	13
13	107	17126,767	4927,882	3,475	0,00	20450,256	33,2	615,963	0,2	13
14	108,8	17158,233	4912,896	3,492	0,00	20481,722	33,253	615,937	0,2	12
15	111,2	17241,659	4902,807	3,517	0,00	20565,152	33,397	615,773	0,2	12
16	114,1	17393,056	4904,613	3,546	0,00	20716,547	33,663	615,406	0,2	12
17	117,1	17598,863	4920,416	3,577	0,00	20922,356	34,028	614,854	0,2	12
18	119,7	17819,054	4945,163	3,603	0,00	21142,546	34,421	614,231	0,2	12
19	121,8	18013,542	4971,014	3,624	0,00	21337,036	34,770	613,666	0,2	12
20	123,3	18162,437	4992,606	3,638	0,00	21485,932	35,037	613,230	0,2	12
21	124,3	18265,646	5008,318	3,647	0,00	21589,142	35,223	612,925	0,2	12
22	124,9	18265,646	5008,318	3,647	0,00	3323,496	5,424	612,728	0,2	12

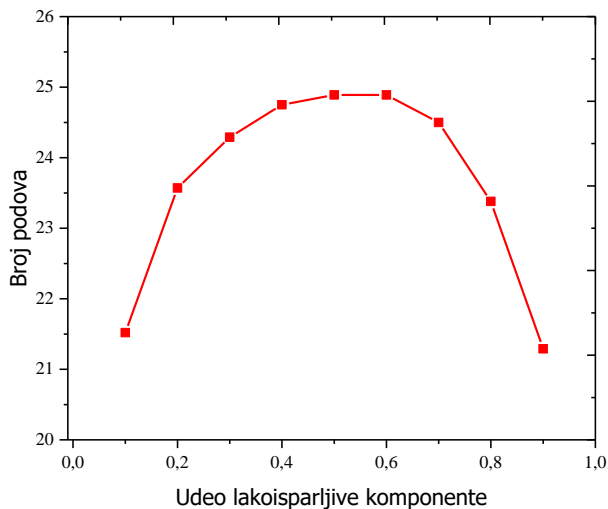
U ovom radu dimenzionisanje je vršeno i softverom ChemCAD, a poređenje rezultata primjenom ova dva postupka prikazano je u tabeli 7.

Tabela 7. Srednje vrijednosti dijametara kolone sa ventilskim podovima i padovi pritiska za zone stripovanja i rektifikacije dobijene različitim postupcima

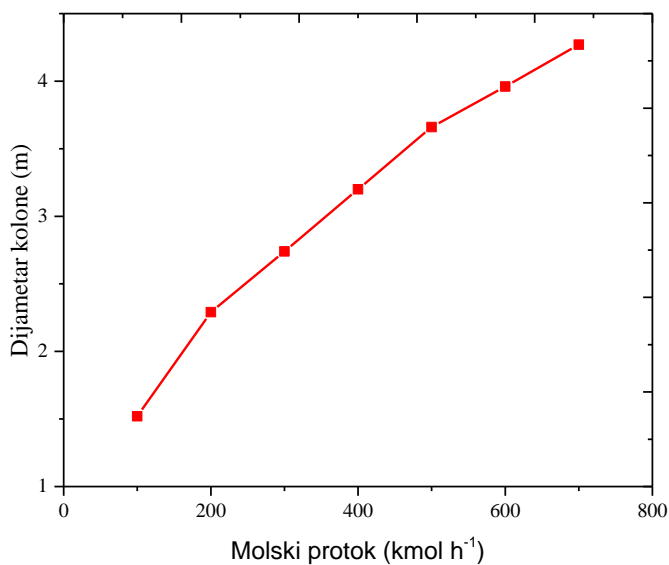
Sistem	ANALITIČKI POSTUPAK		ChemCAD	
	d_T [m] rektifikacija	d_T [m] stripovanje	d_T [m] rektifikacija	d_T [m] stripovanje
n-heptan-n-oktan	1,2634	1,3544	1,3720	1,3720
Sistem	Δp [mm] rektifikacija	Δp [mm] stripovanje	Δp [mm] rektifikacija	Δp [mm] stripovanje
n-heptan-n-oktan	5,5953	7,1120	6,3910	6,3727

Praćenjem dijametara kolone sa promjenom sastava, dobijena je zavisnost prikazana na slici 4. Iz dobijene zavisnosti jasno se vidi da dijametar kolone

raste skoro linearno sa promjenom protoka. Međutim, vrijednosti promjera koje se kreću preko 3 metra javljaju se pri velikim protocima. Ovakve kolone je potrebno dodatno analizirati i prilagoditi ih tehno-ekonomskim zahtevima.



Slika 3. Zavisnost broja podova od sastava napojne smješe



Slika 4. Zavisnost dijametara kolone od molskog protoka

Zaključak

Istraživanja na polju destilacije, datiraju od davnina. Međutim, kao što se moglo vidjeti iz ovog kratkog pregleda, veliki broj stvari se još izučava i traže određeni načini da se rad uređaja za destilaciju prospješi i pri tome u većoj mjeri postane ekonomski opravdan. Ovim radom smo potvrdili, da kada je riječ o binarnim smješama, tradicionalne grafičke metode u velikoj mjeri daju zadovoljavajuće rezultate, koji su neophodni za proces daljeg opisivanja destilacije, kao i proces dimenzionisanja. U radu su korišćene i različite analitičke metode za određivanje broja podova, međutim, jedino je jednačina Molokanova i saradnika dala najprihvatljivije rješenje, dok su druge jednačine odnosno korelacije u manjoj ili većoj mjeri odstupale. Moguće je takođe uočiti da se broj podova mijenja sa promjenom sastava napojne smješe krećući se u opsegu od 20 do 26 podova. Najveći broj podova dobijen je pri ekvimolarnom sastavu, dok je pri veoma visokim ili pri veoma niskim vrijednostima lakoisparljive komponente u napojnoj struji broj podova bio približno isti. Kada je reč o dimenzijama kolone i hidrodinamičkim osobinama, može se reći da je analitički postupak dimenzionisanja često dugotrajan i zahtijeva veliki broj podataka. Razvoj tehnike je omogućio da se ipak ovo vrijeme skрати. Iz rezultata o dimenzionisanju, može se uočiti da su rezultati dobijeni analitički i softverski približno jednaki i da su odstupanja neznatna.

Literatura

- [1]Skogestad S., (1997), Dynamics and Control of Distillation Columns: A Tutorial Introduction, *Chemical Engineering Research and Design*, 75(6), 539-562
- [2]Kiss. A.A., (2014), Distillation technology – still young and full of breakthrough opportunities, *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 89(4), 479-498
- [3] Towler G., Sinnott R, (2013), *Chemical Engineering Design*, Oxford: Butterworth-Heinemann, 753-806.
- [4]McCabe L.W., Thiele W. E., (1925), *Graphical Design of Fractionating*

- [5] King J.C., (1971), Separation Processes, New York: McGraw-Hill Inc., 206-250.
- [6] Rademaker J. O., Rijnsdorp E. J., Maarleveld A., (1975), Dynamics and Control of Continuous Distillation Columns, Amsterdam: Elsevier
- [7] Buckley S.P., Luyben L. W., Shunta S. F., (1985), Design of Distillation Column Control Systems, New York: Instrument Society of America Research Triangle Park
- [8] Kister Z. H., (1990), Distillation Operation, New York: McGraw-Hill Inc.
- [9] Ewing B. M., Sanchez Ochoa C. J., (2003), The vapour pressures of n-octane determined using comparative ebulliometry, *Fluid Phase Equilibria*, 210(2) 277-285
- [10] Ortega J., Gonzalez C., Galvan S., Vapor-Liquid Equilibria for Binary Systems Composed of a Propyl Ester (Ethanoate, Propanoate, Butanoate) and n-Alkane (C₇, C₉), (2001), *Journal of Chemical & Engineering Data*, 46(4), 904-912
- [11] Mejdell T., Skogestad S., Estimation of distillation compositions from multiple temperature measurements using partial-least-squares regression, (1991), *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 30(12), 2543-2555
- [12] Fenske R. M., Quiggle D., Tongberg O. C., (1932), Composition of Straight-Run Pennsylvania Gasoline, *Industrial & Engineering Chemistry*, 24(4), 408-418
- [13] Zhicai Y, Du W., Zhaoxia Y, Ronglan Z, (1996), Evolution of Pinch-Point Zones in Multicomponent Distillation Columns. 1. Rectifying Section, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 35(8), 2777-2781
- [14] Jafarey A., Douglas M. J., McAvoy J. T., (1979), Short-Cut Techniques for Distillation Column Design and Control. 1. Column Design, *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development*, 18(2), 197-202
- [15] Skinskey G. F., (1984), Distillation Control, 2nd ed., New York:

- [16] Coker K. A., (2010), Ludwig's Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant, 4th ed., Oxford: Elsevier
- [17] M. VanWinkle, M., Todd G. W., (1971), Optimum fractionation design by simple graphical methods, *Chemical Engineering*, 78(21), 136
- [18] Eduljee E. H., (1975), Equations Replace Gilliland Plot, *Hydrocarbon Processing*, 54(9), 120-122
- [19] Molokanov K. Y., Korablina P. T., Mazurina I. N., Nikiforov A. G., (1971), An Approximate Method for Calculating the Basic Parameters of Multicomponent Fractionation, *Chemistry and Technology of Fuels and Oils*, 7(2), 129-133
- [20] Barna A. B., Ginn F. R., (1985), Tray estimates for low reflux, *Hydrocarbon Process*, 64(5), 115-116
- [21] Ballast Tray Design Manual, (2013), Bulletin 4900, 6th ed., Koch Glitsch

ANALYSIS, MODELING AND DESIGN OF BINARY DISTILLATION SYSTEMS

Stefan Pavlovic¹, Milovan Jotanovic¹, Vladan Micic¹, Biljana Milovanovic²

¹University in East Sarajevo, Faculty of Technology, Karakaj 34a, Bosnia
and Herzegovina

²Alumina l.l.c., Karakaj n.n., Bosnia and Herzegovina
stefan.pavlovi504@gmail.com

Abstract

The analysis and sizing of the distillation column for the separation of n-heptane-n-octane mixture were conducted using a traditional method for modeling and describing distillation systems, combined with modern software systems. Basic parameters were obtained by using rigorous separation and calculation procedures for the separation of the mixture used. These parameters describe distillation process, as well as basic dimensions and physical and hydro-dynamic parameters of the distillation column. Analytical and numerical methods were used for the analysis, modeling, sizing and operation control of the system. The previously used calculation methods were verified by developing the program for the case of the binary mixture. The values, obtained in this program were used for further description of the system, as well as sizing and determining basic physical and hydro-dynamic properties such as column diameter, and pressure drop. The key parameters describing this system are optimal reflux, minimum reflux, number of theoretical stages and minimum number of theoretical stages. Changes of the number of stages, reflux and column diameter were monitored as a function of mixture composition, as well as flow of the mixture at entrance of the column.

Key words: distillation of binary mixture, rigorous calculation procedures, design methods, distillation columns