

**UNIVERZITET U ISTOČNOM SARAJEVU  
TEHNOLOŠKI FAKULTET**

**Stefan Pavlović**

**MODELOVANJE DESTILACIONIH KOLONA**

**DIPLOMSKI RAD**

**jul 2015. godine**

**UNIVERZITET U ISTOČNOM SARAJEVU  
TEHNOLOŠKI FAKULTET**

**Stefan Pavlović**

**MODELOVANJE DESTILACIONIH KOLONA**

**DIPLOMSKI RAD**

**Mentor  
Dr Milovan Jotanović, red. prof.**

**jul 2015. godine**

Bibliografski podaci:

UDK	66.021.3.048
Naučna oblast	Inženjerstvo i tehnologija
Naučno polje	Hemijsko inženjerstvo
Uža naučna oblast	Procesno inženjerstvo
Institucija	Tehnološki fakultet Zvornik
Mentor rada	Dr Milovan Jotanović, red. prof.
Broj stranica	241
Broj slika	107
Broj tabela	136
Broj priloga	5
Broj literaturnih referenci	61
Datum odbrane	09.07.2015. godine

Komisija za odbranu:

1. Dr Goran Tadić, vanr. prof., predsjednik komisije
2. Dr Milovan Jotanović, red. prof., mentor
3. Dr Vladan Mičić, vanr. prof., član
4. Dr Radislav Filipović, docent, član za zamjenu

Rad je odložen u biblioteci Tehnološkog fakulteta

*Najveću zahvalnost dugujem svojim roditeljima koji su mi u svim trenucima bili ogromna podrška i koji su mi veoma bitnim životnim savjetima pomogli da dostignem planirane ciljeve. Oni su bili tu da me u svakom momentu podrže i ne dozvole da posustanem u ostvarenju mojih ciljeva. Svaki moj uspjeh je velikim dijelom i njihov. Takođe, veliku podršku u mom dosadašnjem školovanju pružile su mi moja baka i sestra, koje su bili tu i u teškim i u lijepim trenucima, kako bi ono što je teško učinile lakšim, a ono što je lijepo učinile još ljepšim.*

*Dr Milovanu Jotanoviću dugujem veliku zahvalnost za pomoć i korisne savjete koje mi je pružio tokom izrade diplomskog rada, kao i za iskazanu brigu, pažnju, strpljenje i razumjevanje, što je potrebno svakom mladom čovjeku koji je na početku svoje karijere. Raditi sa čovjekom kao što je profesor Jotanović je zaista čast i privilegija i ova zahvalnica je nešto najmanje čime se mogu zahvaliti profesoru za cjelokupnu saradnju.*

*Dr Goranu Tadiću i dr Vladanu Mičiću se takođe zahvaljujem na povjerenju i velikoj podršci tokom izrade rada, kao i na veoma korisnim komentarima i savjetima koji su mi u velikoj mjeri pomogli da ovaj rad realizujem do kraja.*

*Veliku zahvalnost dugujem i ostalim profesorima koji su mi bili ogromna podrška tokom cijelog četvorogodišnjeg školovanja na Tehnološkom fakultetu u Zvorniku. Takođe, zahvalio bih se i nenastavnom osoblju Tehnološkog fakulteta u Zvorniku na odličnoj komunikaciji i saradnji.*

*Zahvalnost bih izkazao i Ministarstvu nauke i tehnologije i Fondaciji dr Milan Jelić čiji sam stipendista bio tokom studiranja.*

*Svim kolegama i prijateljima se zahvaljujem na razumjevanju, podršci i dragocjenoj atmosferi drugarstva i zajedništva iz koje je proistekao moj uspjeh i ovaj diplomski rad.*

*Nadam se da ću svojim daljim radom uspjeti da se svim ovim ljudima zahvalim i opravdam iskazano mi povjerenje, a isto tako se nadam da će svi ovi ljudi i dalje biti uz mene i da će mi biti još veća podrška.*

# MODELOVANJE DESTILACIONIH KOLONA

## REZIME

*Kako je destilacija jedna od veoma važnih operacija u hemijskoj industriji, a destilacione kolone veoma specifični i važni uređaji, potrebno je posvetiti posebnu pažnju pri analizi i modelovanju ovakvih sistema. Ovaj rad se može podijeliti u dva dijela, prvi dio rada se odnosi na modelovanje, proračune i analizu binarnih smjesa, a drugi dio rada se odnosi na dimenzionisanje destilacionih kolona. Binarne smjese koje su analizirane u ovom radu su: benzen-toluen, etilbenzen-stiren, N-heptan-N-oktan i trihloretilen-tetrahloretlen. Pri proračunavanju navedenih binarnih smjesa poseban akcenat je stavljen na primjenu grafičke McCabe-Thiele-ove metode, za određivanje broja teorijskih podova potrebnih za razdvajanje navedenih smjesa i procjenu ponašanja navedenih smjesa pri različitim uslovima razdvajanja. Provjera McCabe-Thiele-ove metode vršena je analitičkim proračunima sistema za destilaciju, kao i primjenom SHORTCUT metode za proračune destilacije u ChemCAD-u. Poseban doprinos ovog rada zasniva se na osmišljanju programa u MATLAB-u, koji omogućava izračunavanje veoma važnih parametara u destilaciji poput minimalnog refleksnog odnosa, radnog refleksnog odnosa, broja teorijskih podova, mjesta napojnog poda, određenih veličina koje u velikoj mjeri zavise od refleksa i broja teorijskih podova potrebnih za razdvajanje. Drugi dio rada odnosi se na dimenzionisanje destilacionih kolona za razdvajanje analiziranih sistema. U postupku dimenzionisanja posebna pažnja je posvećena dimenzionisanju sitastih i ventilskih podova. Za sitaste podove je vršen detaljan proračun, „pod po pod“ za sve analizirane sisteme, dok je za ventilske podove vršen proračun za po dva poda, jedan iz zone rektifikacije i jedan iz zone stripovanja, za sva četiri analizirana sistema. Analiza destilacionih kolona u ovom radu je zasnovana na određivanju osnovnih dimenzija kolone (aktivne i ukupne površine podova i površine preliva i dijametra kolone) i procjeni osnovnih hidrauličkih parametara (% plavljenja, odnošenja, pada pritiska). Proračun svih navedenih parametara destilacionih kolona je vršen analitičkim proračunom, primjenom Excel-a, kao i primjenom strogog postupka dimenzionisanja TOWER metodom u ChemCAD-u. Na ovaj način su i za prvi i za drugi dio rada izvršena poređenja dobijenih rezultata primjenom različitih metoda proračuna i izvedene razne zavisnosti koje u velikoj mjeri opisuju destilaciju i destilacione kolone za analiziranu vrstu sistema i za postavljene uslove razdvajanja.*

**Ključne riječi:** Broj teorijskih podova, destilacija, dijametar kolone, destilacione kolone, McCabe-Thiele-ova metoda, pad pritiska, plavljenje, refleksni odnos, sitasti podovi, ventilski podovi

# MODELING OF DISTILLATION COLUMN

## SUMMARY

*As a distillation is one of the most important operations in chemical industry, and distillation columns are very specific and important equipments, during the analysis and modeling of such systems necessary is to pay special attention. This paper can be divided into two parts, first part of this paper refers to modeling, calculation and analysis of the binary mixtures, and the second part of the paper refers to the dimensioning of distillation column. Binary mixture were analyzed in the paper are: benzene-toluene, ethylbenzene-styrene, N-heptane-N-oktane, trichlorethylene-tetrachlorethylene. In calculations of binary mixture, special emphasis is placed on the applications of the graphic McCabe-Thiele method for determining of the number of theoretical stages for separating the above mixture and evaluate the behavior of these mixture under different condition of separation. Vrification of McCabe-Thiele's method is performed by using analytical calculations of distillation as well as using the SHORTCUT method for calculation of distillations in ChemCAD. The special contribution of this paper is based on the design of program in MATLAB, which allows calculation of very important parameters such as the minimum reflux ratio, reflux ratio, number of theoretical stages, the place of feed stage and certain parameters which depend of reflux ratio and number of theoretical stages required for the separation.*

*The second part of this paper refers to the sizing of distillation columns for the separation of the analyzed systems. In the sizing process, special attention was paid to the sizing of sieve and valve trays. For sieve trays was carried out the detailed calculation "tray by tray" for all analyzed systems, while for valve trays was carried out the calculation for two trays, for the all examined mixtures., one tray for rectifying section and one tray from stripping section. In this paper, analysis of distillation columns is based on the determination of the basic dimension of the columns (active and total area of trays and area of downcomer and diameter of columns) and the assessment of basic hydraulic parameters (% of flooding, removal, pressure drop). The calculation of the above parameters of distillation columns was carried out analytically, by using the Excel, as well as by using of strict procedures of TOWER method in ChemCAD. In this way, and for the first and second part of the paper were compared the results obtained by using different calculation methods and performed various dependencies that largely describe distillation and distillation columns for the analyzed types of mixtures and set condition of separation.*

**Keywords:** *Number of theoretical stage, distillation, diameter of column, distillation column, McCabe-Thiele method, pressure drop, flooding, reflux ratio, sieve tray, valve tray,*

# SADRŽAJ

<b>NOMENKLATURA</b> .....	<b>V</b>
<b>UVOD</b> .....	<b>1</b>
<b>1. FIZIČKO-HEMIJSKE OSOBINE DESTILACIJE</b> .....	<b>3</b>
1.1 Ravnoteža para tečnost .....	3
1.2 K-vrijednost i relativna isparljivost .....	6
1.3 Azeotropne smjese.....	7
1.4 Flash destilacija .....	9
1.4.1 Flash destilacija binarnih smjesa .....	10
1.5 Kontinuirana destilacija sa refluksom .....	11
1.6 Mehanizam kontakta para-tečnost na idealnom podu .....	11
1.7 Kombinacija rektifikacije i stripovanja .....	13
<b>2. MATERIJALNI BILANS</b> .....	<b>15</b>
2.1 Opšti bilans dvokomponentnih smjesa .....	15
2.2 Neto protok .....	15
2.3 Operativna linija .....	16
2.4 <i>McCabe-Thiele</i> -ova metoda određivanja broja idealnih podova.....	18
2.4.1 Refluks i refluksni odnos .....	18
2.4.2 Kondenzator i gornji pod .....	19
2.4.3 Rebojler i donji pod .....	21
2.4.4 Konstruisanje operativne linije.....	23
2.4.5 Lokacija napojnog poda.....	23
2.4.6 Grijanje i hlađenje .....	28
2.4.7 Minimalni refluksni odnos .....	29
2.4.8 Optimalni refluksni odnos .....	32
2.4.9 Minimalni broj podova .....	33
<b>3. ANALITIČKI POSTUPCI PRORAČUNA SISTEMA ZA DESTILACIJU</b> .....	<b>36</b>
3.1 Minimalan broj teorijskih podova .....	36
3.2 Minimalni refluks .....	37
3.3 Odnos refluks-broj podova .....	38
3.4 Mjesto napojnog poda .....	41
<b>4. KOLONE SA PODOVIMA</b> .....	<b>43</b>
4.1 Vrste i karakteristike podova .....	44
4.2 Dimenzionisanje podova-definisanje veličina.....	49
4.3 Oblici tokova dvofazne smješe na podu .....	51
4.4 Plavljenje .....	55
4.4.1 Plavljenje poda .....	56
4.4.2 Plavljenje preliva .....	61
4.5 Odnosenje .....	67
4.6 Pad pritiska .....	69

<b>5. POSTUPAK DIMENZIONISANJA KOLONA SA PODOVIMA .....</b>	<b>71</b>
5.1 Sitasti podovi .....	71
5.2 Podovi sa ventilima .....	80
5.2.1 <i>Glitsch</i> -ov postupak .....	80
5.2.2 Algoritam proračuna ventilskih podova .....	82
<b>6. MODELOVANJE, PRORAČUN I ANALIZA BINARNIH SMJESA .....</b>	<b>89</b>
6.1 Projektni zadatak .....	89
6.2 Određivanje udjela lako isparljive komponente u gasnoj i tečnoj fazi.....	93
6.3 Grafički postupak proračuna destilacije- <i>McCabe-Thiele</i> -ova metoda .....	98
6.4 Analitički postupci proračuna destilacije .....	113
6.4.1 Minimalni broj teorijskih podova .....	113
6.4.2 Broj teorijskih podova .....	114
6.4.3 Mjesto napojnog poda .....	119
<b>7. DIMEZIONISANJE KOLONA .....</b>	<b>122</b>
7.1 Programski paketi za dimenzionisanje .....	122
7.1.1 Prikaz ChemCAD-a i postupak dimenzionisanja .....	123
7.1.1.1 Shortcut model.....	123
7.1.1.2 Tower model.....	129
7.2 Dimenzionisanje kolona sa sitastim podovima .....	136
7.3 Dimenzionisanje kolona sa ventilskim podovima .....	142
<b>8. DISKUSIJA REZULTATA ISTRAŽIVANJA.....</b>	<b>158</b>
<b>9. ZAKLJUČAK .....</b>	<b>180</b>
<b>10. LITERATURA .....</b>	<b>182</b>
<b>PRILOZI .....</b>	<b>185</b>



## NOMENKLATURA

### LISTA SIMBOLA

Simbol	Značenje
$A_A$	aktivna površina poda, $m^2$
$A_D$	površina preлива, $m^2$
$A_T$	ukupna površina poda, $m^2$
$B$	protok produkta dna
$C_0$	koeficijent protoka otvora na podu
$CF$	faktor kapaciteta za podove sa ventilima
$c_{pc}$	toplotni kapacitet
$C_{SB}$	<i>Souders-Brown</i> -ov faktor, C-faktor u tački plavljenja, $m/s$
$D$	protok destilata
$d_h$	prečnik otvora (perforacije) na podu, $m$
$d_T$	prečnik kolone, $m$
$d_V$	prečnik ventila na podu, $mm$
$E$	odnošenje tečnosti, $kmol/h$
$e_m$	odnošenje tečnosti, $kg/h$
$f$	udio napojne smjese koji je u parnoj fazi
$f_A$	odnos površine otvora i aktivne površine poda
$F$	protok napojne smjese
$F_h$	F-faktor otvora, $m/s (kg/m^3)^{1/2}$
$F_{LV}$	parametar protoka
$F_{pl}$	faktor plavljenja
$g$	gravitaciono ubrzanje, $9,806 m/s^2$
$h_c$	visina stuba čiste tečnosti na podu, $mm$
$h_{ct}$	visina stuba čiste tečnosti na prelazu iz režima pjene u režim raspršene tečnosti, $mm$
$h'_{dc}$	visina stuba čiste tečnosti u prelivu, $mm$
$h_f$	visina pjene na podu, $mm$
$H_F$	entalpija napajanja
$H_F^0$	entalpija napajanja na temperaturi ključanja
$h_{ow}$	visina tečnosti iznad pregrade preлива, $mm$
$h_{UD}$	pad pritiska usljed otpora strujanja tečnosti kroz zazor između zavjese preлива i poda, $mm$ stuba tečnosti
$h_V$	maksimalna visina dizanja ventila
$h_w$	visina pregrade preлива, $mm$
$h_\sigma$	pad pritiska zbog otpora površinskog napona stvaranju mjehurića, $mm s.t.$
$H_i$	širina preлива
$K_i$	konstanta ravnoteže para-tečnost komponente $i$
$K_1$	koeficijent za pad pritiska na podu sa ventilima
$K_2$	koeficijent pada pritiska na podu sa ventilima
$L_a$	protok tečne faze sa vrha kolone, $kmol/h, kg/h, m^3/h$

---

$L_b$	protok tečne faze na dnu kolone, $kmol/h, kg/h, m^3/h$
$L_c$	protok refluksa iz kondenzatora, $kmol/h, kg/h, m^3/h$
$L_F$	dužina puta tečnosti na podu, $m$
$L_n$	protok tečne faze na podu $n$ u zoni rektifikacije, $kmol/h, kg/h, m^3/h$
$L_m$	protok tečnosti sa pod $m$ u zoni stripovanja, $kmol/h, kg/h, m^3/h$
$L_w$	dužina pregrade preliva, $m$
$\bar{L}$	brzina tečnosti rebojlera, $kmol/h, kg/h, m^3/h$
$m$	koeficijent raspodjele
$N$	broj teorijskih podova
$N_{min}$	minimalan broj idealnih podova
$N_p$	broj prelaza tečnosti na podu
$N_v$	broj ventila na podu
$p_A$	parcijalni pritisak komponente A u smjesi, $Pa, bar$
$p_A^0$	pritisak pare komponente A, $Pa, bar$
$p_h$	korak rasporeda otvora na podu, $m$
$P$	pritisak, $Pa, bar$
$Q_c$	toplotna dužnost kondenzatora, $kJ$
$Q_D$	opterećenje preliva tečnošću, $m^3/(s m^2)$
$Q_L$	opterećenje pregrade tečnošću, $m^3/(s m^2)$
$Q_{m,L}$	maseni protok tečnosti, $kg/s$
$Q_{m,V}$	maseni protok pare, $kg/s$
$Q_{v,L}$	ukupan protok tečnosti, $m^3/s$
$R_D$	refluksni odnos
$R_{min}$	minimalni refluksni odnos
$Re$	<i>Reynolds</i> -ov bezdimenzioni kriterijum
$s$	odnos stripovanja
$s_{min}$	minimalni odnos stripovanja
$S$	separacioni parametar definisan jednačinom 3.2
$SF$	faktor sistema
$T$	temperatura, $^{\circ}C$
$T_S$	rastojanje između podova, $mm$
$t_t$	debljina lima poda, $mm$
$t_v$	debljina ploče ventila, $mm$
$u$	brzina, $m/s$
$u_h$	brzina pare kroz otvore na podu, $m/s$
$u_{LD}$	brzina tečnosti u prelivu, $m/s$
$u_{pl}$	brzina pare u tački plavljenja, $m/s$
$u_{LD,max}$	maksimalna dozvoljena brzina tečnosti u prelivu, $m/s$
$V_a$	protok parne faze na vrhu kolone, $kmol/h, kg/h, m^3/h$
$V_b$	protok parne faze na dnu kolone, $kmol/h, kg/h, m^3/h$

---

$V_{LOAD}$  opterećenje poda parom,  $m^3/s$

$V_m$	protok pare sa poda $m$ u zoni stripovanja, $kmol/h, kg/h, m^3/h$
$V_{n+1}$	protok pare sa poda $n+1$ , $kmol/h, kg/h, m^3/h$
$\bar{V}$	brzina pare rebojlera, $kmol/h, kg/h, m^3/h$
$V^0$	vrijednost nekorigovane promjenljive
$x_A$	molski udio komponente A u tečnoj fazi
$x_{Ae}$	molski udio komponente A u tečnoj fazi u stanju ravnoteže
$x_B$	molski udio u produktu dna
$x_{Be}$	molski udio komponente B u tečnoj fazi u stanju ravnoteže
$x_{HK}$	molski udio teže isparljive komponente u tečnoj fazi
$x_{LK}$	molski udio lako isparljive komponente u tečnoj fazi
$x_n$	molski udio tečne faze sa poda $n$
$y_A$	molski udio komponente A u gasovitoj fazi
$y_{Ae}$	molski udio komponente A u parnoj fazi u stanju ravnoteže
$y_{Be}$	molski udio komponente B u parnoj fazi u stanju ravnoteže
$y_D$	molski udio parne faze u destilatu
$y_{m+1}$	molski udio parne faze sa poda $m+1$ u zoni stripovanja
$y_{n+1}$	molski udio parne faze sa poda $n+1$

## GRČKI SIMBOLI

Simbol	Značenje
$\alpha_{i,j}$	relativna isparljivost
$\lambda_c$	latentna toplota isparavanja, $kJ/kg$
$\alpha_{LK/HK}$	relativna isparljivost lako isparljive komponente u odnosu na teško ključalu komponentu
$\beta_{LK/HK}$	parametar u Winn-ovoj korelaciji
$\rho_V$	gustina parne faze, $kg/m^3$
$\rho_L$	gustina tečne faze, $kg/m^3$
$\sigma$	površinski napon, $N/m$
$\Delta_H$	hidraulički gradijent visine tečnosti na podu, $mm$
$\psi$	količinski udio odnošenja
$\Phi_{dc}$	faktor aeracije tečnosti na podu
$\zeta$	maseni udio odnošenja
$\Phi$	faktor aeracije tečnosti na podu
$\gamma_f$	relativna gustina pjene
$\gamma_{f,e}$	efektivna relativna gustina pjene
$\Theta$	<i>Underwood</i> -ov parametar
$\delta_{LK}$	parametar u Winn-ovoj korelaciji

*Ovaj rad posvećujem onima koje volim  
i onima koje ću voljeti.*

## UVOD

Po definiciji destilacija je proces fizičkog razdvajanje smješe na dvije ili više komponenata različitih tačaka ključanja. Destilacija se zasniva na činjenici da ako se tečna smjesa, dvije isparljive komponente različitih temperatura ključanja, zagrije i djelimično ispari, para u ravnoteži sa tečnošću sadrži više lakše isparljive komponente (komponenta sa nižom temperaturom ključanja).

Postoje različita mišljenja i odgovori na pitanja šta je destilacija. Sredinom prošlog vijeka pod destilacijom se u Evropi prvenstveno podrazumjevala jednostepena diferencijalna destilacija i njene varijante, npr. frakciona destilacija i destilacija sa deflegmacijom. Višestepena destilacija naziva se rektifikacijom. U američkoj literaturi destilacija obuhvata i jednostepenu diferencijalnu destilaciju i rektifikaciju i taj se pristup sve više usvaja i u Evropi. Precizno govoreći postoji bitna razlika između jednostepene diferencijalne destilacije i rektifikacije. Jednostepena diferencijalna destilacija i njene varijante ne spadaju u procese prenosa materije difuzijom za razliku od rektifikacije gdje para i tečnost dolaze u međusobni kontakt pri čemu dolazi do razmjene materije difuzijom da bi se uspostavilo ravnotežno stanje. Za razliku od nekih drugih metoda (npr. apsorpcije, ekstrakcije, luženja itd.) ovdje se druga faza ne dovodi u sistem, nego se stvara (isparavanjem) od komponenata prve faze. Ovo je važna prednost destilacije, jer dozvoljava razdvajanje komponenti do željene čistoće (ako je potrebno ponavljati postupak ili u višestepenom postupku) bez miješanja sa drugim supstancama. Na taj način se izbjegava naknadno odvajanje od supstanci uvedenih u sistem (kod apsorpcije, npr. kada se supstanca A izdvoji iz gasne smješe rastvaranjem u B, da bi se dobila čista komponenta A, potrebno je koristiti novu separaciju da bi se A i B razdvojili). Zbog toga nije neobično što je destilacija najčešće korišćena separaciona metoda u industriji i pored relativno visokih troškova energije (potrebna za isparavanje dijela smješe), [Duduković, 2008].

Destilacija se praktično koristi stotinama godina. Tvrdi se da je već Aristotel poznao dobijanje pitke vode od morske vode. U spisima koji se pripisuju arapskom alhemičaru Geberu (VIII vijek) destilacija se pominje kao jedna od sedam operacija alhemije. Najstarija primjena je uređaj za isparavanje i kondenzaciju upotrijebljen za koncentraciju alkohola u napicima. Tačan opis destilacije koja se primjenjivala za dobijanje destilovane vode, alkohola i eteričnih ulja dao je *Albertus Magnus* (1316-1390). Vijekovima, destilacija je bila jedini postupak za koncentraciju ili dobijanje tečnosti u čistom stanju. P.R.Glauber, koji se smatra osnivačem tehničke hemije, svoje prvo djelo, 1646. godine, nazvao je „*Furni novi philosophici oder Beschreibung einer neu erfunden Destillirkunst*“. Prvu kolonu za kontinuiranu destilaciju načinio je *Cellier-Blumenthal* u Francuskoj 1813. godine. *Perrier* je u Engleskoj prvi upotrebljavao neku vrstu podova sa zvonima 1822. godine. Punila se upotrebljavaju već od 1820. godine kada je *Clement* upotrebljavao kolonu napunjenu sa staklenim kuglama. Prve sitaste podove uveo je *Coffy*, 1830. godine, a prva knjiga o osnovama destilacije je knjiga *La rectification de l'alcohol* od *Ernest Sorel-a* iz 1893. godine.

Bez obzira na relativno nisko termodinamičko iskorištenje, destilacija je i dalje primarni postupak separacije u procesnoj hemijskoj industriji i preradi nafte. Superiornost destilacije za razdvajanje smješa fluida nije slučajna. Razlozi su i u kinetici i u termodinamici.

S kinetičke tačke gledišta, brzina prenosa materije pri destilaciji u jediničnoj zapremini ograničena je jedino otporom difuzije u oba granična sloja na međufaznoj površini para-tečnost bez inerta. U gotovo svim ostalim procesima separacije postoje inertni rastvarači i čvrste materije, koje smanjuju gustinu toka prenosa materije, tako da destilacija ima potencijalno velike brzine prenosa materije i niska investiciona ulaganja.

S termodinamičke tačke gledišta, tipično termodinamičko iskorišćenje destilacije je oko 10 % i može se povećati upotrebom međukondenzatora ili međugrijača (isparivača). Iako 10 % termodinamičkog iskorišćenja nije mnogo, nema mnogo drugih djelotvornih procesa, [Kister, 1992].

Stoga je destilacija uopšte najjeftiniji i najbolji postupak razdvajanja smješa na komponente osim u sljedećim slučajevima:

- ako je razlika u relativnim tačkama ključanja komponenti veoma mala,
- ukoliko je potrebno malu količinu komponente s velikom temperaturom ključanja odvojiti iz smješe. Destilacija u tom slučaju zahtijeva da se sva smješa ispari da bi se izdvojila mala količina teško rastvorljive komponente.
- ako je jedna od komponenata termički nestabilna, čak i pri relativno niskim temperaturama (vakuum), i
- ako je smješa veoma korozivna ili jako prlja opremu [Beer, 2006].

Kada se govori o rektifikacionim kolonama obično se podrazumjeva kontinuirano odvajanje tečnih smješa. Šaržne kolone nalaze primjenu uglavnom u pogonima malotonažne industrije, npr. farmaceutske industrije, gdje se manje količine raznih sirovina povremeno podvrgavaju rektifikaciji. Postrojenja naftne i petrohemijske industrije su kontinuiranog tipa, tako da je osnova destilacionih procesa stacionarne prirode, [Кафаров, 1972].

Kada je izvjesno da se odvajanje posmatrane smješe treba sprovesti rektifikacijom nameće se pitanje: kakvu kolonu upotrijebiti, kolonu s podovima ili kolonu s punilima? Ako ne postoje čvrsti tehnološki razlozi, koji isključuju jednu od dvije mogućnosti (npr. korozivnost, dijametar i sl.), izbor treba zasnovati isključivo na ekonomičnosti, tj. razmotriti obje mogućnosti i uporediti ih s obzirom na pogonske i investicione troškove, [Кастакин, 1973]. Posao na projektovanju neke nove ili preispitivanju postojeće kolone počinje od raspoloživog procesnog toka, definisanog protoka, sastava, pritiska i temperature, te zahtijeva u pogledu količine i čistoće proizvoda. Kod binarnih smjesa oštrina odvajanja definiše se odnosima protoka komponenata u proizvodima. Time se ujedno definiše i materijalni bilans posmatrane kolone, uz pretpostavku da se radi o standardnoj koloni s jednim napojnim tokom i dva proizvoda ili destilatom i proizvodom dna ili ostatkom. Pri zadavanju čistoće proizvoda, koja se želi ostvariti rektifikacijom višekomponentnih smješa, očekivana oštrina odvajanja odnosi se na tzv. ključale komponente, tj. komponente napajanja između kojih se prema zahtjevima procesa treba razdvojiti napojna smjesa. Čistoća destilata definiše se molskim ili masenim procentima lakše ključale komponente, a čistoća ostatka udjelom teže ključale komponente uz eventualna ograničenja u pogledu prisutnosti teže ključale komponente u destilatu i obrnuto, [Šef, Olujić, 1988].

# 1. FIZIČKO-HEMIJSKE OSOBINE DESTILACIJE

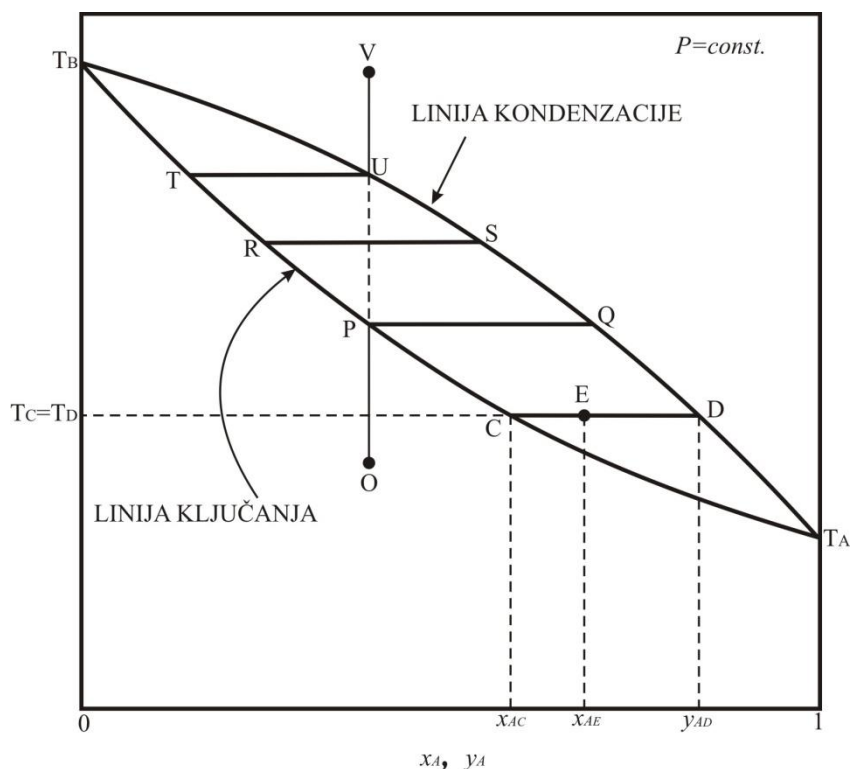
## 1.1 Ravnoteža para tečnost

Destilacija se zasniva na ravnoteži para-tečnost i svakako da je poznavanje fenomena te ravnoteže potrebno za proračune i dimenzionisanje opreme za destilaciju, [Beer, 2006].

Čiste supstance ključaju na stalnoj temperaturi (pri konstantnom pritisku), a temperatura ključanja jednaka je temperaturi kondenzacije. Međutim, kod višekomponentnih sistema situacija se komplikuje. Po *Gibbs*-ovom pravilu faza:

$$F + S = K + 2 \quad (1.1)$$

gdje je F-broj faza, S-broj stepeni slobode, a K-broj komponenata u sistemu, vidi se da je za dvokomponentni sistem (kada su parna i tečna faza u ravnoteži) broj stepeni slobode dva. Prema tome, za konstantan pritisak neće jednoznačno biti data temperatura u ravnoteži, već će zavistiti od sastava (slika 1.1). Na ordinati slike 1.1. je prikazana temperatura, a na apscisi moljski udjeli tečne ( $x_A$ ) i gasne faze ( $y_A$ ), sve pri konstantnom pritisku. Pri  $x_A = 0$  postoji čista komponenta B, koja ključa na temperaturi  $T_B$ , a para ima sastav  $y_A = 0$ . Za  $x_A = 1$  ( $y_A = 1$ ) postoji čista lakše isparljiva komponenta A koja ključa na  $T_A < T_B$ . Oblast  $0 < x_A < 1$  predstavlja binarnu oblast. Donja kriva na grafiku predstavlja temperaturu ključanja (temperaturu na kojoj se javljaju prvi mjehuri pare) u sastavu tečne faze ( $x_A$ ), a gornja kriva predstavlja temperaturu kondenzacije (prvih kapi) u funkciji sastava pare ( $y_A$ ). Horizontalne linije (izoterme) predstavljaju spojne linije, koje povezuju stanja tečne i parne faze u ravnoteži (C i D na primjer). Može se nacrtati beskonačno mnogo takvih spojnih linija.



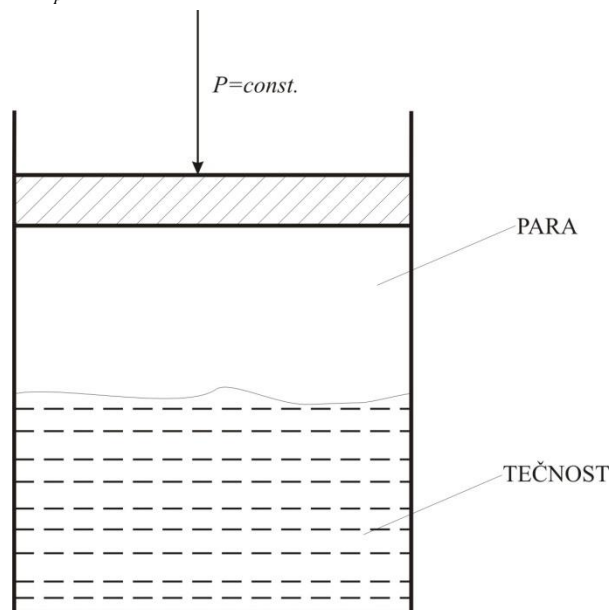
Slika 1.1-Dijagram ključanja za binarnu smjesu

Tečna faza sastava  $x_{A_c}$  koja ključa u ravnoteži je sa parnom fazom  $y_{A_p}$  (naravno, na istoj temperaturi  $T_D = T_C$ ). Pošto je na slici 1.1 A lakše isparljiva komponenta, onda je  $y_A > x_A$ , tj. parna faza je bogatija na lakše isparljivoj komponenti. Ako se pomiješaju parna faza sastava  $y_{A_p}$  i tečna faza sastava  $x_{A_c}$  dobićemo dvofaznu smjesu čiji će srednji sastav biti definisan tačkom E. Tipičan položaj tačke E na duži  $\overline{CD}$  dat je “pravilom poluge”:

$$\frac{C}{D} = \frac{\overline{ED}}{\overline{CE}} \quad (1.2)$$

gdje su  $C$  [mol] i  $D$  [mol] količine tečne i parne faze, a  $\overline{ED}$  i  $\overline{CE}$  odgovarajuće duži na slici 1.1.

Pretpostavimo da se zagrijava tečnost u stanju prikazanom tačkom O na slici 1.1, pri čemu je sud zatvoren i u njemu se održava konstantan pritisak (što se može postići u sudu sa klipom, slika 1.2). Prvi mjehur pare javiće se u tački P (sastav tečne faze  $x_{A_p}$ ), a sastav prvih mjehura pare odgovaraće tački Q ( $y_{A_p}$ ). Kako je para Q bogatija komponentom A, daljim isparavanjem tečna faza postaje siromašnija komponentom A. Zbog promjene sastava mijenja se i tačka ključanja i sastav tečne faze, pa se stanje tečne faze (slika 1.1) pomjera duž linije ključanja u pravcu tačke  $T_B$ . Na temperaturi  $T_R$  sastav tečne faze odgovara tački R, a sastav parne faze tački S, ali kada se izračuna srednji sastav ove dvofazne smješe on je i dalje jednak početnom sastavu  $x_{A_o} = x_{A_p}$ .



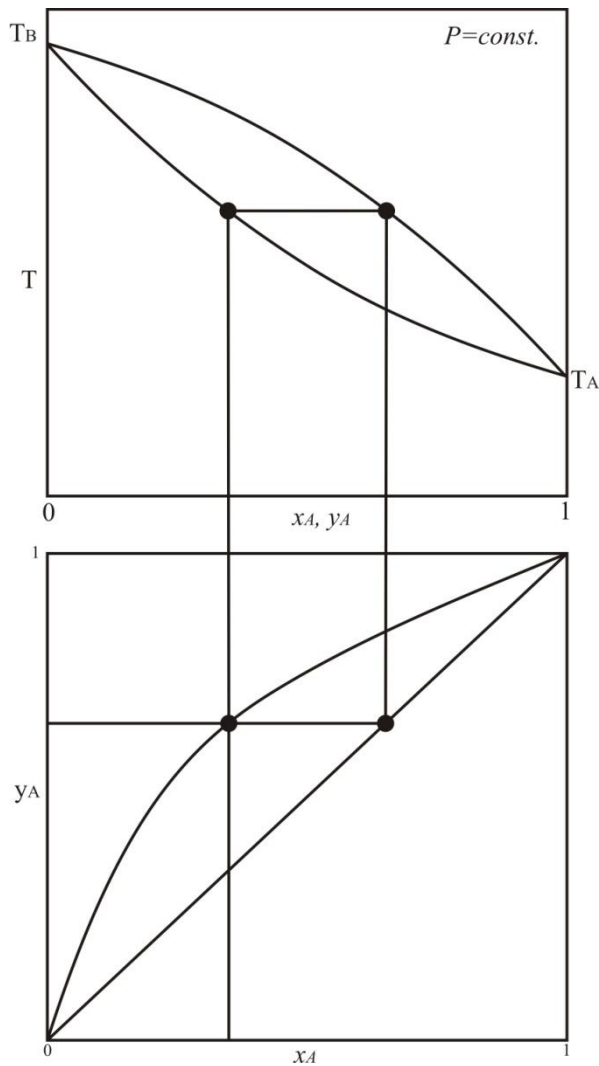
Slika 1.2- Sud konstantnog pritiska

Posljednja kap tečne faze ključa u tački T dok sastav parne faze odgovara tački U. Pošto je sada sva tečnost prešla u parnu fazu, sastav parne faze jednak je početnom sastavu tečnosti ( $y_{A_u} = x_{A_o}$ ). Daljim zagrijavanjem dobijamo pregrijanu paru koja mijenja temperaturu duž vertikalne prave konstantnog sastava. Tačka V predstavlja pregrijanu paru. Ako bi se hladila pregrijana para stanja V, sve rečeno bi se ponavljalo obrnutim redoslijedom, tj. kondenzacija bi počela u tački U i para bi mijenjala sastav od U preko S do Q, dok bi kondenzovana tečnost mijenjala sastav duž linije T-R-P. Sastav na kraju kondenzacije bi odgovarao tački P (tečnost).



Ako je sud u kome se zagrijava tečnost (O) otvoren i pod konstantnim pritiskom, tečnost će opet proključati u tački P. Para bogatija komponentom A odlazi iz sistema, ostavljajući tečnost koja svoj sastav mijenja duž linija ključanja od tačke P do tačke T.

Veza između dijagrama ključanja i ravnotežnog dijagrama (sastav parne faze-sastav tečne faze) prikazana je na slici 1.3. Svaki par tačaka (CD) na krajevima spoljnih linija (slika 1.1) preslikava se u jednu tačku na ravnotežnoj krivi donjeg dijagrama (slika 1.3). Dijagonala u donjem dijagramu služi da bi se  $y_A$  sa apscise gornjeg dijagrama prenijela na ordinatu donjeg dijagrama.



Slika 1.3-Ravnoteža para tečnost

## 1.2 K-vrijednost i relativna isparljivost

$K$ -vrijednost ili konstanta ravnoteže para-tečnost definiše se kao:

$$K_i = \frac{\text{udio komponente } i \text{ u parnoj fazi}}{\text{udio komponente } i \text{ u tečnoj fazi}} = \frac{y_i}{x_i} \quad (1.3)$$

tako da se može reći da je  $K$ -vrijednost mjera tendencije komponente u smješi da isparava.

$K$ -vrijednost je funkcija temperature, pritiska i sastava i kad god su dvije od ove tri varijable zadane i treća je time određena.

Relativna isparljivost između komponente  $i$  i  $j$  definisana je jednačinom:

$$\alpha_{i,j} = \frac{K_i}{K_j} \quad (1.4)$$

Kao što je  $K$ -vrijednost mjera isparljivosti, tako je relativna isparljivost mjera lakoće (ili teškoće) separacije. Ako je relativna isparljivost između dvije komponente velika, tada je razdvajanje komponenti destilacijom lako. Ako je ipak isparljivost jedne komponente bliska isparljivosti druge, relativna isparljivost se približava jedinici, tada će biti veoma teško razdvojiti te dvije komponente destilacijom. U slučaju da je isparljivost dvije komponente ista, relativna isparljivost je jednaka 1, što znači da se dvije komponente ne mogu razdvojiti destilacijom. Relativna isparljivost jedne komponente u odnosu na drugu može se ocijeniti i iz pritiska para na datoj temperaturi ili temperaturi ključanja na datom pritisku, [Sinadinović-Fišer, Janković, 1994].

Prema konvenciji, relativna isparljivost je odnos  $K$ -vrijednosti lakše isparljivih komponenata s  $K$ -vrijednošću najteže isparljive komponente u smješi, tako da je relativna isparljivost uvijek veća ili jednaka 1 ili, kada su specificirane ključale komponente, relativna isparljivost je odnos  $K$ -vrijednosti komponenata i  $K$ -vrijednosti teže ključale komponente. Tada je relativna isparljivost komponenata lakših od teže ključale komponente veća od 1, isparljivost teže ključale komponente jednaka 1, a isparljivost komponenata težih od teže ključale komponente manja je od 1.

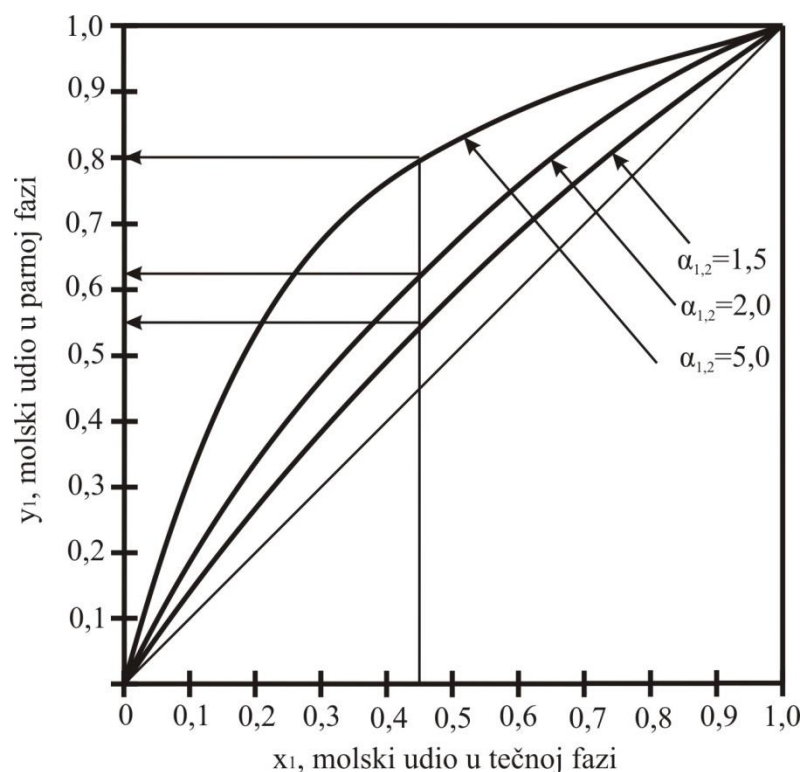
Za binarne sisteme kombinovanjem jednačina (1.3) i (1.4) dobija se:

$$\alpha_{1,2} = \frac{K_1}{K_2} = \frac{y_1}{y_2} \cdot \frac{x_2}{x_1} \quad (1.5)$$

ili

$$y_1 = \frac{\alpha_{1,2} \cdot x_1}{1 + (\alpha_{1,2} - 1) \cdot x_1} \quad (1.6)$$

Jednačina (1.6) prikazuje udio isparljive komponente u parnoj fazi kao funkciju udjela isparljive komponente u tečnoj fazi i relativne isparljivosti. Ta korelacija je prikazana na slici 1.4.



Slika 1.4-Ravnotežne krive para-tečnost u zavisnosti od relativne isparljivosti

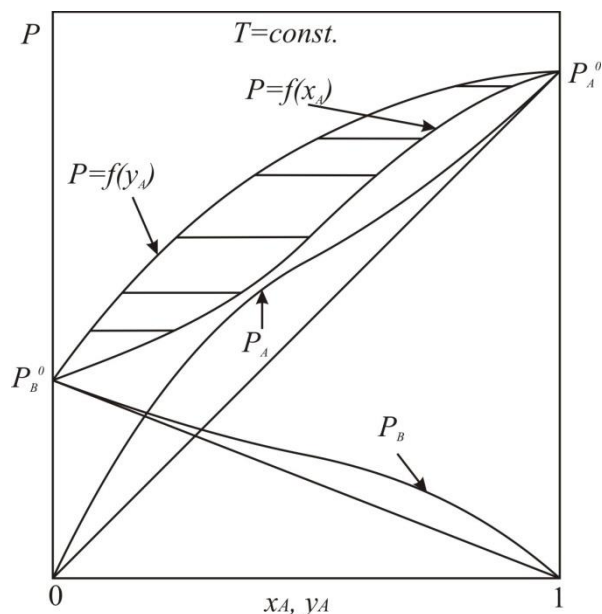
Krive na slici 1.4 su ravnotežne krive i prikazuju zavisnost udjela lakše isparljive komponente u parnoj fazi,  $y_1$ , od udjela lakše isparljive komponente u tečnoj fazi,  $x_1$ , i relativne isparljivosti,  $\alpha_{1,2}$ . Pri udjelu lakše isparljive komponente u tečnoj fazi  $x_1 = 0,45$ , udio lakše isparljive komponente u parnoj fazi je za  $\alpha_{1,2} = 1,5$ ,  $y_1 = 0,551$ . Promjena relativne isparljivosti jasno pokazuje tendenciju lakše isparljive komponente da prelazi u paru. Ako je relativna isparljivost  $\alpha_{1,2} = 5,0$ , udio lakše isparljive komponente u parnoj fazi u ravnoteži sa tečnom fazom sa  $x_1 = 0,45$ ,  $y_1 = 0,8$ , [Beer, 2006].

### 1.3 Azeotropne smjese

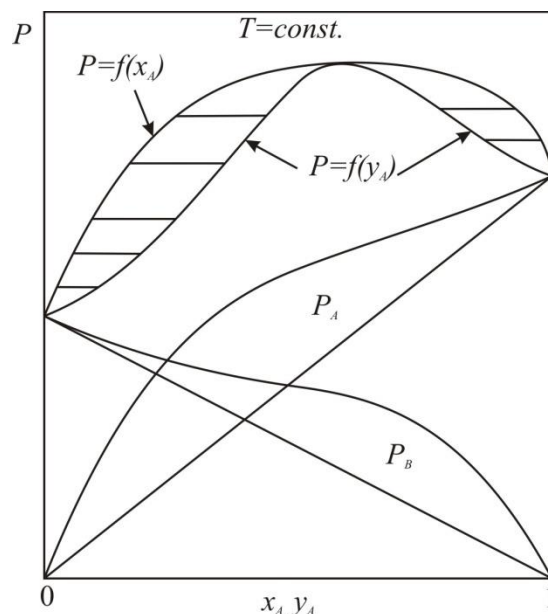
Postoje dva tipa odstupanja od *Raoult*-ovog zakona: pozitivno i negativno. Kod pozitivnog odstupanja tendencije molekula da napuštaju rastvor (isparavaju) veće su nego kod čistih komponenata. To je posljedica slabijih kohezivnih sila između dvije različite komponente od kohezivnih sila u čistim komponentama. Molekuli komponenata su “srećniji” u društvu istih molekula nego u društvu molekula druge komponente. Efekat je smanjena mješljivost, što se eksperimentalno odražava kao povećanje zapremine i apsorbovanje toplote pri miješanju.

Na slici 1.5 prikazano je pozitivno odstupanje od *Raoult*-ovog zakona. Tankim linijama su pokazane promjene parcijalnih pritisaka A i B koje bi postojale kada bi se sistem ponašao prema *Raoult*-ovom zakonu, a stvarne vrijednosti parcijalnog pritiska (koje su veće) debljim linijama. Prikazan je i ukupni pritisak i to u odnosu na  $x_A$  (gornja kriva) i u odnosu na  $y_A$  (donja kriva). Ipak, situacija na slici 1.5 predstavlja umjereno odstupanje od *Raoult*-

ovog zakona i odgovarajući ravnotežni dijagrami (temperatura-sastav i  $y_A - x_A$ ) ne razlikuju se bitno od onih na slici 1.3.



Slika 1.5- Pozitivno odstupanje od Raoult-ovog zakona

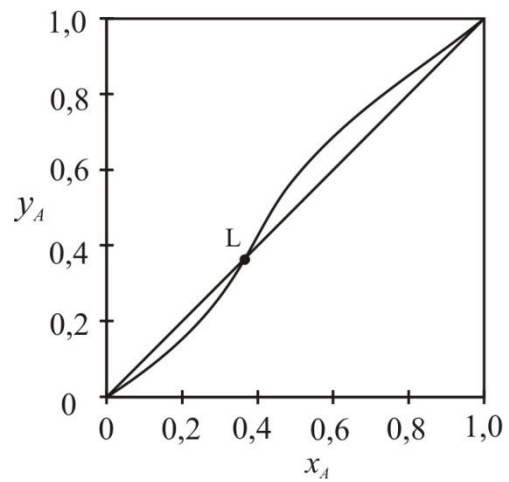
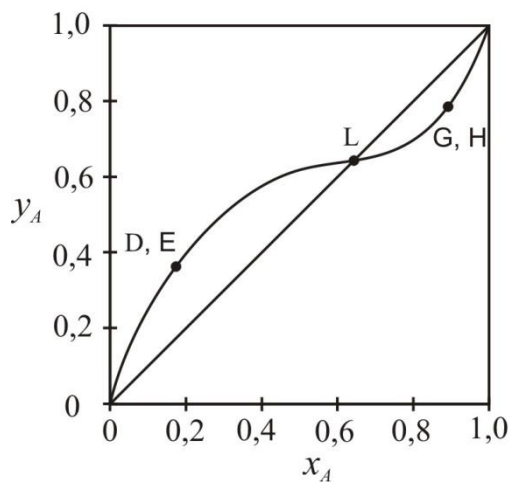
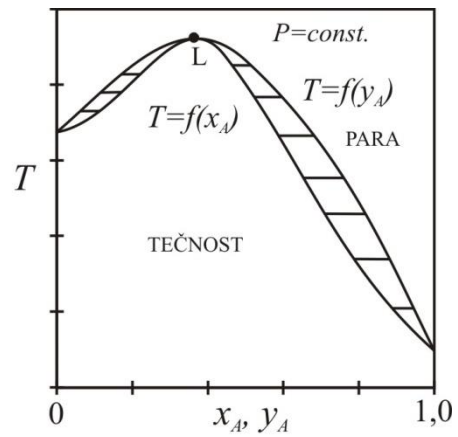
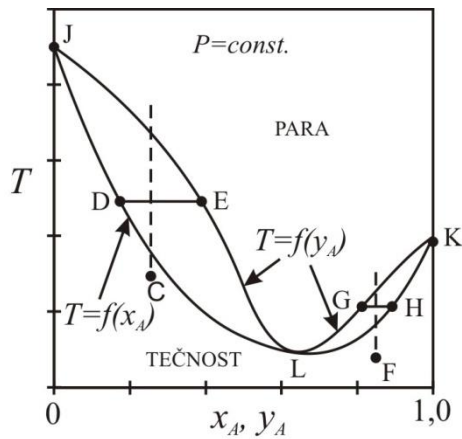


Slika 1.6- Veliko pozitivno odstupanje od Raoult-ovog zakona

Međutim, kod nekih rastvora pozitivno odstupanje može biti toliko izraženo da se na dijagramu  $P$ -sastav pojavi maksimum (slika 1.6), što se na ravnotežnom dijagramu  $T$ -sastav manifestuje kao minimum, dok na dijagramu  $y_A - x_A$  ravnotežna kriva sječe dijagonalu (slika 1.7). Za takve rastvore kaže se da formiraju azeotropsku smjesu (npr. voda-etanol ili aceton-hloroform). Azeotropska smjesa prikazana je tačkom  $L$  na slici 1.8. Pri sastavu koji odgovara azeotropskoj smjesi tačka ključanja i tačka rose se poklapaju, smjesa ključa na samo jednoj temperaturi ( $T_L$ ), a para i tečnost imaju isti sastav ( $y_{A_L} = x_{A_L}$ ).

Drugi opšti tip odstupanja od Raoult-ovog zakona je negativno odstupanje. U ovom slučaju tendencija napuštanja rastvora (isparavanja) manja je nego kod čistih komponenta. Ovdje su molekuli "srećniji" u društvu molekula druge komponente. Rezultat je smanjenje zapremine i razvijanje toplote pri miješanju. Parcijalni pritisci komponenta manji su od očekivanih po Raoult-ovom zakonu, a time je smanjen i ukupni pritisak. Ako je odstupanje malo, ravnotežni dijagrami se kvalitativno ne razlikuju bitno od onih sa slike 1.3. Međutim, kada je odstupanje toliko veliko da se na krivoj  $P=f(\text{sastav})$  pojavi minimum, tada se opet dobija azeotrop ali sa maksimalnom tačkom ključanja (slika 1.8).

Pošto pri azeotropskoj koncentraciji tečnost i para imaju isti sastav, azeotropska smjesa se ne može destilacijom razdvojiti na sastavne komponente, jer će tokom isparavanja koncentracija pare i tečnosti biti ista i nepromjenjena od prvog do posljednjeg mjehura pare. Osim toga, iz smjese koja se po svom sastavu nalazi sa jedne strane azeotropske tačke ne može se destilacijom dobiti smjesa sa druge strane azeotropske tačke. Najdalje dokle se može stići je azeotropna tačka. Ako se ukupan pritisak promjeni, položaj azeotropske tačke se obično pomjera, pa se za ovakve slučajeve ponekad koristi destilacija pri višim pritisacima ili vakuum destilacija. U nekim slučajevima se dodaje treća komponenta sistemu kako bi se izbjegao azeotrop, [Duduković, 2008].



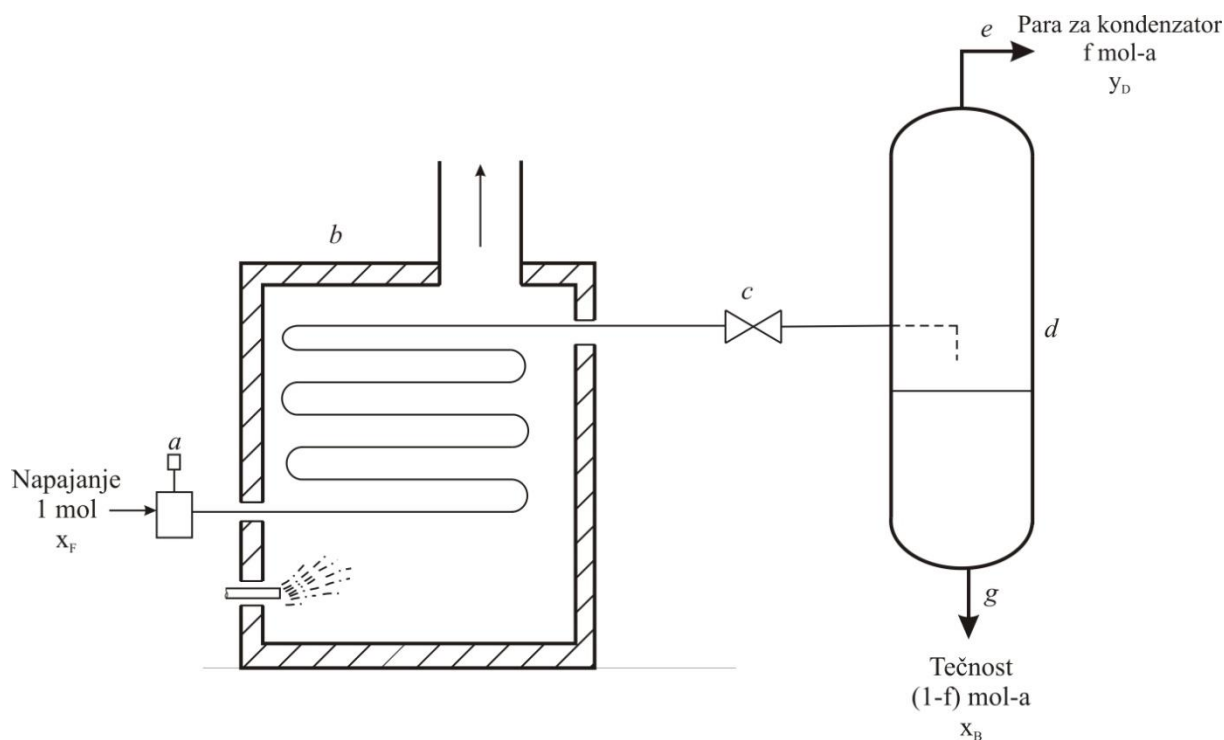
Slika 1.7-Ravnotežni dijagrami za azeotropsku smjesu sa minimalnom tačkom ključanja

Slika 1.8-Ravnotežni dijagrami za azeotropsku smjesu sa maksimalnom tačkom ključanja

U praksi, destilacija se može sprovesti jednim od dva glavna metoda. Prvi metod zasnovan je na proizvodnji pare ključanjem tečne smjese kako bi se para razdvojila i kondenzovala, ne dozvoljavajući tečnosti da se vraća na ponovnu destilaciju. U ovom slučaju, ne postoji refluks. Druga metoda je zasnovana na vraćanju dijela kondenzata na destilaciju pod takvim uslovima da se vraćena tečnost dovodi u blizak kontakt sa parom na njenom putu do kondenzatora. Jedna od ovih metoda može se sprovoditi kao kontinualan ili kao šaržni proces.

## 1.4 Flash destilacija

Flash destilacija je sastavljena od isparljive glavne frakcije tečnosti tako da je tečnost koja je prešla u paru u ravnoteži sa ostatkom tečnosti, razdvajanja pare od tečnosti i kondenzovanja pare. Slika 1.9 prikazuje elemente postrojenja za flash destilaciju. Napojna smjesa se pumpa pumpom *a* kroz grijač *b*, a pritisak se redukuje kroz ventil *c*. Smjesa pare i tečnosti ulazi u odvajač pare *d* u kome je obezbijeđeno dovoljno vrijeme da se dijelovi pare i tečnosti razdvoje. Zbog bliskog kontakta pare i tečnosti prije razdvajanja, razdvojeni tokovi su u ravnoteži. Para napušta sistem kroz tok *e*, a tečnost kroz tok *g*.



Slika 1.9- Postrojenje flash destilacije

### 1.4.1 Flash destilacija binarnih smjesa

Flash destilacija se u velikoj mjeri koristi u rafinerijama nafte, u kojima se frakcije nafte zagrijevaju u cijevima, a zagrijani fluid se flešuje u parnom i zaostalim tečnim tokovima, gdje svaki sadrži više komponenata. Tečnost iz apsorbera se često flešuje kako bi se uklonio neki rastvarač; tečnost iz reaktora visokog pritiska može se flešovati na nižem pritisku, izazivajući neke pare da se razviju.

Uzmimo u obzir 1 mol dvokomponentne smješe kojom napajamo uređaj prikazan na slici 1.9. Neka je koncentracija napajanja  $x_F$ , u molskim udjelima lakše isparljive komponente. Neka je  $f$  molski udio napojne smješe koja isparava i povlači se kontinuirano kao para. Potom je  $1-f$  molski udio napojne smješe koji kontinuirano napušta sistem kao tečnost. Neka su  $y_D$  i  $x_B$  koncentracije pare i tečnosti, respektivno. Primjenom materijalnog bilansa za lakše isparljivu komponentu, baziranom na 1 mol-u napojne smješe, sve komponente koje ulaze moraju napustiti sistem kroz dva postojeća toka tj.:

$$x_F = f \cdot y_D + (1-f) \cdot x_B \quad (1.7)$$

U jednačini (1.7) postoje dvije nepoznate:  $x_B$  i  $y_D$ . Da bi se koristila ova jednačina, mora se poznavati veza između nepoznatih. Takva veza se obezbjeđuje pomoću ravnotežne krive ili pomoću relacije zasnovane na relativnoj isparljivosti,  $\alpha$ . Za komponente A i B u smjesi,  $\alpha$  se definiše kao:

$$\alpha_{AB} = \frac{\frac{y_{Ae}}{x_{Ae}}}{\frac{y_{Be}}{x_{Be}}} \quad (1.8)$$

Za idealne smješe relativna isparljivost jednaka je odnosu pritisaka pare, pošto važi *Raoult*-ov zakon, a  $\alpha$  je približno konstantno u opsegu temperatura, na koje se nailazi u uobičajenoj destilaciji. [McCabe, Smith, Harriott, 2005]

## 1.5 Kontinuirana destilacija sa refluksom

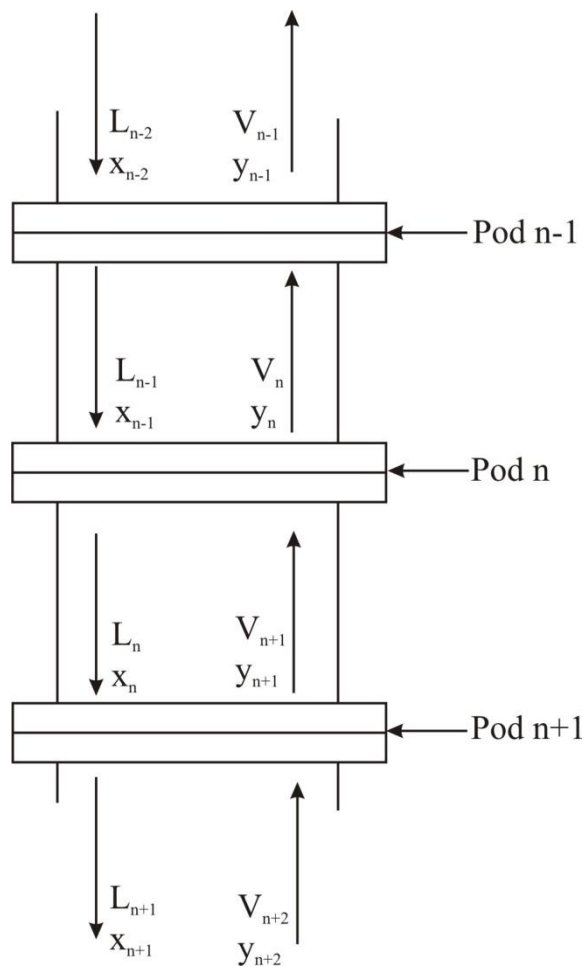
Flash destilacija se koristi najčešće za razdvajanje komponenata koje ključaju na temperaturama koje se široko razlikuju. Ovo nije efektivno u razdvajanju komponenata približne isparljivosti, koje zahtijeva primjenu destilacije sa refluksom. Za proizvodnju velikih razmjera, kontinualna destilacija se više koristi nego šaržna destilacija.

## 1.6 Mehanizam kontakta para-tečnost na idealnom podu

Na idealnom podu, po definiciji, tečnost i para napuštajući pod su dovedene u stanje ravnoteže. Uzme li se u obzir sam pod u idealnoj kaskadi, kakav je pod  $n$  na slici 1.10. Pretpostavlja se da su podovi numerisani serijski od vrha ka dnu i da je pod koji razmatramo  $n$ -ti pod od vrha. Potom je odmah ispod  $n$  poda, pod  $n+1$ , a iznad poda  $n$  je pod  $n-1$ . Subskripti se koriste na svim veličinama da prikažu tačku originalne veličine.

Dva toka fluida ulaze na pod  $n$ , a dva ga napuštaju. Tok tečnosti  $L_{n-1}$  mol/h sa poda  $n-1$  i tok pare  $V_{n+1}$  mol/h sa poda  $n+1$  dolaze u blizak kontakt. Tok pare  $V_n$  mol/h se uzdiže sa poda  $n-1$ , a tok tečnosti  $L_n$  mol/h silazi na pod  $n+1$ . Pošto su tokovi  $V$  u parnoj fazi, njihove koncentracije su označene sa  $y$ . Tokovi  $L$  su u tečnoj fazi i njihove koncentracije su označene sa  $x$ . Onda su koncentracije ulazećih i napuštajućih tokova sa  $n$ -tog poda označene na sljedeći način:

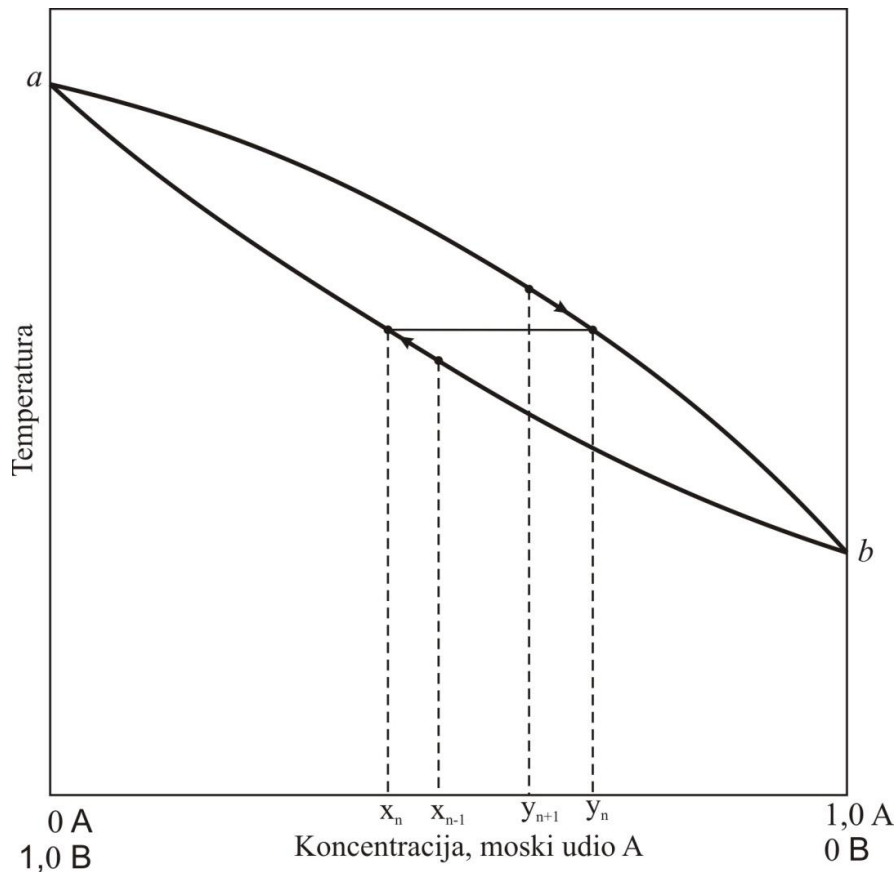
- Para koja napušta pod  $y_n$ ,
- Tečnost koja napušta pod  $x_n$ ,
- Para koja ulazi na pod  $y_{n+1}$ ,
- Tečnost koja ulazi na pod  $x_{n+1}$ .



Slika 1.10- Šema označavanja podova destilacione kolone

Slika 1.11 prikazuje tačku ključanja za smjesu koja se tretira. Četiri koncentracije prikazane su na ovoj slici. Primjenom definicije o idealnom podu, para i tečnost napuštajući pod  $n$  su u ravnoteži, tako da  $x_n$  i  $y_n$  predstavljaju ravnotežne koncentracije. Ovo je takođe prikazano na slici 1.11. Para je obogaćena lakše isparljivom komponentom A koja se kreće prema gore kroz kolonu, a istrošena tečnost A teče nadole. Na taj način koncentracija komponente A u obje faze raste sa visinom kolone;  $x_{n-1}$  je veće od  $x_n$ , a  $y_n$  je veće od  $y_{n+1}$ . Iako su tokovi koji napuštaju pod u stanju ravnoteže, na ulazu na pod oni to nisu. Ovo se može vidjeti na slici 1.11. Kada para sa poda  $n+1$  i tečnost sa poda  $n-1$  dolazi u blizak kontakt, njihova koncentracija ima tendenciju da se pomjeri ka stanju ravnoteže, kako je prikazano, korišćenjem strelica na slici 1.11. Neka lakše isparljiva komponenta A isparava iz tečnog stanja, smanjujući koncentraciju tečne faze od  $x_{n-1}$  do  $x_n$ , a neka slabo isparljiva komponenta B se kondenzuje iz parne faze pa koncentracija pare raste od  $y_{n+1}$  do  $y_n$ . Pošto su tečnosti na podovima na njihovim temperaturama ključanja, a postoje samo male promjene temperature od poda do poda, toplota potrebna za isparavanje komponente A dolazi uglavnom od toplote oslobođene kondenzacijom komponente B. Svaki pod u kaskadi igra ulogu petlje aparata u kojima se komponenta A transformiše u tok pare, a komponenta B u tok tečnosti. Takođe, pošto koncentracija A i u tečnom i u parnom stanju raste sa visinom kolone, temperatura opada, a temperatura poda  $n$  je veća od one na podu  $n-1$ , a manja od temperature na podu  $n+1$ , [Henley, Seader, 2011].





Slika 1.11- Ravnotežni dijagram tačke ključanja prikazuje rektifikaciju na idealnom podu

## 1.7 Kombinacija rektifikacije i stripovanja

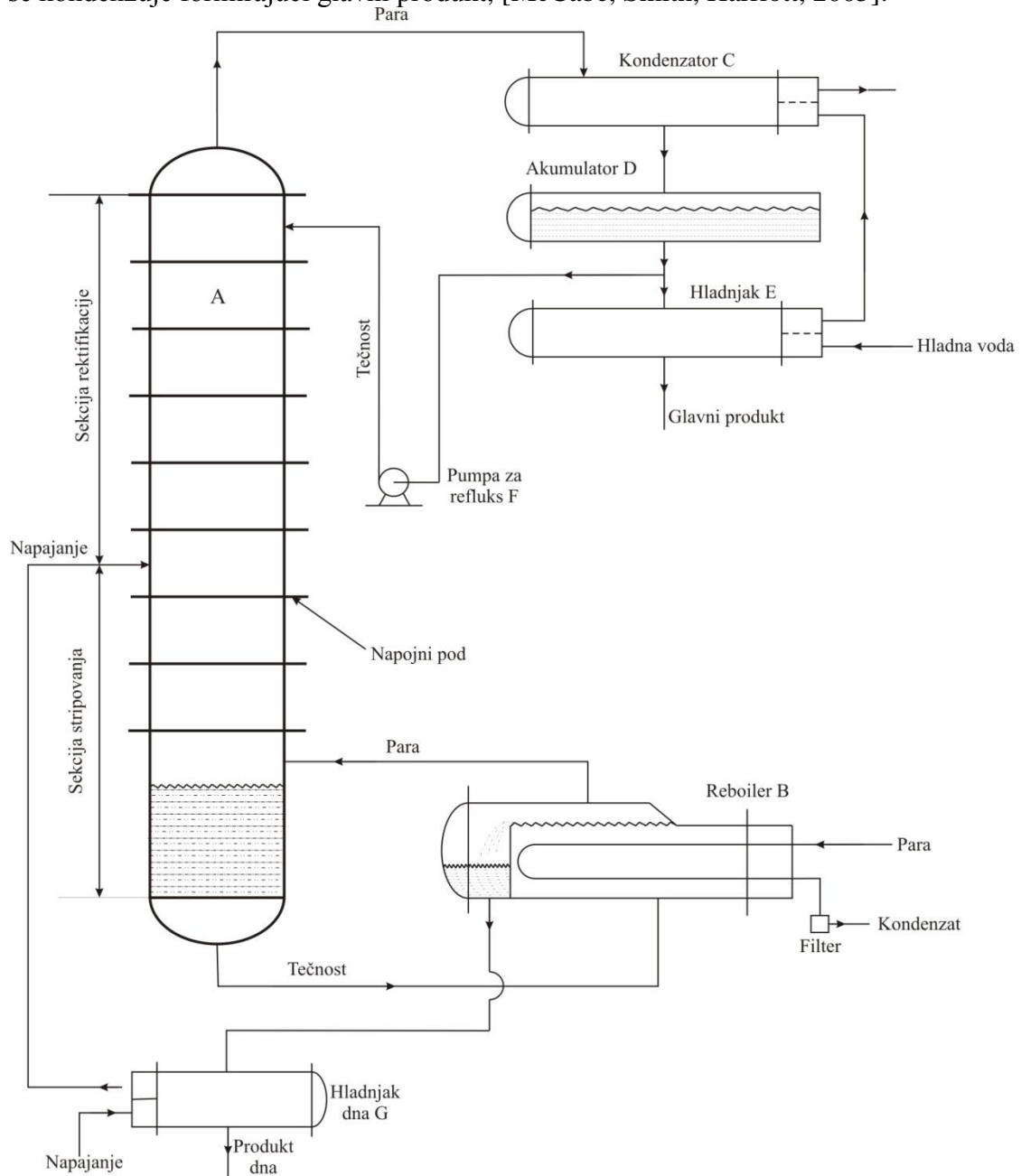
Da bismo proizveli približno čiste produkte i na vrhu i na dnu kolone u kontinualnoj destilaciji, napojna smjesa ulazi na pod u centralnom dijelu kolone. Ako je napajanje tečna faza, ona teče ka dnu kolone prema rebojleru, a pri tome se stripuje komponenta A parom koja dolazi iz rebojlera. Na osnovu ovoga, produkt dna se može dobiti kao približno čista komponenta B.

Tipična kolona za kontinuiranu destilaciju je opremljena sa neophodnim pomoćnim uređajima i sadrži sekcije za rektifikaciju i stripovanje, što je prikazano na slici 1.12. Kolona A se napaja blizu njenog centra sa stabilnim protokom napojne smješe definisane koncentracije. Pretpostavimo da je napojna smjesa u tečnoj fazi, na tački ključanja. Pod na koji ulazi napojna smjesa naziva se napojni pod (*feed plate*). Svi podovi iznad napojnog poda čine rektifikacionu sekciju, a svi podovi ispod napojnog poda uključujući i napojni pod, čine sekciju stripovanja. Napojna smjesa teče dole, ka sekciji stripovanja, na dno kolone, u kome se održava konačan nivo tečne faze. Tečna faza gravitaciono teče prema rebojleru B. On predstavlja isparivač koji se zagrijava parom, tako da on generiše paru i vraća je na dno kolone. Para se kreće ka gore unutar kolone. Na jednom kraju rebojlera nalazi se brana. Produkt dna povučen iz bazena sa tečnošću, nizvodno od brane teče kroz hladnjak G. Ovaj hladnjak, takođe prethodno zagrije napojnu smjesu pomoću izmjenjivača toplote sa vrelim produktom dna, [Kister, 1991].

Para koje prolaze kroz sekciju rektifikacije se u potpunosti kondenzuju u kondenzatoru C, a kondenzat se skuplja u rezervoaru D, u kome se definiše konačan nivo tečnosti. Pumpa za refluks F uzima tečnost iz rezervoara i transportuje je na gornji pod kolone. Ovaj tok tečnosti

naziva se *refluks*. On obezbjeđuje tečnost koja teče ka dnu, u sekciji rektifikacije i koja je potrebna za kontakt sa parom koja ide ka gore. Bez refluksa, ne bi došlo do rektifikacije u sekciji za rektifikaciju i koncentracija glavnog proizvoda ne bi bila veća od koncentracije pare na napojnom podu. Kondenzat, koji se ne transportuje pumpom za refluks, hladi se u izmjenjivaču toplote E i naziva se produkt hladnjaka i predstavlja glavni produkt. Ako se ne naide na azeotropnu smjesu i glavni produkt i produkt dna se mogu dobiti sa željenom čistoćom ako se obezbjedi dovoljan broj podova i određeni refluks, [Popović i dr., 1987].

Postrojenje prikazano na slici 1.12 je često pojednostavljeno za male kapacitete. Na mjestu rebojlera, grijač se može smjestiti na dno kolone kako bi stvarao paru od tečnosti. Kondenzator se ponekad smješta iznad vrha kolone, a pumpa za refluks i rezervoar se mogu izostaviti. U tom slučaju refluks se na vrh kolone vraća gravitacijski. Specijalni ventil, koji se zove *refluksni splitter*, može se koristiti kako bi se kontrolisala brzina vraćanja refluksa. Ostali dio se kondenzuje formirajući glavni produkt, [McCabe, Smith, Harriott, 2005].



Slika 1.12 Kolona za kontinuirano frakcionisanje sa sekcijama za rektifikaciju i stripovanje

## 2. MATERIJALNI BILANS

### 2.1 Opšti bilans dvokomponentnih smjesa

Slika 2.1 predstavlja dijagram materijalnog bilansa za pod tipične kontinuirane destilacije. Kolona za destilaciju sastavljena od niza podova, radi lakšeg izvođenja matematičkog modela podjeljena je na kontrolne površine koje uglavnom obuhvataju vrh kolone i gornji pod, napojni pod i dno kolone i donji pod, slika 2.1. Kolona se napaja sa  $F$  mol/h koncentracije  $x_F$  i daje  $D$  mol/h glavnog produkta, koncentracije  $x_D$  i  $B$  mol/h ostatka, koji predstavlja produkt dna koncentracije  $x_B$ . Na osnovu rečenog, mogu se napisati dvije nezavisne uopštene jednačine materijalnog bilansa.

Ukupan materijalni bilans:

$$F = D + B \quad (2.1)$$

Bilans komponente A:

$$F \cdot x_F = D \cdot x_D + B \cdot x_B \quad (2.2)$$

Eliminisanjem B iz prethodne jednačine dobija se:

$$\frac{D}{F} = \frac{x_F - x_B}{x_D - x_B} \quad (2.3)$$

Eliminisanjem D dobija se:

$$\frac{B}{F} = \frac{x_D - x_F}{x_D - x_B} \quad (2.4)$$

Jednačine (2.3) i (2.4) važe za sve vrijednosti tokova pare i tečnosti unutar kolone.

### 2.2 Neto protok

Količina D se razlikuje od protoka ulaznih tokova i toka koji napušta kolonu na vrhu. Materijalni bilans koji obuhvata kondenzator i rezervoar na slici 2.1, dat je slijedećom relacijom:

$$D = V_a - L_a \quad (2.5)$$

Razlika između protoka pare i tečnosti u bilo kom dijelu gornje sekcije u koloni je takođe jednaka  $D$ , kao što je pokazano posmatrajući dio postrojenja koji je označen kontrolnom površinom I na slici 2.1. Ovaj dio uključuje kondenzator i sve podove iznad  $n+1$ . Ukupan materijalni bilans ove kontrolne površine dat je jednačinom:

$$D = V_{n+1} - L_n \quad (2.6)$$

Na taj način količina toka  $D$  je neto protok materijala nagore u gornjoj sekciji kolone. Bez obzira na promjene  $V$  i  $L$ , njihova razlika je konstantna i jednaka  $D$ .

Sličan materijalni bilans za komponentu A dat je jednačinom:

$$D \cdot x_D = V_a \cdot y_a - L_a \cdot x_a = V_{n+1} \cdot y_{n+1} - L_n \cdot x_n \quad (2.7)$$

Količina  $D \cdot x_D$  je neto protok komponente A nagore u gornjoj sekciji kolone. On je, takođe, konstantan duž ovog dijela uređaja.

U nižoj sekciji kolone, neto protoci su takođe konstantni ali im je smjer nadole. Neto protok ukupnog materijala jednak je  $B$ , a od komponente A je  $B \cdot x_A$ . Jednačine koje slijede primjenjuju prethodno rečeno:

$$B = L_b - V_b = L_m - V_{m+1} \quad (2.8)$$

$$B \cdot x_B = L_b \cdot x_B - V_b \cdot y_b = L_m \cdot x_m - V_{m+1} \cdot y_{m+1} \quad (2.9)$$

Subskript  $m$  se primjenjuje umjesto  $n$  da označi opšti pod sekcije za stripovanje.

### 2.3 Operativna linija

S obzirom da postoje dvije sekcije u koloni, postoje takođe i dvije operativne linije, jedna za sekciju rektifikacije, a druga za sekciju stripovanja. Operativna linija za sekciju rektifikacije je data sljedećom jednačinom:

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} \cdot x_n + \frac{V_a \cdot y_a - L_a \cdot x_a}{V_{n+1}} \quad (2.10)$$

Supstitucijom sa  $V_a \cdot y_a - L_a \cdot x_a$  iz jednačine (2.7) dobija se

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} \cdot x_n + \frac{D \cdot x_D}{V_{n+1}} \quad (2.11)$$

Nagib ove linije definisan jednačinom (2.11) je, obično, odnos protoka tečne faze i toka pare. Za dalju analizu, on je pogodan za eliminaciju  $V_{n+1}$ , pa primjenom jednačine (2.6) dobija se:

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{L_n + D} \cdot x_n + \frac{D \cdot x_D}{L_n + D} \quad (2.12)$$

Za sekciju kolone ispod napojnog poda, materijalni bilans kontrolne površine II u jednačini (2.1) daje:

$$V_{m+1} \cdot y_{m+1} = L_m \cdot x_m - B \cdot x_B \quad (2.13)$$

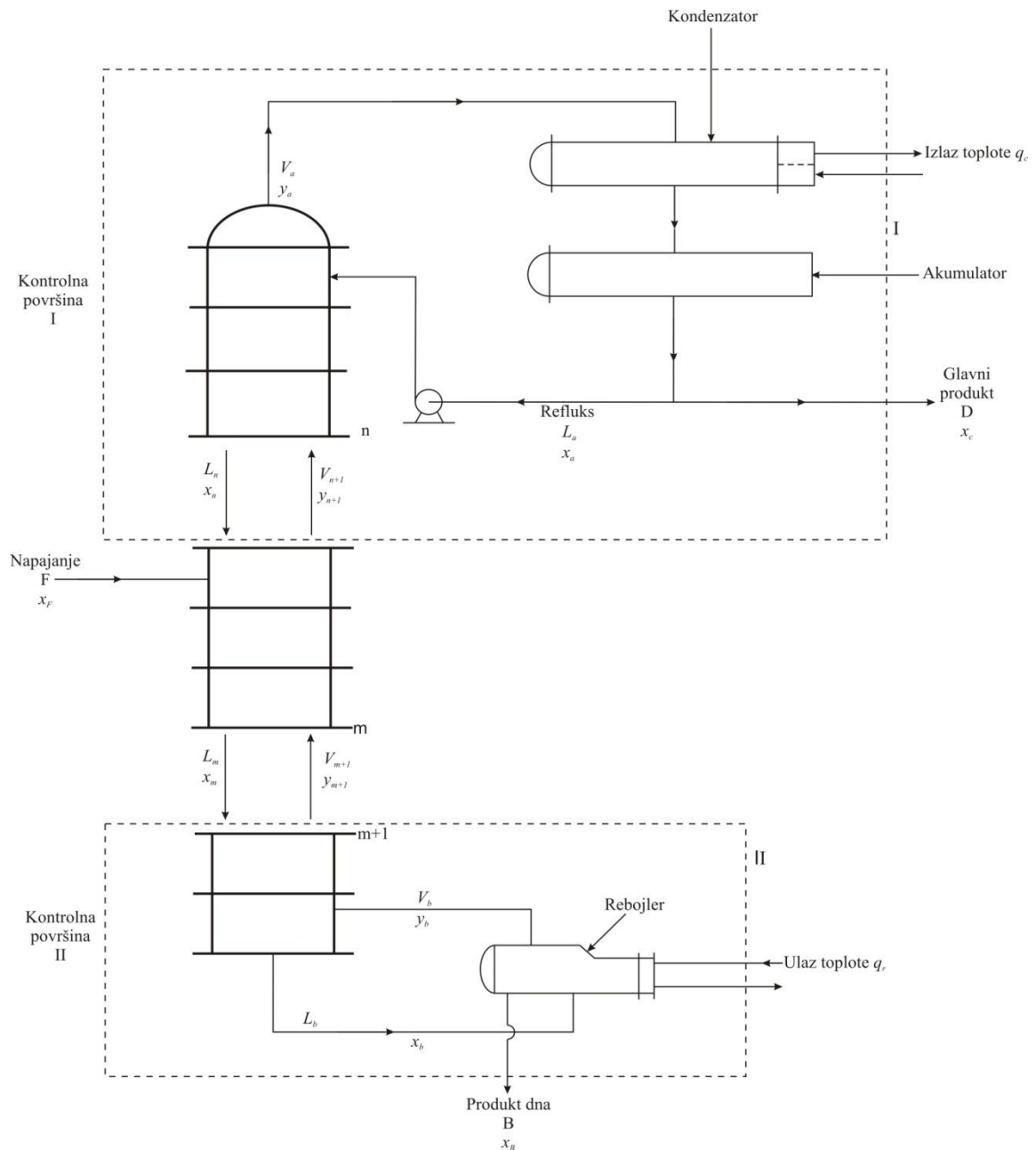
U drugačijem obliku, ovo postaje:

$$y_{m+1} = \frac{L_m}{V_{m+1}} \cdot x_m - \frac{B \cdot x_B}{V_{m+1}} \quad (2.14)$$

Ovo je jednačina operativne linije za sekciju stripovanja. Ponovo, nagib je odnos toka tečne faze i toka parne faze. Eliminisanjem  $V_{m+1}$  iz jednačine (2.14) i primjenom jednačine (2.8) dobija se:

$$y_{m+1} = \frac{L_m}{L_m - B} \cdot x_m - \frac{B \cdot x_B}{L_m - B} \quad (2.15)$$

Jednačina (2.12) prikazuje da je nagib operativne linije u sekciji rektifikacije obično manji od 1,0; a u sekciji stripovanja, kako je prikazano jednačinom (2.15), nagib je obično veći od 1,0, [McCabe, Smith, Harriott, 2005].



Slika 2.1- Dijagram materijalnog bilansa kolone za kontinuirano frakcionisanje

## 2.4 McCabe-Thiele-ova metoda određivanja broja idealnih podova

Broj podova potrebnih za destilaciju smjese može se odrediti računarskim programima za projektovanje, kao što su: ChemCAD, Aspen i dr., koji se obično koriste za proračune uključujući materijalni i energetski bilans. U tim programima broj, podova se prvo zada, a potom za zadani sastav i refluksni odnos, sastav dna kolone se izračuna. Ako ovo nije zadovoljavajuće, refluksni odnos i broj podova se mijenjaju sve dok se ne pronađe odgovarajući sastav.

Pojednostavljena grafička metoda za računanje broja podova, koja će u ovom radu biti prikazana je McCabe-Thiele-ova metoda. Ova metoda se takođe može prilagoditi za računarski program.

Kada operativne linije predstavljene jednačinama (2.12) i (2.15) nacrtamo zajedno sa ravnotežnom krivom na  $y$ - $x$  dijagramu, McCabe-Thiele-ova korak po korak konstrukcija se može iskoristiti za izračunavanje broja idealnih podova potrebnih da bi se postigla konačna koncentraciona razlika u bilo kojoj sekciji za rektifikaciju ili stripovanje [McCabe, Thiele, 1925]. Jednačine (2.12) i (2.15), međutim, pokazuju da sem ako su  $L_n$  i  $L_m$  konstantni, operativne linije su zakrivljene i mogu biti nacrtane samo ako je poznata promjena u ovim unutrašnjim tokovima od koncentracije [McCabe, Smith, Harriott, 2005], [Lendanois, Olivera-Fuentes, 1984]. Originalna postavka metode, koju su McCabe i Thiele prikazali još 1925. godine u časopisu *Industrial and engineering chemistry*, nalazi se u Prilogu 5 ovog rada.

### 2.4.1 Refluks i refluksni odnos

Za mnoge slučajeve destilacije u praksi protoci pare ili tečnosti su približno konstantni u svakoj sekciji kolone, a operativne linije su skoro ravne. Rezultati za približno jednake molarne toplote isparavanja, pokazuju da svaki mol teže isparljive komponente se kondenzuje, kako se para premješta naviše kroz kolonu, obezbjeđuje energiju za isparavanje jednog mola lakše isparljive komponente. Na primjer, molarne toplote isparavanja toluena i benzena su 7960 i 7360 cal/mol respektivno, tako da 0,92 mol-a toluena može da ispari 1 mol benzena. Promjene entalpije tečnih i parnih tokova i toplotni gubici iz kolone često zahtijevaju nešto veće formiranje pare na dnu, tako da molski odnos parnog toka na dnu sekcije kolone pa do vrha je sve bliži 1. U projektovanju kolona ili tumačenju performansi postrojenja, često se koristi koncept konstantnog molskog refluksa, koji prosto znači da u jednačinama (2.6) i (2.15), subskripti,  $n$ ,  $n+1$ ,  $m$  i  $m+1$ ,  $L$  i  $V$  se mogu izuzeti, a  $L$  i  $V$  sada upućuju na protoke u gornjim dijelovima kolone, a  $\bar{L}$  i  $\bar{V}$  označavaju protoke u nižim sekcijama. U ovom jedostavnom modelu, jednačine materijalnog bilansa su linearne, a operativne linije su prave. Operativna linija se može nacrtati ako su na koordinatnom sistemu poznate dvije tačke. U tom slučaju se McCabe-Thiele-ova metoda koristi bez poznavanja energetskog bilansa, [McCabe, Thiele, 1925], [McCabe, Smith, Harriott, 2005].

Analize kolona za frakcionisanje su olakšane primjenom veličine koja se zove *refluksni odnos*. Dvije takve veličine su poznate. Jedna je odnos refluksa i glavnog produkta, a druga je odnos refluksa i pare. Oba odnosa se odnose na veličine u sekciji za rektifikaciju. Jednačine ovih odnosa su:

$$R_D = \frac{L}{D} = \frac{V-D}{D} \text{ i } R_V = \frac{L}{V} = \frac{L}{L+D} \quad (2.16)$$

I brojilac i imenilac sa desne strane jednačine (2.12) se dijele sa  $D$ , rezultat je konstantan molski refluks.

$$y_{n+1} = \frac{R_D}{R_D + 1} \cdot x_n + \frac{x_D}{R_D + 1} \quad (2.17)$$

Jednačina (2.17) je jednačina operativne linije sekcije rektifikacije. Njen nagib je  $\frac{R_D}{R_D + 1}$ , zamjenom  $L = V - D$  iz jednačine (2.16), može da pokaže da je jednaka  $L/V$ .

Odsečak na  $y$ -osi ove linije je  $\frac{x_D}{R_D + 1}$ . Vrijednost  $x_D$  je odabrana iz uslova projektovanja, a

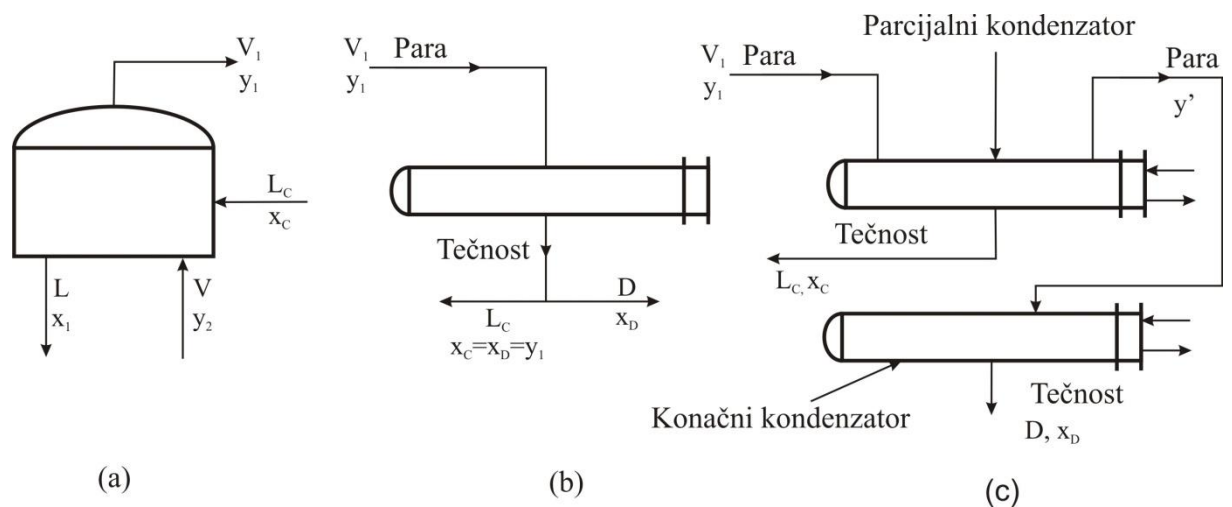
$R_D$  je refluksni odnos koji predstavlja operativnu veličinu koja može biti kontrolisana prilagođavajući nagib između refluksa i glavnog produkta ili mijenjanjem količine formirane pare u rebojleru za dati protok glavnog produkta. Tačka na gornjem kraju operativne linije može se dobiti postavljanjem da je  $x_n$  jednako  $x_D$ , u jednačini (2.17):

$$y_{n+1} = \frac{R_D}{R_D + 1} \cdot x_D + \frac{x_D}{R_D + 1} = \frac{x_D \cdot (R_D + 1)}{R_D + 1} = x_D \quad (2.18)$$

Operativna linija za sekciju rektifikacije potom siječe dijagonalu u tački  $(x_D, x_D)$ . Ovo je tačno za neke parcijalne kondenzatore ili za kondenzatore sa potpunom kondenzacijom, [Perry, Green, 1999], [Пеппи, 1969].

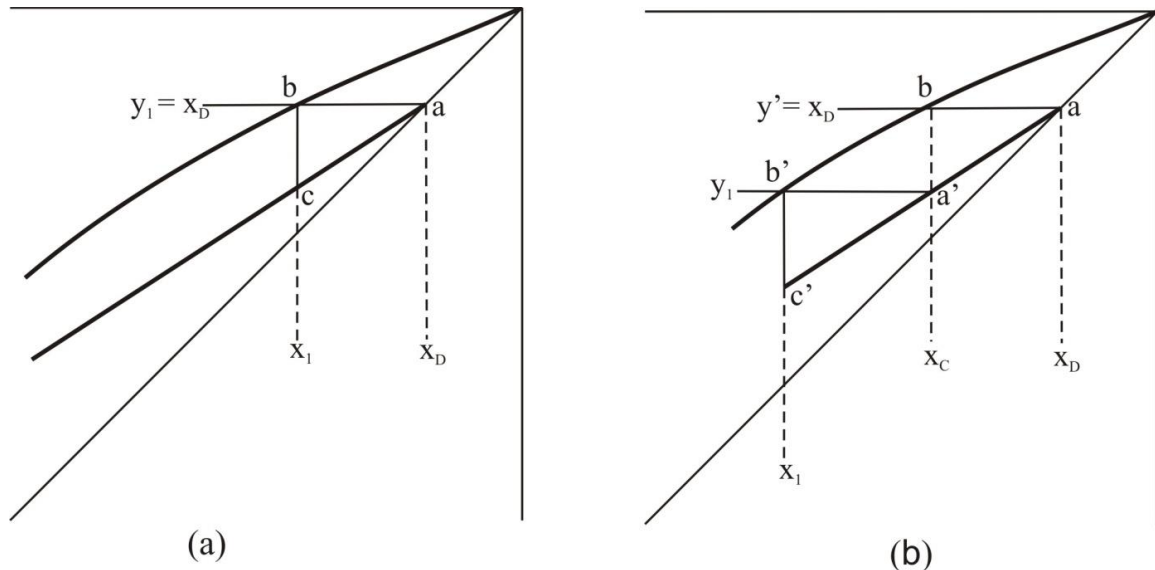
## 2.4.2 Kondenzator i gornji pod

*McCabe-Thiele*-ova konstrukcija za gornji pod ne zavisi od aktivnosti kondenzatora. Slika 2.2 prikazuje materijalni bilans za gornji pod i kondenzator. Koncentracija pare sa gornjeg poda je  $y_1$  i da je za refluksni odnos na gornjem podu  $x_1$ . U saglasnosti sa opštim osobinama operativnih linija, gornji završetak linije je tačka  $(x_c, y_1)$ .



Slika 2.2-Materijalni bilans za gornji pod i kondenzator: (a) gornji pod; (b) totalni kondenzator, (c) parcijalni i totalni kondenzator

Najjednostavniji način za dobijanje refluxa i tečnog produkta, a jedan od njih se često koristi, je totalni kondenzator, prikazan na slici 2.2b, koji kondenzuje svu paru iz kolone i snadbjeva i reflux i tečni produkt. Kada se koristi totalni kondenzator, koncentracija pare sa gornjeg poda, refluxa na gornji pod i glavnog produkta je jednaka i može za sve biti označena sa  $x_D$ . Završetak, operativne linije postaje tačka  $(x_D, x_D)$ , koja je u presjecištu operativne linije sa dijagonalom. Trougao na slici 2.3a onda predstavlja gornji pod kolone.



Slika 2.3-Grafička konstrukcija za gornji pod (a) primjenom totalnog kondenzatora; (b) primjenom parcijalnog i totalog kondenzatora

Kada se koristi parcijalni kondenzator, tečni reflux nema isti sastav kao glavni produkt, tako da je,  $x_C \neq x_D$ . Ponekad se dva kondenzatora koriste u seriji, prvi parcijalni kondenzator je tu da omogući reflux, a konačni kondenzator je tu da obezbijedi tečni produkt. Takav sistem je prikazan na slici 2.2c. Para koja napušta parcijalni kondenzator ima sastav  $y'$ , koji je jednak kao  $x_D$ . Pod ovim uslovima se primjenjuje dijagram na slici 2.3b. Operativna linija prolazi kroz tačku  $(x_D, x_D)$  na dijagonali ali kako dalje idemo kroz kolonu, operativna linija se završava u tački  $a'$ , čiji pravac ima koordinate  $(x_C, y_1)$ . Trougao  $a'b'c'$  na slici 2.3b predstavlja gornji pod kolone. Pošto je para koja napušta parcijalni kondenzator inače u ravnoteži sa kondenzatom, sastav pare  $y'$  je vrijednost na ordinati na ravnotežnoj liniji gdje je apscisa  $x_C$ , kako je prikazano na slici 2.3b. Parcijalni kondenzator, označen trouglom  $aba'$  na slici 2.3b, je stoga jednak dodatnom teorijskom podu u sistemu za destilaciju (destilacionoj koloni).

U prethodnom razmatranju, pretpostavljeno je da se iz kondenzatora uklanja latentna toplota, a kondenzat je tečnost na njoj temperaturi ključanja. Onda je reflux  $L$  jednak  $L_C$  refluxu iz kondenzatora, a  $V = V_1$ . Ako je reflux ohlađen ispod tačke ključanja, dio pare koji dolazi na pod 1 mora se kondenzovati da bi zagrijao reflux, tako da je  $V_1 < V$ , a  $L > L_C$ . Dodatni iznos  $\Delta L$  koji je kondenzovan unutar kolone određuje se iz izraza.

$$\Delta L = \frac{L_c \cdot c_{pc} \cdot (T_1 - T_c)}{\lambda_c} \quad (2.19)$$



gdje je:

- $c_{pc}$  - specifični toplotni kapacitet kondenzata,
- $T_1$  - temperatura tečnosti na vršnom podu,
- $T_c$  - temperatura povratnog kondenzata,
- $\lambda_c$  - toplota isparavanja kondenzata.

Stvarni refluksni odnos u koloni je onda:

$$\frac{L}{D} = \frac{L_c + \Delta L}{D} = \frac{L_c [1 + c_{pc} \cdot (T_1 - T)_c / \lambda_c]}{D} \quad (2.20)$$

Temperatura  $T_1$  obično nije poznata, ali je uglavnom jednaka  $T_{bc}$ , temperaturi ključanja kondenzata. Na taj način  $T_{bc}$  se obično koristi umjesto  $T_1$  u jednačinama (2.19) i (2.20). Pothlađivanje refluksa pravi glavni tok pare  $V_1$  manjim od  $V_n$ . Ako je dužnost rebojlera da ne mijenja toplotu, a  $D$  ostaje konstantno, manje tečnosti se vraća u kolonu nego prije, a refluksni odnos  $R_D$  opada. Pomoćna para koja se kondenzuje na onsovu toplote refluksa na njenoj tački pjenjenja, stoga, povećava količinu tečnosti idući nadole kroz kolonu, tako da nagib operativne linije  $(L/V)_n$  ostaje nepromijenjen. Ozbiljan hendikep može nastati kada se koriste vazdušni kondenzatori, jer promjena temperature vazduha može dovesti do oscilacija u temperaturi  $T_c$ , a proces u koloni je u tom slučaju teško kontrolisati, [Henley, Seader, 1981], [Seader, Henley, 2006].

### 2.4.3 Rebojler i donji pod

Proces na dnu kolone je analogan onom na vrhu. Na taj način, jednačina (2.15), napisana za konstantan molski protok, sa  $\bar{L}$  i  $\bar{V}$  usvojenim simbolima u ovom dijelu kolone, postaje:

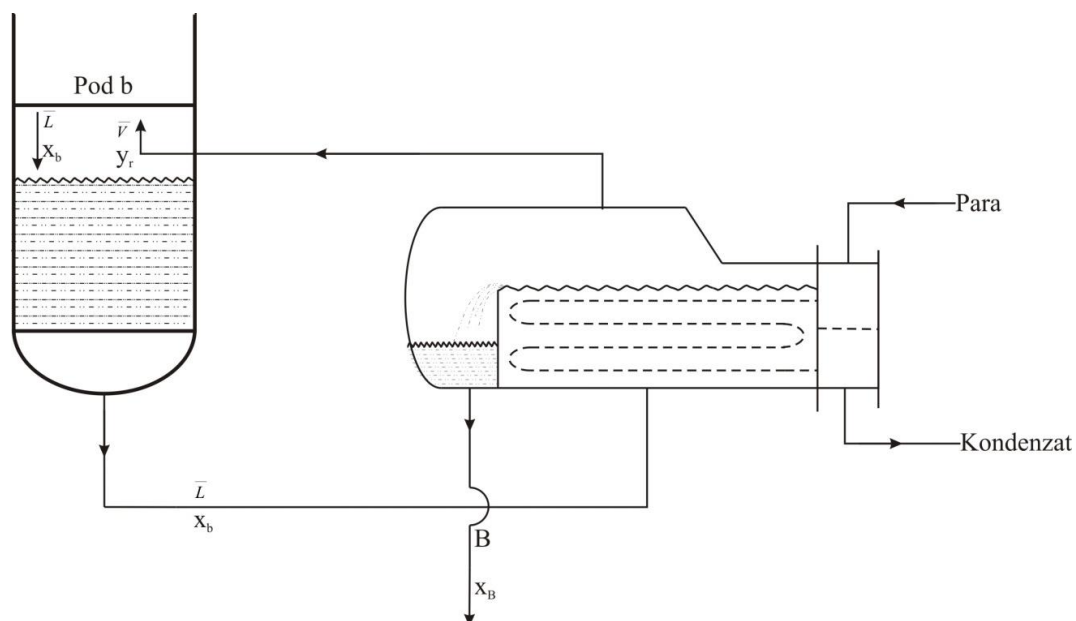
$$y_{m+1} = \frac{\bar{L}}{\bar{L} - B} \cdot x_m - \frac{B \cdot x_B}{\bar{L} - B} \quad (2.21)$$

Ako je u jednačini (2.21)  $x_m$  jednako  $x_B$ , a  $y_{m+1}$  je takođe jednako  $x_B$ , tako da operativna linija sekcije stripovanja siječe dijagonalu u tački  $(x_B, x_B)$ . Ovo je tačno, bez obzira koji tip rebojlera se koristi, sve dok postoji samo jedan produkt dna. Na taj način slabija operativna linija može biti konstruisana koristeći tačku  $(x_B, x_B)$  i nagib  $\bar{L}/(\bar{L} - B)$ , koji je jednak  $\bar{L}/\bar{V}$ .

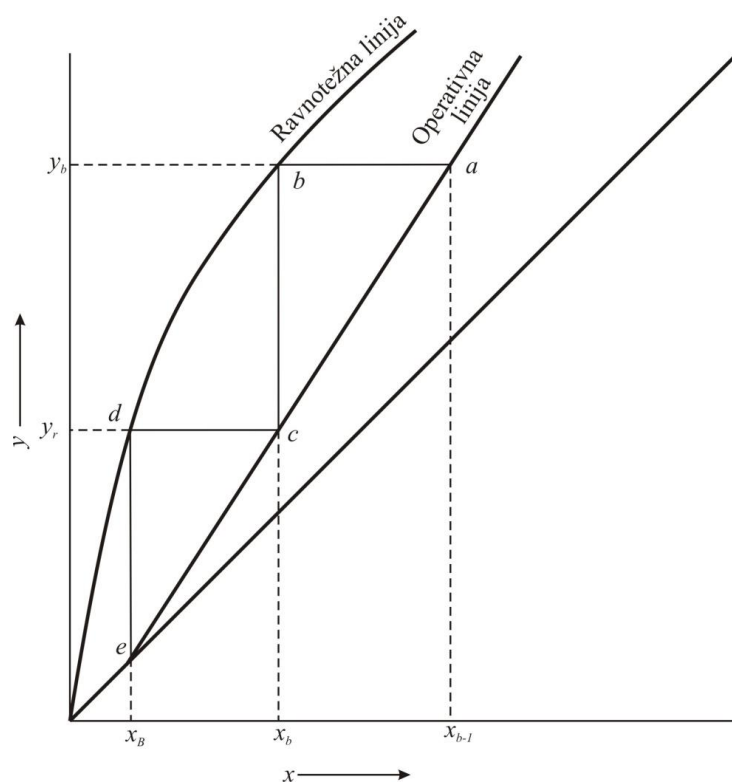
Materijalni bilans za pod dna i rebojler je prikazan na slici 2.4. Najniža tačka na operativnoj liniji za kolonu je tačka pod dna  $(x_b, y_r)$ , gdje su  $x_b$  i  $y_r$  koncentracije tečnosti koja napušta pod dna i pare koja dolazi iz rebojlera. Međutim, kako je prikazano ranije, operativna linija može biti produžena tako da siječe dijagonalu kroz tačku  $(x_B, x_B)$ .

Kod uobičajenog tipa rebojlera prikazanom na slikama 1.12 i 2.4, para koja napušta rebojler je u ravnoteži sa tečnošću koja napušta dno kolone. Onda su  $x_B$  i  $y_r$  koordinate tačke ravnotežne krive, a rebojler ima ulogu idealnog poda. Slika 2.5. prikazuje grafičku

konstrukciju za rebojler (trougao  $cde$ ) i pod dna (trougao  $abc$ ). Takav rebojler se naziva *parcijalni rebojler*, [Henley, Seader, 2011], [McCabe, Smith, Harriott, 2005].



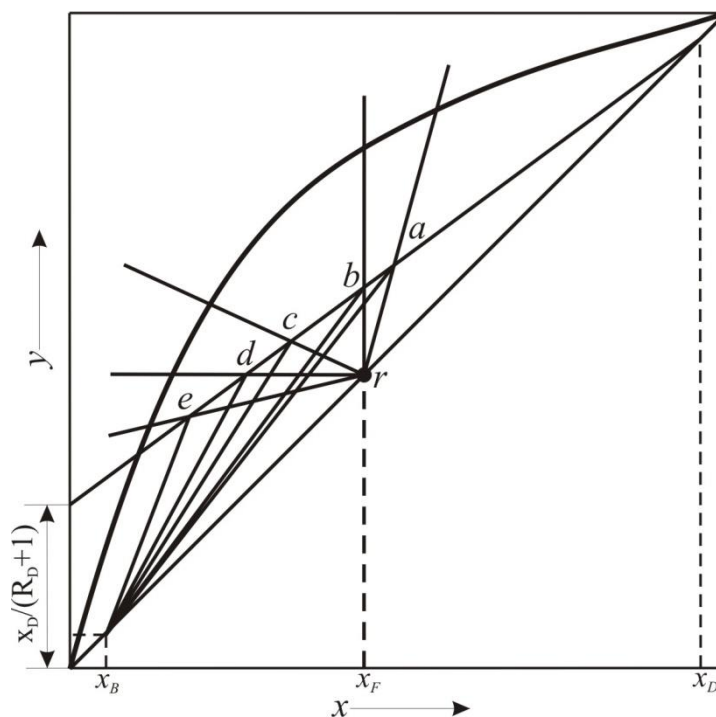
Slika 2.4-Šema materijalnog bilansa za pod dna i rebojler



Slika 2.5-Grafička konstrukcija za pod dna i rebojler: trougao  $cde$ , rebojler, trougao  $abc$ , pod dna

## 2.4.4 Konstruisanje operativnih linija

Najjednostavnija metoda crtanja operativnih linija je da se (1) locira linija napojnog poda, (2) izračuna presjek y-ose  $\frac{x_D}{R_D + 1}$  linije rektifikacije, koja se crta tako da linija prolazi kroz presjek i tačku  $(x_D, x_D)$ , (3) nacrtaju linije stripovanja kroz tačku  $(x_B, x_B)$  i presjek linije rektifikacije i napojne linije. Operativne linije na slici 2.6 prikazuju rezultate ovog postupka, [McCabe, Thiele, 1925].



Slika 2.6- Uticaj uslova napajanja na napojnu liniju: ra, napajanje je hladna tečnost, rb- napajanje je tečnost na temperaturi ključanja, rc- napajanje sa smjesom koja je djelimično u parnoj fazi, rd- napajanje na temperaturi zasićene pare, re, napajanje je pregrijana para [McCabe, Smith, Harriott, 2005]

Na slici 2.6 su nacrtane operativne linije za različite tipove napajanja, pretpostavljajući da su  $x_F$ ,  $x_B$ ,  $x_D$ ,  $L$  i  $D$  konstantni. Ako je napajanje hladna tečnost, nagibi napojne linije su nagore i udesno, ako je napajanje zasićena tečnost, linija je vertikalna, ako je napajanje smješa tečnosti i pare, nagibi linije su nagore i ulijevo, a nagib je negativan odnos tečnosti i pare, ako je napajanje zasićena para, linija je horizontalna i konačno, ako je napajanje pregrijana para, nagibi linija su dole i ulijevo.

## 2.4.5 Lokacija napojnog poda

U određivanju operativnih linija za sekcije rektifikacije i stripovanja, napominje se da iako se  $x_D$  i  $x_B$  mogu zadati nezavisno,  $R$  i  $V_B$  nisu nezavisne jedna od druge, ali su povezane uslovima napojne faze. Na slici 2.7 razmatramo pet napojnih tokova, gdje je tok flešovan adijabatski na pritisku napojnog poda. Ako je napojni tok tečnost na tački pjenjenja,

dodaje se refluksu,  $L$ , sa poda iznad, da bi se dobilo  $\bar{L} = L + F$ . Ako je napojni tok para na temperaturi kondenzacije, parna faza,  $\bar{V}$ , dolazi sa poda ispod, da bi se dobilo  $V = \bar{V} + V_F$ . Ako je napojni tok pothlađena tečnost, to će izazvati da neka od ključalih materija,  $\bar{V}$ , kondenzuje, dajući  $\bar{L} > L + F$  i  $V > \bar{V}$ . Ako je napojni tok pregrijana para, to će izazvati dio refluksa,  $L$ , da ispari, dajući  $\bar{L} < L$  i  $V > \bar{V} + F$ . Za slučajeve (b), (c) i (d) na slici 2.7, koji se pokoravaju uslovima napojne struje koja predstavlja ključalu tečnost, parna faza,  $\bar{V}$  povezan je sa refluksom  $L$  primjenom materijalnog bilansa:

$$\bar{V} = L + D - V_F \quad (2.22)$$

odnos odnošenja,  $V_B = \bar{V}/B$ , je:

$$\bar{V} = \frac{L + D - V_F}{B} \quad (2.23)$$

Refluksni odnos se može dobiti relacijom (2.24):

$$L = \bar{V} + B - L_F \quad (2.24)$$

Iako destilacija može biti određena refluksnim odnosom  $R$  ili odnosom odnošenja  $V_B$ , koristi se uobičajeni  $R$  ili  $R/R_{\min}$  odnos, jer je često destilat veoma važan produkt.

Za slučajeve (a) i (e) na slici 2.7,  $V_B$  i  $R$  se ne mogu povezati jednostavnim materijalnim bilansom. Energetski bilans je neophodan da bi se pretvorila osjetna toplota pothlađivanja ili pregrijavanja u toplotu isparavanja. Ovo je povoljno za definisanje parametra  $q$ , koji predstavlja odnosa rasta brzine molskog refluksa preko napojnog poda i molske brzine napajanja:

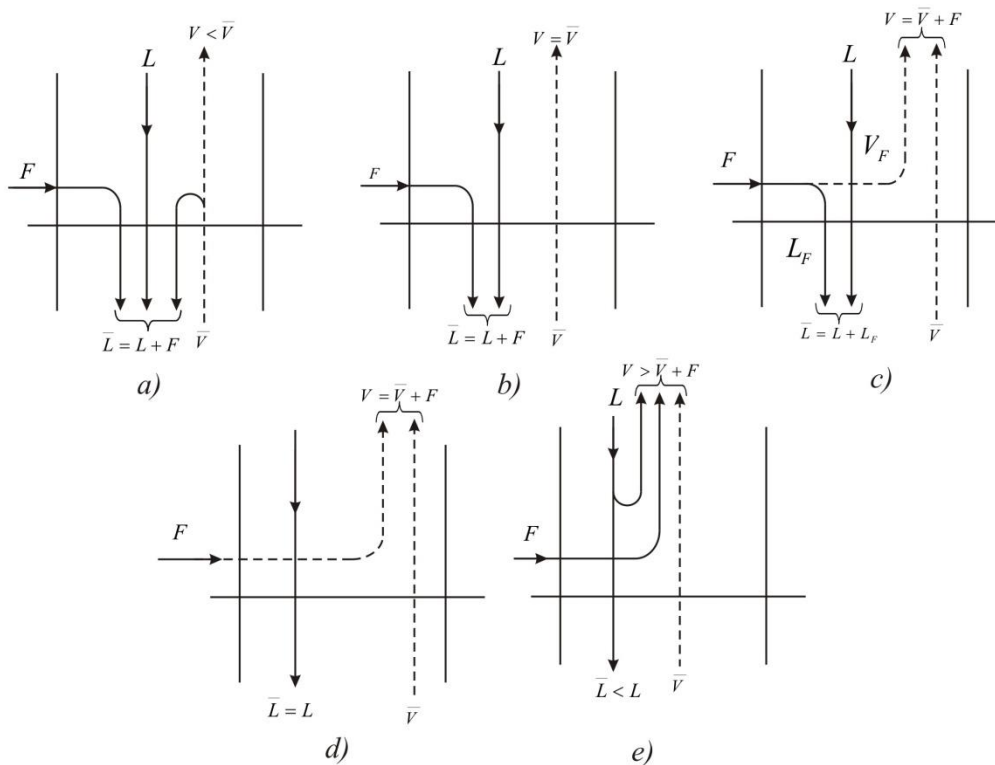
$$q = \frac{\bar{L} - L}{F} \quad (2.25)$$

ili primjenom materijalnog bilansa oko napojnog poda,

$$q = 1 + \frac{\bar{V} - L}{F} \quad (2.26)$$

Vrijednosi  $q$  za pet uslova napajanja prikazanih na slici 2.7 su:

Uslov napajanja	$q$
Pothlađena tečnost	$>1$
Tečnost na tački ključsnja	1
Parcijalno isparena	$L_F/F = 1$ – molski udio isparene materije
Para na temperaturi kondenzacije	0
Pregrijana para	$<0$



Slika 2.7- Mogući uslovi napojnog toka: (a) pothlađen tečni napojni tok, (b) tečni napojni tok na temperaturi ključanja (c) napojni tok parcijalno isparen (d) tečni napojni tok na temperaturi kondenzacije (e) tok sa pregrijanom parom

Za pothlađene tečnosti i pregrijane pare, uopštena definicija za  $q$  je:

$$q = \frac{(h_F)_{\text{na temperaturi zasićenja pare}} - (h_F)_{\text{na temperaturi napojnog toka}}}{(h_F)_{\text{na temperaturi zasićenja pare}} - (h_F)_{\text{na temperaturi zasićenja tecnosti}}} \quad (2.27)$$

Za pothlađenu napojnu tečnu struju, jednačina (2.27) postaje:

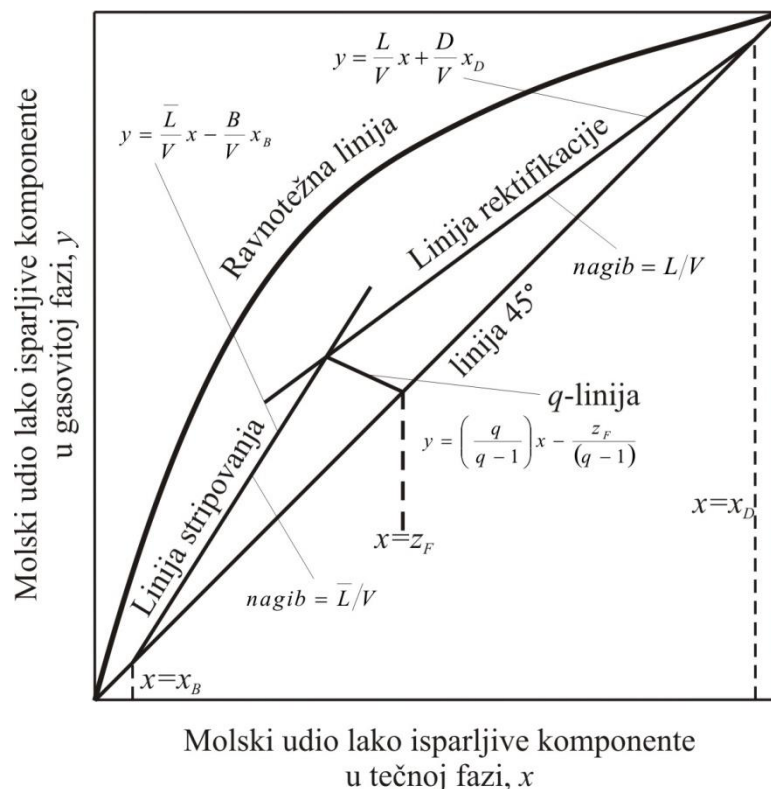
$$q = \frac{\Delta H^{\text{pare}} + C_{P_L} \cdot (T_b - T_F)}{\Delta H^{\text{pare}}} \quad (2.28)$$

Za pregrijani parni napojni tok, jednačina (2.28), postaje:

$$q = \frac{C_{P_V} \cdot (T_d - T_F)}{\Delta H^{\text{pare}}} \quad (2.29)$$

gdje su  $C_{P_L}$  i  $C_{P_V}$  molarni toplotni kapaciteti,  $\Delta H^{\text{pare}}$  je molarna promjena entalpije od temperature ključanja do temperature kondenzacije, a  $T_F$ ,  $T_d$  i  $T_b$  su temperature napojnog toka, kondenzacije i tačke ključanja respektivno, na operativnom pritisku kolone.

Umjesto toga korišćenjem jednačine (2.30), kako bismo locirali operativnu liniju stripovanja na *McCabe-Thiele*-ovom dijagramu, obično se koristi alternativna metoda koja uključuje  $q$ -liniju i prikazana je na slici 2.8, [Henley, Seader, Roper, 2011].



Slika 2.8- Konstruisanje linija kod McCabe-Thiele-ove metode

$$y = \left( \frac{V_B + 1}{V_B} \right) \cdot x - \left( \frac{1}{V_B} \right) \cdot x_B \quad (2.30)$$

$q$ -linija, jedna tačka koja je u presjecištu linije rektifikacije i linije stripovanja, a kombinovanjem sljedećih jednačina:

$$\begin{aligned} y_{m+1} &= \frac{\bar{L}}{V} \cdot x_m - \frac{B}{V} \cdot x_B \\ y &= \frac{\bar{L}}{V} \cdot x - \frac{B}{V} \cdot x_B \end{aligned} \quad (2.31)$$

i

$$y = \frac{L}{V} \cdot x + \frac{D}{V} \cdot x_D \quad (2.32)$$

dobija se

$$y \cdot (V - \bar{V}) = (L - \bar{L}) \cdot x + D \cdot x_D + B \cdot x_B \quad (2.33)$$

Međutim, ukupno:

$$D \cdot x_D + B \cdot x_B = F \cdot x_F \quad (2.34)$$

a ukupan materijalni bilans napojnog poda daje:

$$F + \bar{V} + L = V + \bar{L} \quad (2.35)$$

Kombinovanjem jednačina (2.33) i (2.35) sa jednačinom (2.25) dobijamo jednačinu  $q$ -linije:

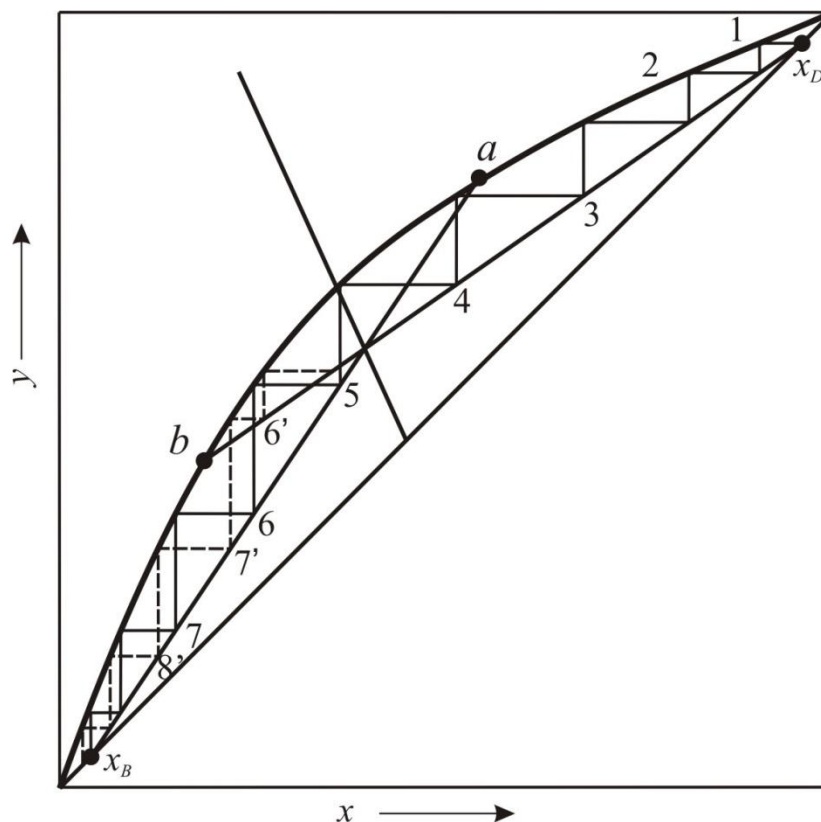
$$y = \left( \frac{q}{q-1} \right) \cdot x - \left( \frac{x_F}{q-1} \right) \quad (2.36)$$

Jednačina (2.36) predstavlja duž, zvanu napojna linija, na koju moraju pasti svi presjeci operativnih linija. Položaj ove linije zavisi samo od  $x_F$  i  $q$ . Nagib napojne linije je  $\frac{q}{q-1}$ , što može biti demonstrirano zamjenom  $C$  za  $y$  u jednačini (2.36) i pojednostavljuvanjem, linija prelazi dijagonalu u tački  $x = x_F$ .

Poslije crtanja operativnih linija, broj idealnih podova se pronalazi primjenom uobičajene konstrukcijske metode korak po korak, prikazane na slici 2.9. Konstrukcija može početi ili sa dna, od linije stripovanja ili sa vrha od linije rektifikacije. U nastavku je pretpostavljeno da konstrukcija počinje sa vrha i da se koristi totalni kondenzator. Kako se prilazi presjeku operativnih linija, mora se odlučiti kada korake treba prenositi od linije rektifikacije do linije stripovanja. Promjena treba da se odvija na takav način da se dobije maksimalno obogaćenje po podu, tako da je broj podova što je moguće manji. Slika 2.8 pokazuje da je ovaj kriterijum ispunjen ako je prenos trenutno nakon što se postigne vrijednost  $x$  koja je manja od  $x$  koordinate presjeka dviju operativnih linija. Napojni pod se uvijek predstavlja trouglom koji ima jedan ugao na liniji stripovanja. Na optimalnoj poziciji, trougao predstavlja napojni pod koji se nalazi sa obje strane presjeka operativnih linija.

Prenos od jedne do druge operativne linije, a samim tim i lokacija napojnog poda, može biti bilo koja lokacija između tačaka  $a$  i  $b$ . na slici 2.9 ali ako je napojni pod smješten na bilo kom mjestu na optimalnoj tački, nepotrebno je koristiti veliki broj podova. Na primjer, ako je napojni pod na slici 2.9 broj 7, manji koraci prikazani isprekidanim linijama pokazuju da je potreban idealan broj podova oko 8 plus rebojler, umjesto toga 7 plus rebojler kada je napajanje na podu broj 5. Bilježi se da tačnost na napojnom podu nema isti sastav sem ako je napajanje slučajno, čak i kada je lokacija napojnog poda optimalna, [McCabe, Smith, Harriott, 2005].

Tačka u kojoj radni pravci rektifikacije i stripovanja presijecaju ravnotežnu krivu naziva se *pinch* tačka. Kako se radni pravac približava ravnotežnoj krivoj, podovi postaju sve manji, a da se dostigne *pinch* tačka potreban je beskonačan broj podova. Ako je tačka presjecišta radnih linija vrlo blizu ravnotežne krive to stanje nazivamo *pinch* zonom. *Pinch* zona ima za posljedicu da se na određenom broju podova sprovodi veoma malo razdvajanje i da su ti podovi praktično izgubljeni. *Pinch* zona pri dimenzionisanju nije samo gubitak nekih podova, što ima za posljedicu predimenzionisanje kolone, već je takođe i određeni rizik. Mala greška u relativnoj isparljivosti i entalpijama može dovesti presjecište radnih linija u blizini ravnotežne krive ili čak do presijecanja radnih pravaca ranije nego što je predviđeno. To eksponencijalno povećava potreban broj podova za razdvajanje, i ako ti podovi nedostaju, kolona neće ispunjavati željenu funkciju. Kod postojećih kolona teško je mijenjati mjesto uvođenja napojnog toka, pa se *pinch* tačka može izbjeći povećanjem refluksa i količine pare iz grijača. Treba istaći da će to imati za posljedicu povećan utrošak energije, [Beer, 1985], [Beer, 2006].



Slika 2.9-Optimalni napojni pod, sa napajanjem na podu 5 i napajanjem na podu 7

Za *pinch* zonu u koloni karakteristične su veoma male razlike u temperaturi u dijelu podova oko napajanja. To je takođe i jedan od simptoma plavljenja, međutim, za razliku od plavljenja, kada se povećava refluks, tada počinju rasti i temperaturne razlike između podova jer se presjecište radnih linija odmiče od ravnotežnih krivih.

## 2.4.6 Grijanje i hlađenje

Gubitak toplote iz velike izolovane kolone je relativno mali, a kolona je sama po sebi u suštini adijabatska. Toplotni uticaji cijele jedinice su ograničeni na kondenzator i rebojler. Ako je prosječna molarna latentna toplota  $\lambda$ , a ukupna promjena osjetne toplote tečnih tokova je mala, toplota dodata u rebojler  $q_r$  je  $\bar{V} \cdot \lambda$  izražena u vatima (W). Kada je napojna smješa tečnost na temperaturi ključanja ( $q = 1$ ), toplota primjenjena u rebojleru je približno jednaka onoj količini toplote koja je uklonjena u kondenzatoru ali za druge vrijednosti  $q$  ovo ne važi, [Nakaiwa et al., 2003].

Ako je korišćena zasićena para kao medij za zagrijavanje, količina pare potrebna za rebojler je:

$$\dot{m}_s = \frac{\bar{V} \cdot \lambda}{\lambda_s} \quad (2.37)$$



gdje je:

- $\dot{m}_s$  - potrošnja pare,
- $\bar{V}$  - protok pare iz rebojlera,
- $\lambda_s$  - latentna toplota pare,
- $\lambda$  - molska latentna toplota smjese.

Ako se kao rashladni medij u kondenzatoru koristi voda, a kondenzat nije pothlađen, onda je potrebna količina vode jednaka:

$$\dot{m}_w = \frac{V \cdot \lambda}{(T_2 - T_1) \cdot c_{pw}} \quad (2.38)$$

gdje je:

- $\dot{m}_w$  - protok rashladne vode,
- $(T_2 - T_1)$  - promjena temperature rashladne vode,
- $c_{pw}$  - specifični toplotni kapacitet rashladne vode.

## 2.4.7 Minimalni refleksni odnos

Radna linija rektifikacije može se opisati refleksnim odnosom kao nezavisnom varijablom:

$$y_{r+1} = \frac{R}{R+1} \cdot x_n + \frac{x_D}{R+1} \quad (2.39)$$

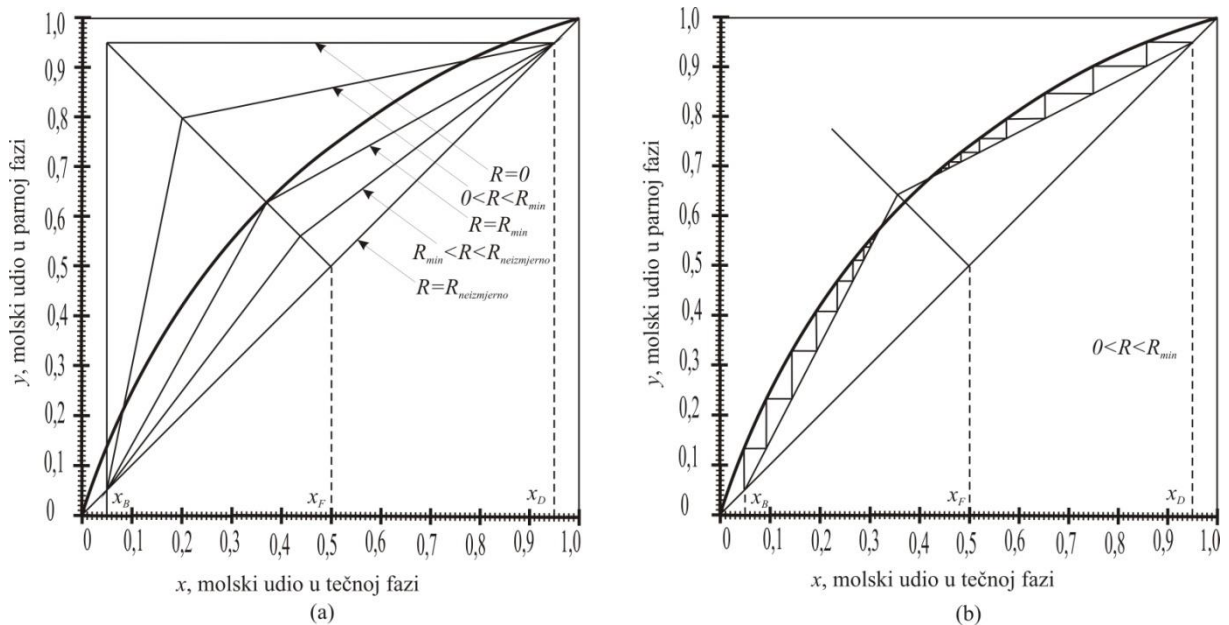
Kako pada refleksni odnos, tako pada i nagib radne linije rektifikacije. Uticaj odnosa refleksa prikazan je na slici 2.10. Svako razdvajanje zahtijeva da se radne linije sijeku ispod ravnotežne krive kao kod odnosa refleksa  $R = 2,0$  ili  $R = 3,0$  na slici 2.10a i 2.10b. Ako se radne linije sijeku iznad ravnotežne krive ( $0 < r < R_{min}$ ) na slici 2.11, tada čak i kod beskonačnog broja podova razdvajanje nije moguće. Razdvajanje je teorijski moguće ako se radne linije sijeku upravo ispod ravnotežne krive, tj. kod minimalnog odnosa refleksa. Kako je za te uslove potreban beskonačan broj separacionih podova, to je u praksi nesprovedivo razdvajanje.

Kod minimalnog refleksa *pinch* tačka se nalazi na presjecištu  $q$ -pravca, radnih linija i ravnotežne linije, ako ravnotežna kriva nema tačku infleksije. U slučaju da ravnotežna kriva ima tačku infleksije (slika 2.12), tada *pinch* tačka pri minimalnom refleksu može biti u tački gdje radna linija dodiruje ravnotežnu krivu kao tangenta i tada takvu *pinch* tačku nazivamo *tangentna pinch tačka*.

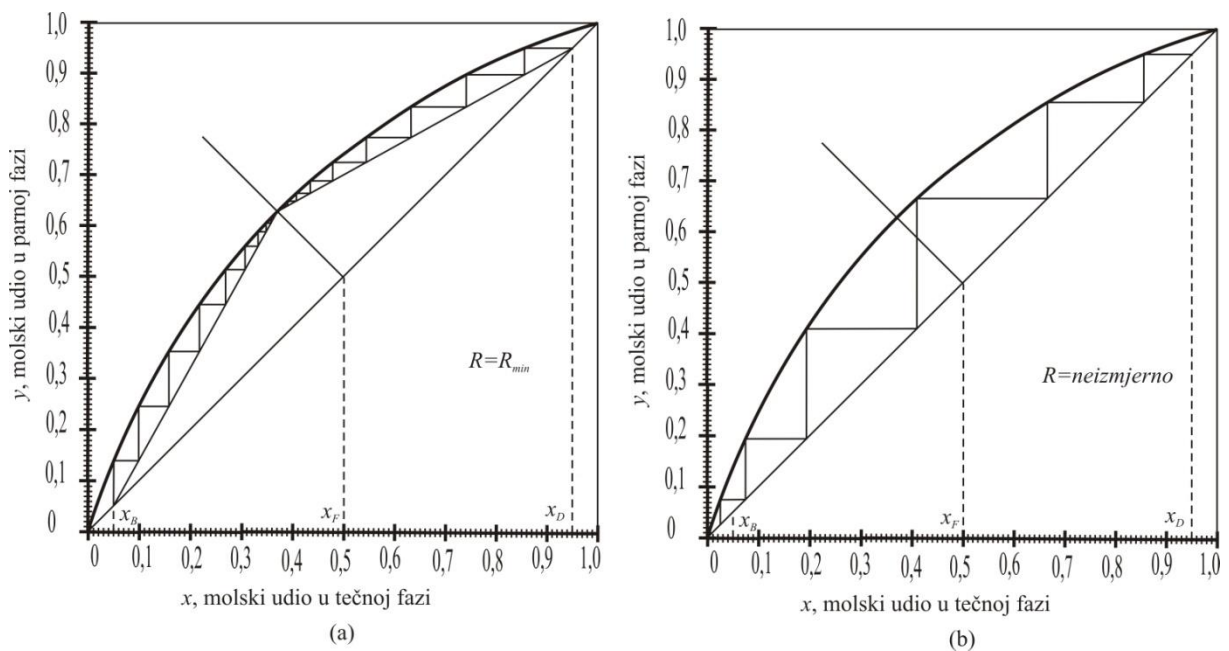
Da bi se odredio minimalan refleks, konstruiše se  $q$ -linija i odredi njeno presjecište sa ravnotežnom linijom. Povuče se pravac od tačke na dijagonali  $45^\circ$  koja označava sastav destilata kroz presjecište  $q$ -pravca i ravnotežne krive. Iz jednačine (2.40)

$$\frac{V_S - V_R}{F} = q - 1 \quad (2.40)$$

nagib pravca je  $\frac{R_{min}}{(R_{min} + 1)}$ , a presjecište radnog pravca rektifikacije i y-ose je  $\frac{x_D}{(R_{min} + 1)}$ . Minimalni refluks može se izračunati iz izraza za nagib ili tačke presjecišta sa y-osom.



Slika 2.10-Uticaj refluksnog odnosa na radne linije a) opšti prikaz, b)  $R < R_{min}$ , nemoguć rad



Slika 2.11-Uticaj refluksnog odnosa na radne linije a)  $R=R_{min}$  minimalni refluks, b)  $R = \infty$ , ukupni refluks

Ako je minimalni refluks dobijen iz tangente *pinch* tačke tada se minimalni refluks računa iz ravnotežne krive i tangente na ravnotežnoj krivoj u tački infleksije koja je u tom slučaju radna linija rektifikacije pri minimalnom refluksu.

Ni minimalni refluks ni tangenta *pinch* tačka nisu normalni radni uslovi jer zahtijevaju beskonačan broj podova što je fizički nemoguć uslov. Ipak se radni uslovi kolone mogu neki

put približiti uslovima minimalnog refluksa, ako kolona ima veliki višak ravnotežnih podova. Radna linija stripovanja se može opisati jednačinom:

$$y_m = \frac{1+s}{s} \cdot x_{m-1} - \frac{x_B}{s} \quad (2.41)$$

Minimalni odnos stripovanja ekvivalentan je minimalnom odnosu refluksa i cijela rasprava za minimalni odnos refluksa važi i za minimalan odnos stripovanja. Da bi se odredio minimalni odnos stripovanja iz presjecišta dijagonale  $45^\circ$  i tačke sastava proizvoda dna ( $x_B$ ), povuče se pravac kroz presjecište  $q$ -pravca i ravnotežne krive. Minimalni odnos stripovanja tada se izračuna iz nagiba radne linije stripovanja  $\frac{(s_{\min} + 1)}{s_{\min}}$  ili iz presjecišta radne linije

stripovanja i  $y$ -ose  $-\frac{x_B}{s_{\min}}$ , [Beer,2006].

Što je refluks manji od ukupnog refluksa, broj podova potreban za dato razdvajanje je veći od onog koji je potreban za ukupni refluks i raste kontinuirano kako refluksni odnos opada. Kako odnos postaje manji, broj podova postaje veoma veliki, a na definisanom minimumu, naziva se minimalni refluksni odnos, a broj podova postaje beskonačan. Sve kolone koje proizvode određenu količinu željenog proizvoda vrha i dna moraju raditi pri refluksnom odnosu između minimalnog, na kome je broj podova beskonačan i beskonačnog, na kome je broj podova minimalan. Ako je  $\frac{L_a}{D}$  operativni refluksni odnos, a  $\left(\frac{L_a}{D}\right)_{\min}$  je minimalni refluksni odnos, onda je :

$$\left(\frac{L_a}{D}\right)_{\min} < \frac{L_a}{D} < \infty \quad (2.42)$$

Minimalni refluksni odnos se može pronaći prateći pomjeranje operativnih linija kako se refluks smanjuje. Na slici 2.12 obje operativne linije se podudaraju sa dijagonalom  $afb$  na ukupnom refluksnom odnosu. Za stvarne operativne linije, prave  $ae$  i  $eb$  su tipične operativne linije. Kako se refluks dalje smanjuje, presjek operativnih linija se pomjera duž napojne linije ka ravnotežnoj krivoj, raspoloživo područje na dijagramu za korake se smanjuje, a broj koraka raste. Kada bilo jedna ili obje operativne linije dodiruju ravnotežnu liniju, broj koraka neophodan da prođe tačku kontakta postaje beskonačan. Refluksni odnos koji odgovara ovom slučaju je po definiciji, minimalni refluksni odnos.

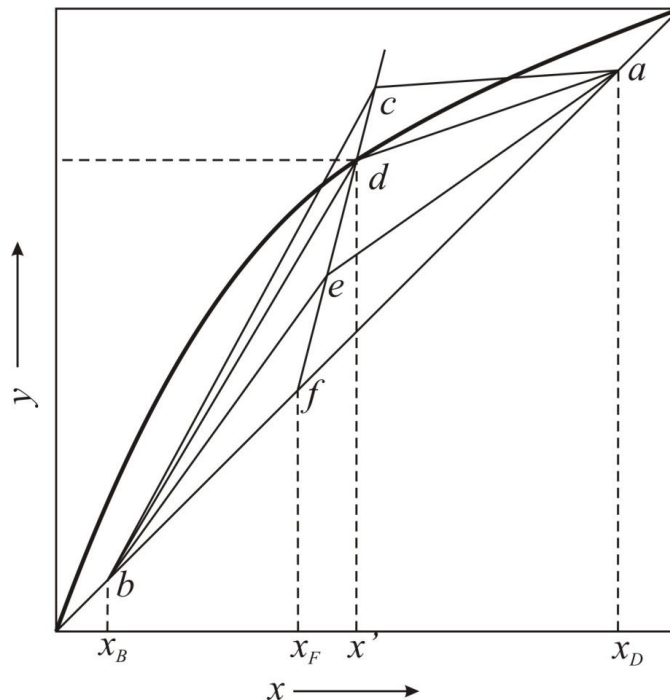
Za normalni tip ravnotežne linije, koja je konkavna nadole duž cijele dužine, tačka kontakta, na minimalnom refluksu, operativne i ravnotežne linije je na presjeku napojne linije sa ravnotežnom krivom, kako je prikazano linijama  $ad$  i  $db$  na slici 2.12. Daljim opadanjem refluksa, presjek operativnih linija se dovodi izvan ravnotežne krive, kako je prikazano linijama  $agc$  i  $cb$ . U tom slučaju čak i beskonačan broj podova ne može proći tačku  $g$ , a refluksni odnos za ove uslove je manji od minimalnog.

Nagib operativne linije  $ad$  na slici 2.12 je takav da prolazi kroz tačke  $(x', y')$  i  $(x_D, x_D)$ , gdje su  $x'$  i  $y'$  koordinate presjeka napojne linije i ravnotežne linije. Neka minimalni refluksni odnos bude  $R_{\min}$ , onda je:

$$\frac{R_{min}}{R_{min} + 1} = \frac{x_D - y'}{x_D - x'}$$
(2.43)

$$R_{min} = \frac{x_D - y'}{y' - x'}$$

Jednačina (2.43) se ne može primjeniti za sve sisteme. Na taj način, ravnotežna linija je konkavna naviše.



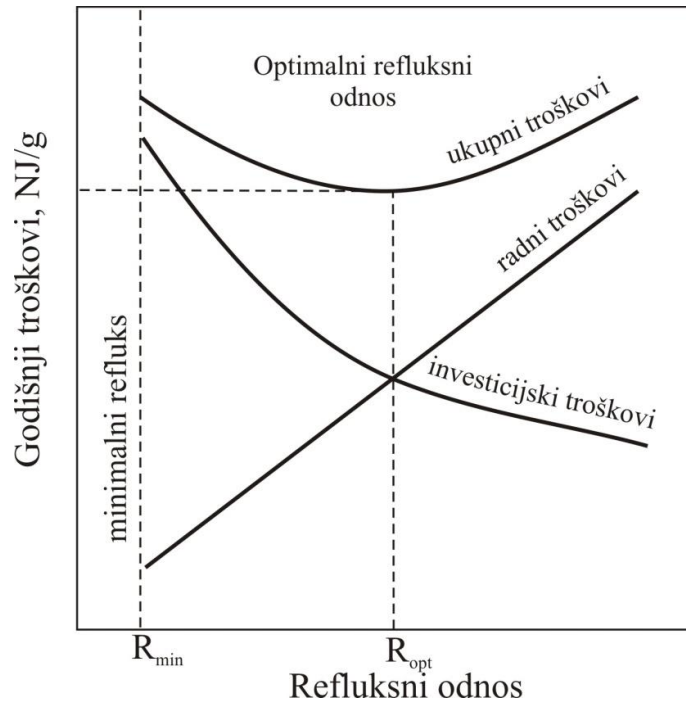
Slika 2.12-Minimalni refleksni odnos

### 2.4.8 Optimalni refleksni odnos

Kako refleksni odnos raste od minimuma, broj podova opada, najprije brzo, a zatim sve sporije i sporije, do ukupnog refleksa, na kojem je broj podova minimalan. Kako refleksni odnos raste i  $V$  i  $L$  rastu za datu proizvodnju, a dostignuta je tačka gdje brže raste dijаметar kolone nego što opada broj podova. Cijena jedinice je približno proporcionalna ukupnoj površini poda, tj. broj podova puta površina poprečnog presjeka kolone, tako da fiksni troškovi za kolonu prvo padaju, a potom rastu sa refleksnim odnosom. Fiksni troškovi uređaja za razmjenu toplote (rebojler i kondenzator) stabilno rastu sa refleksnim odnosom. Linija 2 na slici 2.13 prikazuje ukupne fiksne troškove, koji najprije naglo opadaju, a potom prolaze kroz veoma “plitak” minimum.

Takođe, važni su i troškovi grijanja i hlađenja, prikazani krivom radnih troškova na slici 2.13, koji rastu linearno sa refleksnim odnosom. Na optimalnom refleksnom odnosu cijena pare je često oko  $2/3$  od ukupnih godišnjih troškova, tj. zbira fiksnih troškova i troškova grijanja i hlađenja. Ukupni troškovi su prikazani krivom ukupnih troškova na slici 2.13. To predstavlja minimum pri konačnom refleksnom odnosu koji nije veći od minimalnog

refluksa. Ovo je tačka najekonomičnije destilacije, a ovaj odnos se zove *optimalni refluksni odnos*, [Sinnott, Towler, 2009].



Slika 2.13-Optimalni refluksni odnos

## 2.4.9 Minimalni broj podova

Obzirom da nagib rektifikacione linije  $\frac{R_D}{(R_D + 1)}$ , raste kako refluksni odnos raste, kada je  $R_D$  beskonačno,  $V = L$  i nagib je 1. U tom slučaju obje operativne linije i rektifikaciona i linija stripovanja se poklapaju sa dijagonalom. Ovaj uslov se naziva ukupni refluks. Na ukupnom refluksu, broj podova je minimalan, ali protok napajanja i protoka glavnog produkta i produkta dna su jednake nuli. Ukupni refluks predstavlja jedan granični slučaj kada je riječ o kolonama za frakcionisanje. Minimalni broj podova potreban za dato razdvajanje može se pronaći konstruisanjem koraka na  $x$ - $y$  dijagramu između sastava  $x_D$  i  $x_B$ , korišćenjem linije  $45^\circ$  kao i operativnih linija za obje sekcije kolone. Pošto ne postoji kolona koja radi sa napajanjem pod ukupnim refluksom, ne postoji ni diskontinuitet između gornje i donje sekcije.

Za specijalan slučaj idealnih smješa, dostupan je jednostavan metod za računanje vrijednosti  $N_{\min}$  za ulazne koncentracije  $x_D$  i  $x_B$ . Ovo je bazirano na relativnoj isparljivosti dvije komponente  $\alpha_{AB}$ , koja je definisana jednačinom (2.44) ili izražena preko ravnotežnih koncentracija:

$$\alpha_{AB} = \frac{\frac{y_{Ae}}{x_{Ae}}}{\frac{y_{Be}}{x_{Be}}} \quad (2.44)$$

Za binarni sistem,  $y_A/y_B$  i  $x_A/x_B$  se mogu zamijeniti sa  $\frac{y_A}{(1-y_A)}$  i  $\frac{x_A}{(1-x_A)}$ , tako da se jednačina (2.44) može napisati za pod  $n+1$ :

$$\frac{y_{n+1}}{1-y_{n+1}} = \alpha_{AB} \cdot \frac{x_{n+1}}{1-x_{n+1}} \quad (2.45)$$

Pošto je za ukupan refluks  $D=0$  i  $L/V=1$ ,  $y_{n+1}=x_n$ , iz jednačine (2.11) bilježi se da je operativna linija  $45^\circ$ , što nas vodi ka:

$$\frac{x_n}{1-x_n} = \alpha_{AB} \cdot \frac{x_{n+1}}{1-x_{n+1}} \quad (2.46)$$

Na vrhu kolone, ako se koristi totalni kondenzator,  $y_1=x_D$ , tako da jednačina (2.45) postaje:

$$\frac{x_D}{1-x_D} = \alpha_{AB} \cdot \frac{x_1}{1-x_1} \quad (2.47)$$

Pišući jednačinu (2.46) sukcesivno za  $n$  podova, dobija se:

$$\begin{aligned} \frac{x_1}{1-x_1} &= \alpha_{AB} \cdot \frac{x_2}{1-x_2} \\ &\dots\dots\dots \\ \frac{x_{n-1}}{1-x_{n-1}} &= \alpha_{AB} \cdot \frac{x_n}{1-x_n} \end{aligned} \quad (2.48)$$

Ako jednačina (2.47) i sve jednačine iz seta (2.48) se zajedno multipliciraju i svi intermedijerni uslovi otkazu, onda se dobija:

$$\frac{x_D}{1-x_D} = (\alpha_{AB})^n \cdot \frac{x_n}{1-x_n} \quad (2.49)$$

Da bismo dostigli pražnjenje dna kolone, minimalan broj podova  $N_{\min}$  i rebojler potrebni za ovaj proces, a primjenom jednačine (2.49) je:

$$\frac{x_D}{1-x_D} = (\alpha_{AB})^{N_{\min}+1} \cdot \frac{x_B}{1-x_B} \quad (2.50)$$

Rješavanjem jednačine (2.50) po  $N_{\min}$  dobija se:

$$N_{\min} = \frac{\ln \left[ \frac{x_D \cdot (1-x_B)}{x_B \cdot (1-x_D)} \right]}{\ln \alpha_{AB}} - 1 \quad (2.51)$$

Jednačina (2.51) je *Fenske-ova jednačina*, koja se koristi kada je  $\alpha_{AB}$  konstantno. Ako je promjena vrijednost  $\alpha_{AB}$  od dna kolone do vrha umjerena, preporučuje se geometrijska sredina ekstremnih vrijednosti za  $\alpha_{AB}$ , [Fenske, 1932], [Beer, 2006], [Beer, 1985].

### 3. ANALITIČKI POSTUPCI PRORAČUNA SISTEMA ZA DESTILACIJU

#### 3.1 Minimalan broj teorijskih podova

Minimalan broj teorijskih podova računa se iz jednačine *Fenske*-a, [Fenske, 1932]:

$$N_{min} = \frac{\ln S}{\ln(\alpha_{LK/HK})_{pros}} \quad (3.1)$$

gdje je

$$S = \left( \frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_D \cdot \left( \frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_B \quad (3.2)$$

*Fenske*-ova jednačina važi ako je:

$$(\alpha_{LK/HK})_{pros} = \sqrt[N]{(\alpha_{LK/HK})_1 \cdot (\alpha_{LK/HK})_2 \cdots (\alpha_{LK/HK})_N} \quad (3.3)$$

Veličina  $(\alpha_{LK/HK})_{pros}$  obično se računa na osnovu neke od sljedećih korelacija:

1. Korelacija *Maddox*-a, [Hines, Maddox, 1985].

$$\alpha_{pros} \text{ za: } T = \frac{T_{vrh} + T_{dno}}{2} \quad (3.4)$$

2. Korelacija *Van Winkle*-a, [Wnkle, 1967].

$$\alpha_{pros} = \frac{\alpha_{vrh} + \alpha_{dno}}{2} \quad (3.5)$$

3. Korelacija *King*-a, [King, 1980].

$$\alpha_{pros} = \alpha \text{ na temperaturi napojnog poda} \quad (3.6)$$

4. Korelacija *King*-a, *Ludwig*-a, *Treybal*-a, *Wankat*-a, [Ludwig, 1973].

$$\alpha_{pros} = \sqrt{\alpha_{vrh} \cdot \alpha_{dno}} \quad (3.7)$$

5. Korelacije *Faie*-a, *Seader*-a i *McCormic*-a i *Roche*-a, [McComic, Roche, Schweitzer, 1979].

$$\alpha_{pros} = \sqrt[3]{\alpha_{vrh} \cdot \alpha_{sred} \cdot \alpha_{dno}} \quad (3.8)$$



Douglas je preporučio kriterijum za kontrolu relativne isparljivosti:

$$\frac{\alpha_{vrh} - \alpha_{dno}}{\alpha_{vrh} + \alpha_{dno}} \leq 0,1 \cdot \ln\left(\frac{\alpha_{vrh} + \alpha_{dno}}{2}\right) \quad (3.9)$$

Kada je kriterijum ispunjen može se smatrati da je relativna isparljivost konstantna duž kolone i jednostavne aproksimacije kao 2 i 4 su odgovarajuće.

Kao pokušaj da se računa sa promjenljivom isparljivošću duž kolone *Win* je predložio korelaciju:

$$N_{min} = \frac{\ln\left[\left(\frac{x_{LK,D}}{x_{LK,B}}\right) \cdot \left(\frac{x_{HK,B}}{x_{HK,D}}\right)^{\delta_{LK}}\right]}{\ln(\beta_{LK/HK})} \quad (3.10)$$

$\beta_{LK/HK}$  i  $\delta_{LK}$  su konstante kod konstantnog pritiska i računaju se iz *K*-vrijednosti lakše i teže isparljive komponente na temperaturi vrha i dna kolone.  $\beta_{LK/HK}$  i  $\delta_{LK}$  su u sljedećem međusobnom odnosu:

$$\beta_{LK/HK} = \frac{K_{LK}}{(K_{HK})^{\delta_{LK}}} \quad (3.11)$$

### 3.2 Minimalni refluks

#### -Underwood-ov postupak-

Postupak se zasniva na korelaciji koja povezuje sastav, toplotno stanje napojnog toka i relativnu isparljivost na prosječnoj temperaturi kolone i *Underwood*-ov parametar  $\Theta$ . *Underwood*-ov parametar se zatim unosi u jednačinu koja povezuje minimalni refluks, relativnu isparljivost i konstantne količinske protoke kroz kolonu. Postupak daje dobre rezultate za sisteme bliske idealnom, kada nema distribuiranih komponenata. Postupak je sljedeći:

1. Izračuna se *Underwood*-ov parametar  $\Theta$ , jednačinom:

$$\sum_{j=1}^n \frac{\alpha_j \cdot z_j}{\alpha_j - \Theta} = 1 - q \quad (3.12)$$

Postupak rješavanja je iterativan i jedino fizički moguće rješenje za *Underwood*-ov parametar,  $\Theta$ , je rješenje čija je brojčana vrijednost između relativnih isparljivosti lakše i teže isparljive komponente:  $\alpha_{LK} > \Theta > \alpha_{HK}$ .

2. Izračunati *Underwood*-ov parametar  $\Theta$  se unosi u jednačinu za računanje minimalnog refluksnog odnosa:

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{min} + 1 = \sum_{j=1}^n \frac{\alpha_j \cdot x_{D,j}}{\alpha_j - \Theta} \quad (3.13)$$

iz koje se izračuna minimalni refluksni odnos.

*Van Winkle* i *Todd*, [Winkle, Todd, 1971] predložili su grafički postupak kojim se izbjegava iterativno rješavanje jednačine (3.13), međutim, postupak važi samo za napajanje kada je tečnost na temperaturi ključanja ( $q=1,0$ ).

### 3.3 Odnos refluks-broj podova

Najpopularnije korelacije kojima se nalazi odnos refluksni odnos-broj podova su *Gilliland*-ova i *Erbar-Maddox*-ova. *Erbar-Maddox*-ova korelacija smatra se tačnijom, posebno za niske refluksne odnose, dok je *Gilliland*-ova korelacija obično zadovoljavajuće tačnosti za brze postupke proračuna i jednostavnija za prevođenje u analitički oblik. U svakom slučaju važno je primjeniti konzistentne korelacije minimalni refluks/minimalni broj podova, refluks/broj podova. I *Gilliland*-ova i *Erbar-Maddox*-ova korelacija su konzistentne s korelacijama *Fenske*-a i *Underwood*-a, [Hines, Maddox, 1985], [Fenske, 1932].

#### -*Gilliland*-ova korelacija-

Korelacija daje odnos između refluksnog odnosa i broja podova u obliku:

$$\frac{R - R_{min}}{R + 1} = f\left(\frac{N - N_{min}}{N + 1}\right) \quad (3.14)$$

Ako napišemo  $X = \frac{R - R_{min}}{R + 1}$  i  $Y = \frac{N - N_{min}}{N + 1}$ , tako ako je  $R = R_{min}$   $X=0$ , i  $Y$  se približava jedinici. Kada je  $N = N_{min}$ ,  $Y=0$  i  $X$  se približava jedinici. Kriva prema tome ide od tačke (0,1) kod minimalnog refluksa od tačke (1,0) kod totalnog refluksa.

Otkad je *Gilliland* načinio svoj izvorni graf, niz autora načinilo je analitički oblik. Najpopularniji analitički izrazi su korelacije *Edułjee*-a, [Edułjee, 1975]

$$Y = 0,75 \cdot (1 - X^{0,5668}) \quad (3.15)$$

i *Molokanov*-a [Molokanov, Korablina, Mazurina, Nikiforov, 1972],

$$Y = 1,0 - \exp\left[\left(\frac{1,0 + 54,4 \cdot X}{11,0 + 117,0 \cdot X}\right) \cdot \left(\frac{X - 1}{X^{0,5}}\right)\right] \quad (3.16)$$

gdje je:

$$X = \frac{R - R_{min}}{R + 1} \quad \text{i} \quad Y = \frac{N - N_{min}}{N + 1}$$

Korelacija *Molokanov*-a i saradnika dobijena je na temelju 61 podatka, originalnih podataka *Gilliland*-a, te podataka *Brown*-a i *Martin*-a, [Brown, Martin, Trans, 1939] i *Van Winkle*-a i *Todd*-a, [Winkle, Van M., Todd, 1967] te pokriva sljedeće područje parametara:

Broj komponenata	2 do 11
toplotno stanje napajanja, $q$	0,28 do 1,42
pritisak	vakuuum do 41 bar
relativna isparljivost, $\alpha$	1,11 do 4,05
minimalan broj podova, $N_{min}$	3,4 do 60,3
minimalni refluksni odnos, $R_{min}$	0,33 do 9,9

*King* preporučuje *Eduljee*-ovu korelaciju kada nije potrebna veća tačnost, a korelaciju *Molokanov*-a i saradnika u slučajevima kada se traži veća tačnost.

U svakom slučaju treba izbjegavati vrijednosti za  $X=0,01$  i manje jer će već i mala greška u procjeni minimalnog refluksa dati veliku grešku u potrebnom broju podova.

#### **-Erbar-Maddox-ova korelacija-**

Korelacija je graf funkcije  $\frac{R}{R+1} = f\left(\frac{N_{min}}{N}\right)$  sa  $\frac{R_{min}}{R_{min}+1}$  kao parametrom (slika 3.1).

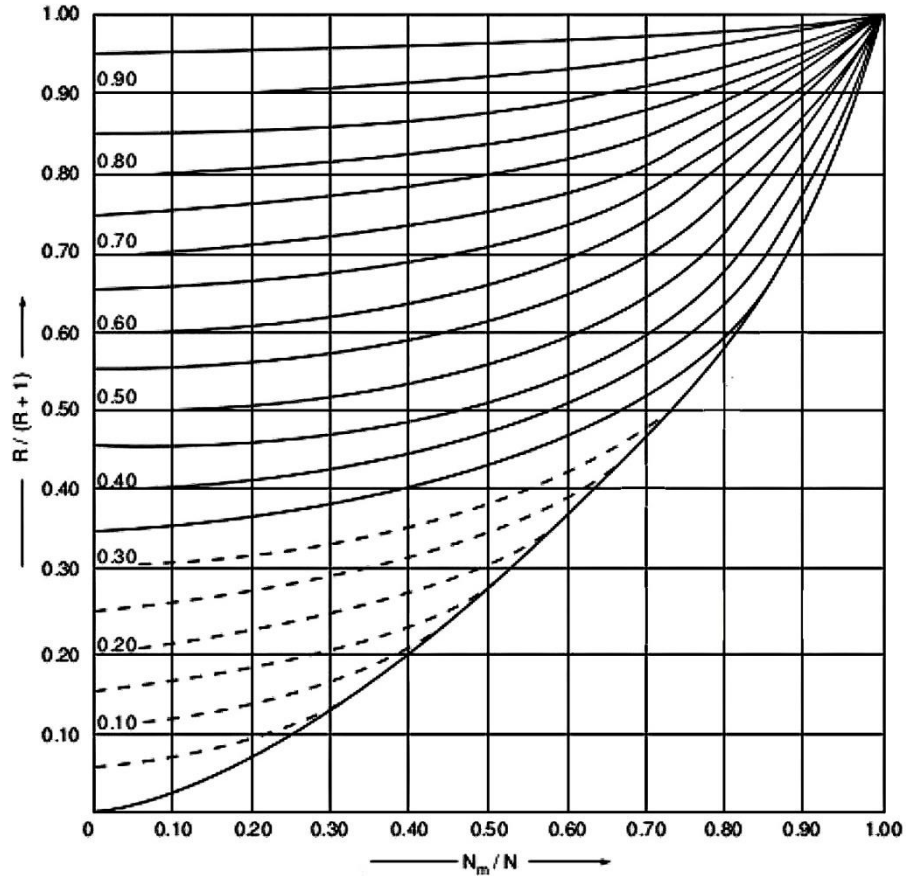
Kada je  $R = R_{min}$ , tada  $x$  osa postaje 0, prema tome  $y$  osa grafa predstavlja uslove minimalnog refluksa. Kada je  $N = N_{min}$  i  $x$  i  $y$  ose postaju 1,0.

Korelacija je temeljna na napajanju koje je na temperaturi ključanja,  $q=1,0$ . Za druga stanja napajanja rezultat treba korigovati prema:

$$V = V^0 + \frac{\left(1 - \frac{D}{F}\right) \cdot (H_F - H_F^0)}{\frac{Q_c}{L_c}} \quad (3.17)$$

$V^0$  je vrijednos nekorigovane varijable,  $D$  i  $F$  su molski protoci destilata i napajanja,  $H_F$  entalpija napajanja,  $H_F^0$  entalpija napajanja na temperaturi ključanja,  $Q_c$  je toplotna dužnost kondenzatora i  $L_c$  je molski protok tečnosti iz parcijalnog kondenzatora.

Za *Erbar-Maddox*-ovu korelaciju, minimalni broj podova računa se *Winn*-ovim postupkom, a minimalni protok *Underwood*-ovim postupkom. *Fenske*-ova korelacija za minimalni broj podova takođe se može primjenjivati.



Slika 3.1 – Erbar-Maddoxova korelacija

Za Erbar-Maddox-ovu korelaciju, zbog njene složenosti, nema toliko pokušaja da se načini analitički oblik. Postoji jedna korelacija Barne i Ginn-a, [Barna, Ginn, 1985],

$$X = \Theta + f \cdot \sin(\pi \cdot \Theta) \quad (3.18)$$

gdje je:

$$X = \frac{N_{min}}{N} \quad (3.19)$$

$$\Theta = \frac{Y - Z}{1 - Z} \quad (3.20)$$

$$Y = \frac{r}{R_{min} + 1} \quad (3.21)$$

$$Z = \frac{R_{min}}{R_{min} + 1,0} \quad (3.22)$$

$$f = A \cdot \Theta^{-B} \quad (3.23)$$

$$A = 0,16 + 0,3 \cdot (1 - Z)^2 - 0,3 \cdot (1 - Z)^3 \quad (3.24)$$

$$B = 0,56 + Z - 1,5 \cdot Z^2 + 0,6 \cdot Z^3 \quad (3.25)$$

U jednačini (3.18) izraz u zagradi  $(\pi \cdot \Theta)$  treba da bude u radijanima, a slučaj  $\Theta = 0$  treba izbjeći jer je neodrediv.

Gornje korelacije su za nalaženje potrebnog broja podova iz poznatog refluksnog odnosa. Ako je poznat broj podova, a traži se odgovarajući refluks, korelacije glase:

$$Y = Z + (1 - Z)[X - g \cdot \sin(\pi \cdot X)] \quad (3.26)$$

gdje je:

$$g = a + b \cdot X + c \cdot X^4 \quad (3.27)$$

$$a \approx 9,236 \quad (3.28)$$

$$b = 0,03 + 0,4 \cdot (1 - Z) - 0,61 \cdot (1 - Z)^{3,8} \quad (3.29)$$

$$c = 0,66 - 0,38 \cdot Z - (0,08 \cdot \Theta^2 - 0,26) \sin(\pi \cdot \Theta) \quad (3.30)$$

$$\Theta = -1,85 + 4,42 \cdot Z - 1,5 \cdot Z^2 \quad (3.31)$$

Analitički oblik *Erbar-Maddox*-ove korelacije je prilično složen i prikladan je za računare. Kod malih refluksnih odnosa *Erbar-Maddox*-ova korelacija daje tačnije rezultate od *Gilliland*-ove i stoga se preporučuje. Kod većih refluksnih odnosa tačnost *Gilliland*-ove korelacije je zadovoljavajuća i preporučuje se zbog svoje jednostavnosti.

### 3.4 Mjesto napojnog poda

Najčešće primjenjivani postupci za mjesto napojnog poda su *Fenske*-ova jednačina, [Fenske, 1932]:

$$N_{min,S} = \frac{\ln S_S}{\ln \alpha_{LK,S}} \quad (3.32)$$

gdje je:

$$S_S = \frac{z_{LK} \cdot x_{B,HK}}{z_{HK} \cdot x_{B,HK}} \quad (3.33)$$

$\alpha_{LK,S}$  je prosječna relativna isparljivost lako isparljive komponente u sekciji stripovanja. Broj podova u sekciji stripovanja izračunava se jednačinom:

$$\frac{N_S}{N_{min,S}} = \frac{N}{N_{min}} \quad (3.34)$$

Jednačine (3.32) i (3.33) zapravo su jednačine (3.1) i (3.2), samo napisane za sekciju stripovanja.

*Kirkbridge* [Kirkbridge,1944.] je predložio sljedeću jednačinu za nalaženje mjesta napojnog poda:

$$\frac{N_R}{N_S} = \left[ \frac{z_{HK}}{z_{LK}} \cdot \left( \frac{x_{B,LK}}{x_{D,LK}} \right)^2 \cdot \frac{B}{D} \right]^{0,206} \quad (3.35)$$

Modifikaciju te jednačine predložili su *Akashah, Erbar i Maddox* [Akashah, Erbar, Maddox, 1979]:

$$N_R = N_{R,jed(99)} - 0,5 \cdot \log N$$

$$N_R = \frac{N}{1 + \left[ \left( \frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_F \cdot \left( \frac{x_{LK,B}}{x_{HK,D}} \right)^2 \cdot \frac{B}{D} \right]^{0,206}} - 0,5 \cdot \log N \quad (3.36)$$

Jednačinu Fenskea preporučuju za primjenu *Thompson, Van Winkle*, [Winkle, 1967] i *Van Winkle i Todd*. [Winkle, Todd, 1971]

## 4. KOLONE SA PODOVIMA

Nakon prikazanih proračuna i grafičkih postupaka za određivanje broja podova kod destilacionih kolona slijedi dimenzionisanje opreme u kojoj će se odigravati destilacija. Skoro svaka destilacija može se sprovesti i u koloni s podovima i u koloni s punilima. Izbor poda ili punila rezultat je analize za i protiv faktora, uglavnom, ekonomske prirode.

Uopšteno, faktori koji utiču na izbor tipa kontaktnih tijela mogu se svrstati u pet grupa:

1. **Fizička i hemijska osobine sistema.** Kolone s podovima imaju prednost kod sistema koji sadrže nečistoće. Pomične pločice ventila na ventilskim podovima pri radu ne miruju već se kreću gore dole, tako da stvaraju efekat samočišćenja i sprječavaju začepljenje otvora. Kolone sa punilima su pogodne za sisteme koji ne pjene, [Rosaler, 2004].
2. **Karakteristike faza.** U kolonama sa punilima u zoni glavnog opterećenja, tečnost je u dispergovanom stanju, a strujanje pare je turbulentno. To osigurava dobar prenos materije kod sistema gdje je brzina prenosa materije u parnoj fazi ograničavajući faktor. Kod podova uslovi su obratni, para je dispergovana faza (mjehurići), a tečnost je kontinuirana faza, što pogoduje prenosu materije kod sistema gdje je prenos materije u tečnoj fazi ograničavajući faktor, [Spiegel, Meier, 2003].
3. **Ulaganja.** Kod manjih kolona ukupna masa kolone s punilom je veća od mase kolone sa podovima. Ako se odvođe bočni proizvodi ili se uvodi više napajanja, kolone sa podovima su jeftinije rješenje.
4. **Rad.** Kod šaržnih destilacija s visokim iskorištenjem lako isparljive komponente, kolone s punilom su prikladne zbog malog zadržavanja tečnosti. U tim slučajevima posebno su neprikladni podovi sa zvonima ako treba da se isprazni sadržaj kolone pri dovršenoj destilaciji u ostatak šarže.
5. **Raspoloživost konstruktivnih tijela.** Ako je potrebno kratko vrijeme isporuke pri gradnji ili rekonstrukciji, tada su punila praktično odmah na raspolaganju jer ih proizvođač po pravilu ima na skladištu. Podovi zahtjevaju projektovanje i izradu, što traži određeno vrijeme, [Bachrust, Harker, 1979].

Postoji niz razloga zbog kojih je poželjno koristiti kolone sa podovima u ovom radu pominjemo nekoliko, a to su:

**Čvrste čestice prisutne u napojnom toku.** Podovi su mnogo manje osjetljivi na čvrste čestice u tečnosti od punila. Brzina pare i tečnosti u koloni sa podovima su za red veličine veće od brzine pare i tečnosti u koloni sa punilom. Takve brzine održavaju otvore i perforacije na podovima čistim. Čvrste čestice imaju tendenciju da se nakupljaju u "mrtvim" prostorima kojih u koloni sa punilom ima više nego u koloni sa podovima.

**Veliki protoci tečne faze.** Podovi sa više prelaza tečnosti djelotvorno snižavaju opterećenje poda tečnošću. Slično se ne može postići punilom. Kapacitet punila, posebno struktuiranih, naglo pada kod visokih protoka tečnosti.

**Veliki dijametar kolone.** Kod velikih promjera kolone punila su izložena velikim problemima jednake raspodjele tečnosti. Kod podova ti problemi su mnogo manji.

**Složene kolone.** Međuisparivači, međukondenzatori i hladnjaci i bočni proizvodi znatno se lakše ugrađuju u kolone sa podovima nego u kolone s punilom gdje uvođenje

međuhladnjaka ili isparivača ili odvođenje bočnog produkta zahtjeva dodatnu opremu za raspodjelu i sabirnike.

**Promjenljiv sastav napajanja.** Jedan je od načina rješavanja problema promjenljivog sastava napajanja je postavljanje više napojnih mjesta. Kod kolona sa punilom svako mjesto uvođenja napajanja zahtjeva skupe raspodjelnike tečnosti.

**Procjena osobina i proračun.** Procjena svojstava punila (HETP, broj jedinica prenosa) mnogo je nesigurnija od proračuna iskorišćenja podova, što zahtjeva veće faktore sigurnosti.

**Hemijska reakcija/apsorpcija.** Upotreba visokih pregrada kod podova može osigurati dovoljno veliko vrijeme zadržavanja tečnosti na podu, posebno kod malih protoka tečnosti, što je potrebno kod kolona sa hemijskom reakcijom i apsorpcionih kolona.

**Masa kolone.** Kolone sa podovima obično su lakše od kolona sa punilom, što smanjuje cijenu temelja, nosača, plašta.

**Diskontinuirani rad.** Pri radnim temperaturama višim ili nižim od atmosferske, prekidi u radu dovode do termičkih dilatacija (ekspanzije i kontrakcije), što može dovesti do mrvljenja punila. Kod kolona sa podovima ti su problemi lako savladivi.

**Mali protoci tečnosti.** Upotreba nazubljenih pregrada, pregrada za sprječavanje zapljuskivanja i upotreba podova sa zvonima, mali protoci tečnosti se mnogo bolje savladavaju nego kod kolona sa nasutim punilom. Kod kolna sa punilom pri takvim uslovima loša raspodjela tečnosti i loše vlaženje punila česte su pojave.

**Smanjenje kapaciteta.** Ventilski podovi i podovi sa zvonima imaju bolja svojstva pri smanjenju kapaciteta od kolona sa punilima. Ako se upotrebljavaju skupi raspodjelnici tečnosti, smanjenje kapaciteta je ograničeno minimalnim kapacitetom raspodjelnika tečnosti.

**Poremećaji u procesu.** Poremećaje uzrokaovane npr. naglim ulaskom vode u vruću kolonu sa ugljovodicima, otvaranje odušnih ventila i sl., podovi bolje savladavaju od nasutih punila. Strukturirana punila su u tom slučaju bolja od podova.

**Konstruktioni materijali.** Kod strukturiranih punila, tanki limovi od kojih su načinjeni, zahtjevaju kvalitetniji materijal nego podovi (dodatak na koroziju). Tako na primjer za sistem kod koga je za podove ugljenični čelik zadovoljavajući konstruktioni materijal, strukturirana punila zahtjevaju nerđajući čelik.

**Pranje i čišćenje.** Uklanjanje zaostalih fluida upotrebljenih za čišćenje i ispiranje prije puštanja u rad mnogo je teže kod strukturiranih punila nego kod podova.

## 4.1 Vrste i karakteristike podova

Pristup dimenzionisanju kolona sa podovima je individualan i zavisi od projektanta. Jedan od pristupa je dimenzionisanje u dvije faze. U prvoj fazi određuje se prečnik kolone, tip poda, aktivna površina poda, površina preliva. U toj se fazi obično dosta tačno odredi razmak između podova, visina pregrade te ostali parametri kao na primjer udio površine otvora u aktivnoj površini poda, prečnik otvora, razmak između zavjesa preliva i poda i sl. U drugoj



fazi te se veličine “dotjeruju”. Prema tome prva faza daje osnovne zahtjeve za opremu, dok se u drugoj fazi ti parametri optimizuju. Prva faza ima bitan uticaj na cijenu opreme ali i veliki uticaj na rad kolone.

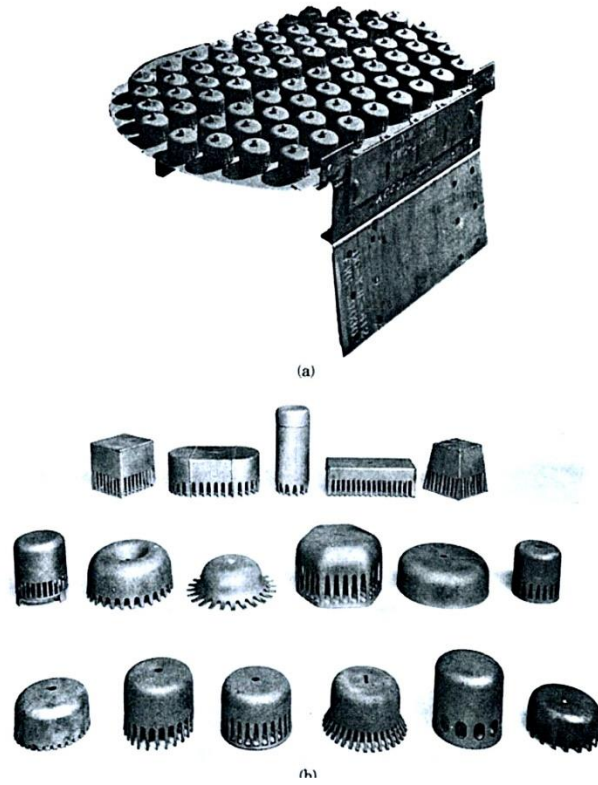
Pri izboru tipa poda, izuzimajući specijalne tipove podova, izbor se svodi na podove sa zvonima, sitaste podove i podove sa ventilima.

**Podovi sa zvonima.** Glavni tip podova sve do 1960. godine kada se počinju upotrebljavati sitasti podovi i podovi sa ventilima. Pod je perforirana ploča sa kratkim cijevima ugrađenim u perforacije na koje su učvršćena zvana sa prorezom ili bez njega na rubu. (slika 4.1) Tečnost i pjena na podu su visine najmanje kao i visina pregrade kod preliva i dijela cijevi iznad poda na koju je učvršćeno zvano. To podu daje jedinstvenu mogućnost da radi i pri malim protocima pare i tečnosti.

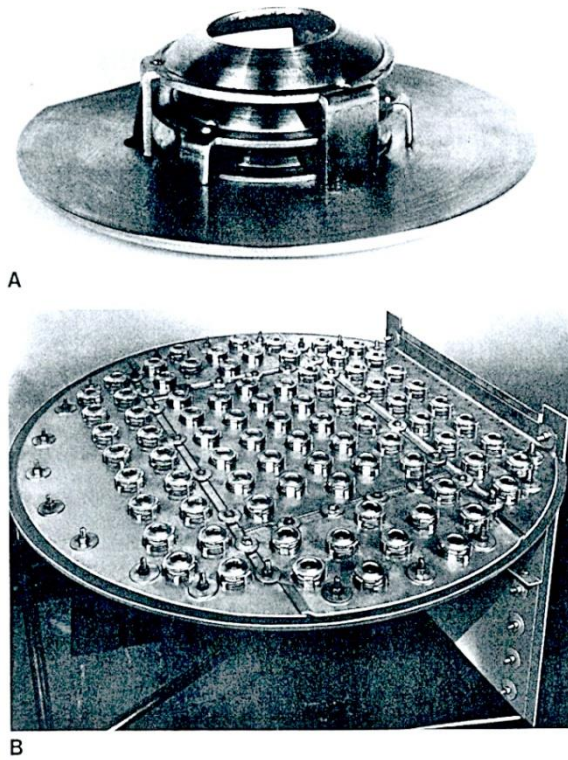
**Sitasti podovi.** Ravna perforirana ploča. Para prolazi kroz otvore i njeno strujanje sprječava tečnost da curi kroz otvore. Pri malim brzinama pare, tečnost dijelom curi kroz otvore, ne prolazi cijelu širinu poda i time se smanjuje iskorišćenje poda. To je razlog što sitasti podovi ne dopuštaju veće smanjenje kapaciteta.

**“Dual-flow” podovi.** Varijanta sitastih podova bez preliva. Kroz perforacije istovremeno protiče i para i tečnost, tako da ti podovi u prelivu imaju nisko iskorišćenje, često su nestabilne u radu, osjetljive su na odstupanja od vodoravnog položaja. S druge strane, podovi imaju veću aktivnu površinu i time i veći kapacitet, tako da su prikladne za rekonstrukcije gdje se želi povećati kapacitet, a može se žrtvovati dio iskorišćenja.

**Ventilski podovi.** U otvorima perforirane ploče ugrađeni su ventili okruglog ili kvadratnog oblika. Zavisno od brzine pare ventili se više ili manje podižu. Maksimalna visina podizanja ventila ograničena je visinom kaveza u kome je ventil ili nožica ventila. Kako protok pare opada, pločica ventila se spušta, slobodan otvor za protok pare se smanjuje sve dok se pločica ventila spusti na pod i pokrije otvor. Time se sprječava curenje tečnosti kroz otvore i daje podu glavnu prednost, moguće veliko smanjenje kapaciteta (slika 4.2).



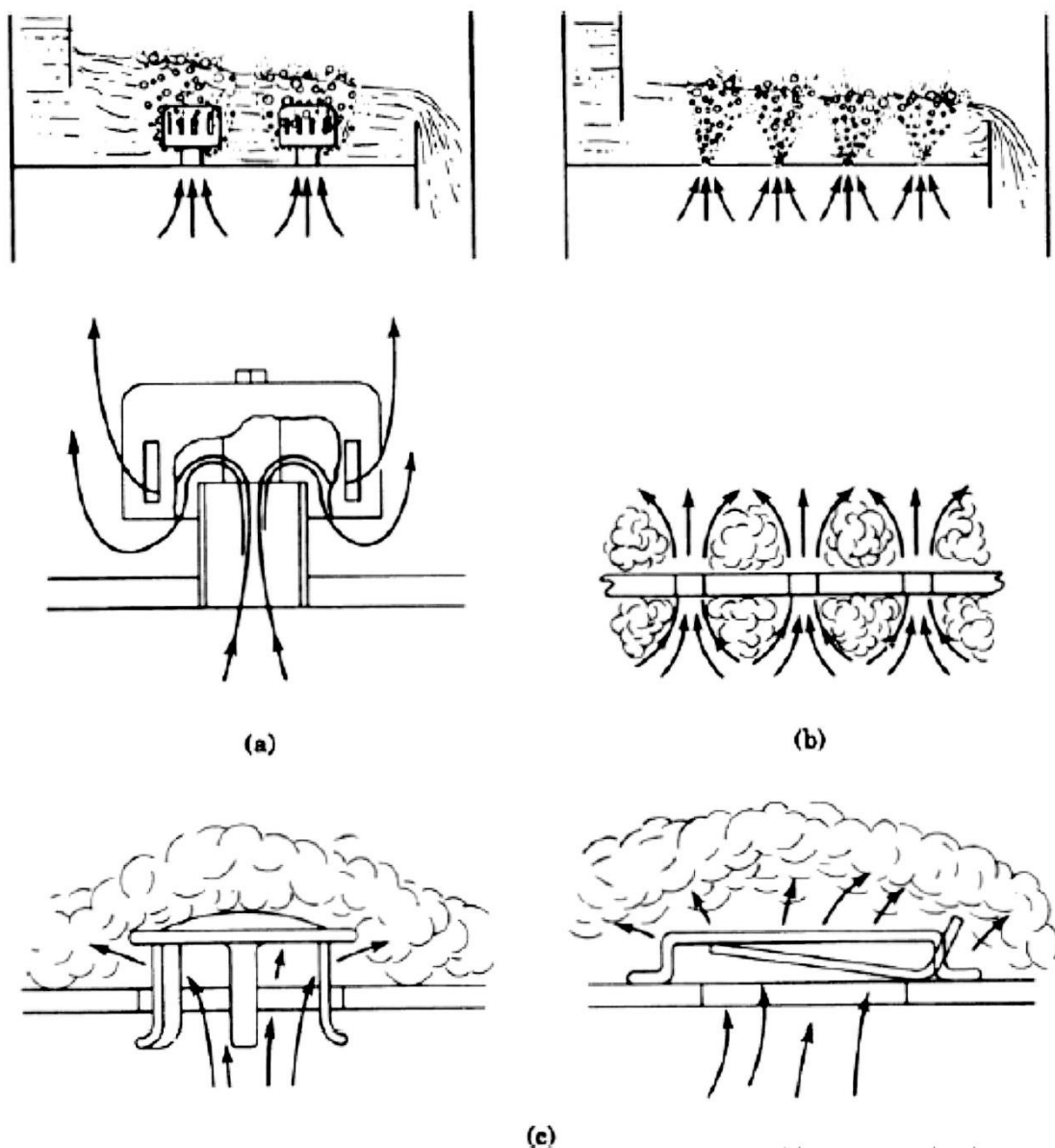
*Slika 4.1-Podovi sa zvonima i tipovi zvona*



*Slika 4.2- Podovi sa ventilima i primjer kaveznog ventila*

Protok para na podu prikazan je na slici 4.3, uz pretpostavku da su podovi dobro dimenzionisani, montirani i normalno rade.

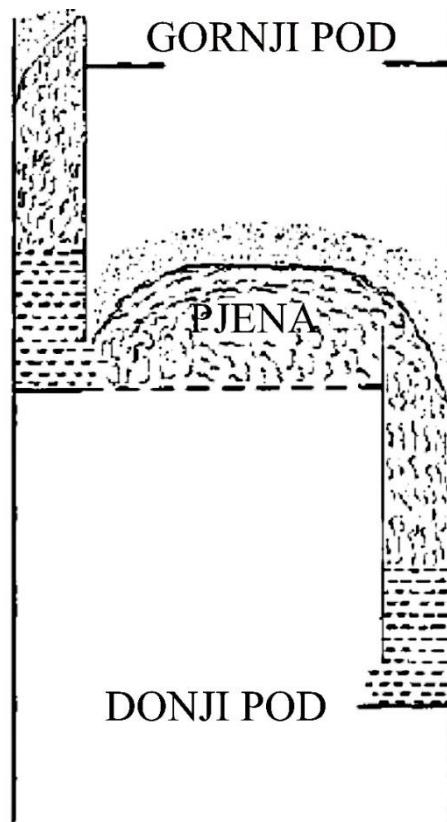
Podovi sa zvonima i “dual-flow” podovi upotrebljavaju se uglavnom za specijalne namjene, podovi sa zvonima imaju prednost kada se očekuju velika smanjenja kapaciteta ili se traži minimalno curenje sa poda. “Dual-flow” podovi imaju prednost kada se radi sa suspenzijama, veoma korozivnim i veoma prljivim fluidima. Takođe se upotrebljavaju u slučajevima rekonstrukcija kada se zahtijeva veliko povećanje kapaciteta. U svim ostalim slučajevima podovi sa ventilima i sitasti podovi najbolji su izbor. Ventilski podovi imaju prednost kada je rad sa smanjenim kapacitetom važan. Uz visoke troškove energije, ušteda energije i u kratkim periodima rada s niskim kapacitetom obično pokriva nešto veću cijenu, što čini ventilske podove veoma popularnim. Za ostale upotrebe, kada je povećano prljanje i korozija, a smanjenje kapaciteta nije važno, sitasti podovi imaju prednost.



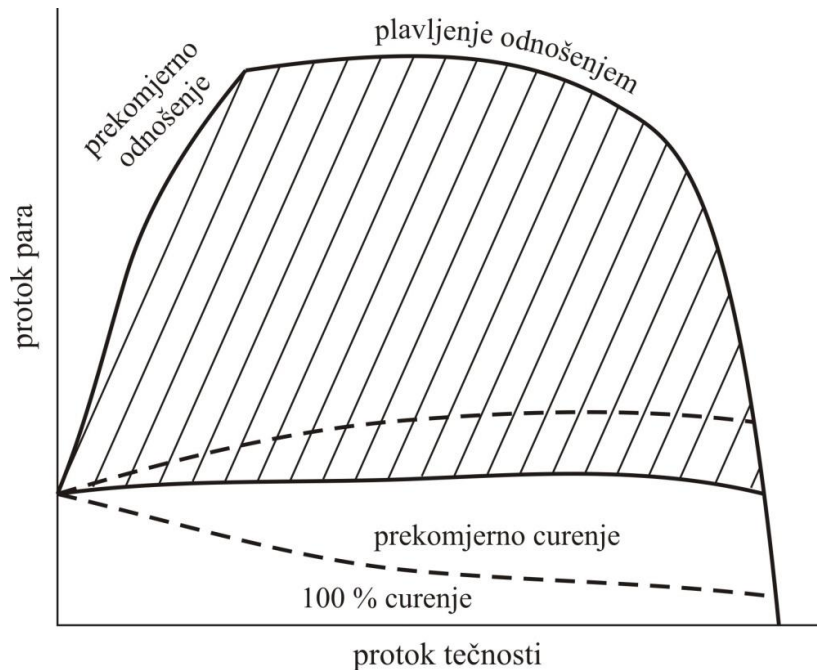
Slika 4.3-Protok pare na podu  
 (a) podovi sa zvonima, (b) sitasti podovi, (c) podovi sa ventilima,  
 [Kister, 1992]

Najveći broj savremenih postupaka za dimenzionisanje podova temelji se na klasičnom modelu poda slika 4.4. Tečnost sa gornjeg poda dotiče na pod iz preliva. Para, koja dolazi sa donjeg poda, raspršuje tečnost na sitne kapljice ili stvara pjenu. Raspršena tečnost ili pjena teče preko poda i uliva se u preliv u kome se pare odvajaju od tečnosti koja dolazi na pod ispod, a para na pod iznad.

Svaki pod ima područje zadovoljavajućeg rada omeđeno graničnim vrijednostima stabilnog rada (slika 4.5). Te granične vrijednosti su i granice kapaciteta poda. Gornja granica kapaciteta omeđena je krivom plavljenja. Pri srednjim i velikim protocima tečnosti, do plavljenja dolazi zbog odnošenja kapljica na gornji pod pri povećanju protoka para. Do plavljenja preliva dolazi pri povećanom protoku tečnosti. Ako oba protoka rastu uz konstantni odnos  $L/V$  dolazi ili do plavljenja poda odnošenjem kapljica ili plavljenja preliva. U slučaju veoma malih protoka tečnosti, porast protoka pare dovešće do prekomjernog odnošenja kapljica sa parom.



*Slika 4.4-Klasični hidraulički model poda*



Slika 4.5-Dijagram radnih karakteristika sitastih podova

Uz smanjenje protoka pare za konstantan protok tečnosti ili smanjenje protoka i pare i tečnosti uz konstantan  $L/V$  dolazi do prekomjernog curenja tečnosti. Granica prekomjernog curenja nije i tačka curenja jer na sitastim podovima uvijek ima nešto curenja tečnosti koje se toleriše, [Beer, 2006].

## 4.2 Dimenzionisanje podova-definisanje veličina

Osnovne definicije veličina pri dimenzionisanju su: površina presjeka kolone, neto površina, aktivna površina, površina otvora, površina proreza, površina otvora ventila, udio površine otvora, opterećenje poda parom, opterećenje tečnošću, opterećenje preliva tečnošću, parametar protoka.

**Površina presjeka kolone,  $A_T$ .** Površina unutrašnjeg poprečnog presjeka kolone.

**Neto površina,  $A_N$ .** Površina presjeka kolone  $A_T$  umanjena gornjom površinom preliva. Neto površina je najmanja raspoloživa površina između dva poda za prolaz para.

**Aktivna površina,  $A_A$ .** Površina presjeka kolone  $A_T$  umanjena za ukupnu površinu preliva i sve neperforirane površine. U praksi se površine bez perforacije uže od 100 mm ubrajaju u perforirane površine, tako da se neperforiranim smatraju samo površine bez perforacija šire od 100 mm.

**Površina otvora,  $A_h$ .** Ukupna površina perforacija na podu.  $A_h$  je najmanja površina za prolaz pare kroz pod.

**Površina proreza, površina otvora ventila,  $A_S$ .** Za podove sa zvonima to je ukupna površina proreza na zvonima. Površina proreza je obično najmanja površina za protok pare na

podovima sa ventilima. Za podove sa ventilima ukupna okomita površina između ruba pločice ventila i poda kroz koju u vodoravnom smjeru protiče para.

**Udio površine otvora,  $f_A$ .** Odnos površine otvora i aktivne površine,  $A_h / A_A$ , kod sitastih podova ili površine proreza i aktivne površine,  $A_S / A_A$  kod podova sa ventilima.

**Opterećenje poda parom.** Definiše se na nekoliko načina.

$$V_{LOAD} = Q_{v,v} \cdot \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V}} \quad (4.1)$$

Ovdje je  $Q_{v,v}$  ukupni protok pare,  $m^3/s$ , a  $\rho_V$  i  $\rho_L$  gustine pare i tečnosti,  $kg/m^3$ .

Prikladnija je definicija  $F$ -faktora:

$$F = u \cdot \sqrt{\rho_V} \quad (4.2)$$

$u$  je brzina pare između dva poda,  $m/s$  računata sa aktivnom površinom poda,  $A_A(u_A)$ , ili na neto površinu poda  $A_N(u_N)$ . Zbog mogućih različitih osnova za definiciju treba voditi računa na temelju koje površine je definisan  $F$ -faktor. Tako definisan  $F$ -faktor je zapravo kvadratni korijen iz kinetičke energije pare.

Ponekad se  $F$ -faktor definiše brzinom pare kroz otvore i tada se naziva  $F$ -faktor otvora:

$$F_h = u_h \cdot \sqrt{\rho_V} \quad (4.3)$$

a  $u_h$  je brzina pare kroz otvore na podu,  $m/s$ .

Još je prikladnija definicija  $C$ -faktora:

$$C = u \cdot \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V}} \quad (4.4)$$

$C$ -faktor je sljedećoj vezi sa  $V_{LOAD}$  i  $F$ -faktorom:

$$C = \frac{V_{LOAD}}{A} = \frac{F}{\sqrt{\rho_L - \rho_V}} \quad (4.5)$$

$A$  je površina s kojom se računa brzina  $u$  u jednačini (4.4).

Kao i  $F$ -faktor i  $C$ -faktor je definisan na bazi aktivne površine,  $A_A$ , ili neto površine,  $A_N$ , tako da postoji nekozistentnost u definiciji o kojoj treba voditi računa pri korišćenju.

**Opterećenje tečnošću.** Razlikujemo opterećenje poda tečnošću i opterećenje preliva tečnošću. *Opterećenje poda tečnošću* definisano je sljedećim izrazom:

$$Q_L = \frac{Q_{v,L}}{L_w} \quad (4.6)$$

$Q_{v,L}$  je zapreminski protok tečnosti na podu,  $m^3/s$ , a  $L_w$  dužina pregrade preliva,  $m$ .

Zbog toga što se računa sa protokom po dužini pregrade, često se umjesto opterećenja poda tečnošću govori i *opterećenje pregrade tečnošću*.

**Opterećenje preliva tečnošću.** Definisano je sljedećim izrazom:

$$Q_D = \frac{Q_{v,L}}{A_D} \quad (4.7)$$

$Q_{v,L}$  je protok tečnosti,  $m^3/s$  i  $A_D$  je površina preliva,  $m^2$ . Tako definisano opterećenje preliva tečnošću zapravo je brzina tečnosti u prelivu, što je temelj za računanje površine preliva kako će biti kasnije pokazano.

**Parametar protoka.** Parametar protoka u nekim korelacijama zamjenjuje opterećenje poda tečnošću:

$$F_{LV} = \frac{Q_{m,L}}{Q_{m,V}} \cdot \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \quad (4.8)$$

Parametar protoka može se izračunati iz opterećenja poda tečnošću,  $Q_L$ :

$$F_{LV} = \frac{Q_L \cdot L_w}{u_A \cdot A_A} \cdot \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \quad (4.9)$$

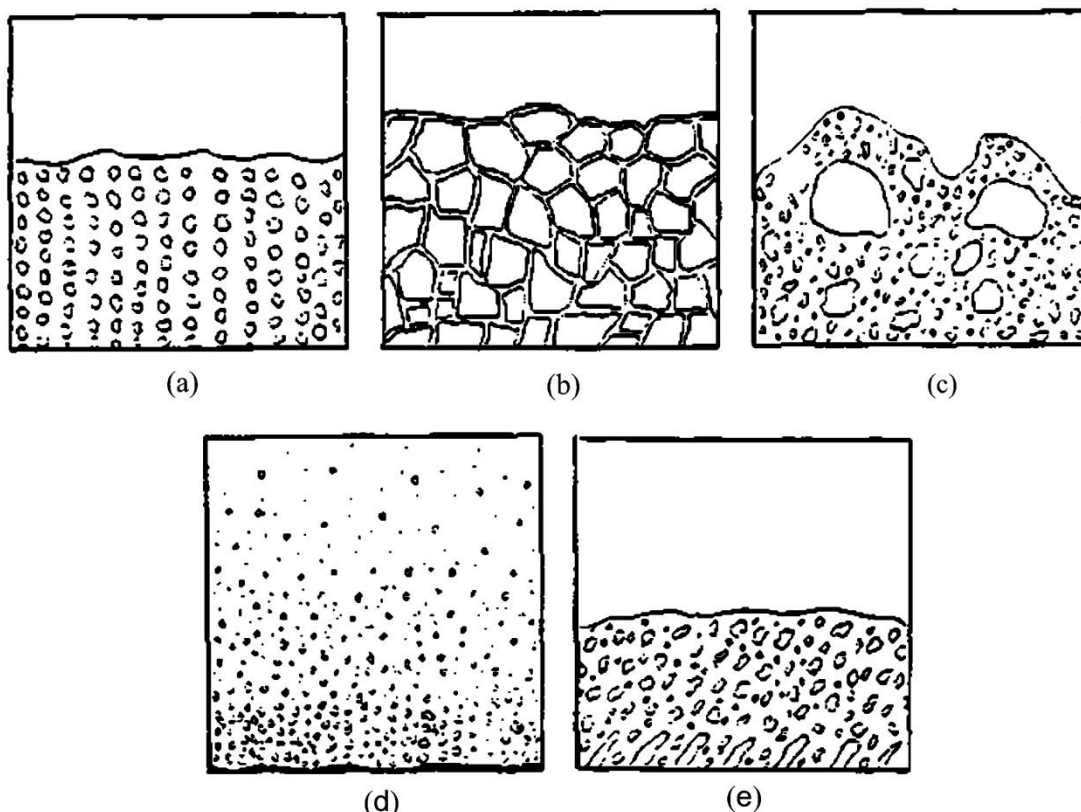
$u_A$  je brzina para u prostoru između podova računata sa aktivnom površinom  $A_A$ .

### 4.3 Oblici tokova dvofazne smješe na podu

Klasični hidraulički model je pojednostavljena slika procesa koji se odvijaju na podu. Na podu se može javiti pet osnovnih režima protoka dvofazne smješe: mjehurasti, celularna pjena, pjena, dispergovana tečnost i emulzija (slika 4.6).

**Mjehurasti.** Nastaje pri malim brzinama pare, formira se na otvoru na podu, raste do takve veličine da je granica između mjehurića filma tečnosti koji se podižu bez pucanja do vrha pjene. Takav režim nastaje pri malim brzinama pare i u uskim kolonama gdje zidovi kolone omogućuju stabilizaciju pjene. Kao i mjehurasti režim, celularna pjena javlja se obično u laboratorijskim i pilot destilacionim kolonama.

**Pjena.** Ponekad se ovaj režim naziva i *miješani režim*. Nastaje kod povećane brzine pare. Mjehurići naglo nastaju na perforacijama u obliku lanca mjehurića koji se brzo kreću kroz tečnost. Relativno su velikog i nejednolikog dijametra i nejednolike brzine kretanja. Površina na vrhu pjene neravna je i često valovita. Režim pjene je najčešći režim u komercijalnim destilacionim kolonama.



Slika 4.6-Režimi toka dvofazne smješe na podu  
 (a) mjehurasti, (b) celularna pjena, (c) pjena, (d) raspršena tečnost, (e) emulzija

**Raspršena tečnost.** Daljim porastom brzine pare umjesto nastajanja mjehurića na otvorima, para kroz otvore protiče u obliku mlaza koji raspršuje tečnost na sitne kapljice tako da dvofazna smješa ima oblik raspršene tečnosti u pari. Dok je u prva tri opisana režima kontinuirana faza tečnost u režimu raspršene tečnosti kontinuirana faza je para, a tečnost je raspršena u obliku kapljica različite veličine. Taj režim ima oblik turbulentnog oblaka kapljica tečnosti. Na svakom otvoru poda formiran je mlaz pare koji atomizira tečnost. Tanki sloj tečnosti nalazi se na samom podu, dok je osnova tečnosti raspršena. Režim raspršene tečnosti česta je pojava u industrijskim kolonama, posebno kod velikih protoka pare i malih protoka tečnosti. Klasični hidraulički model je loša aproksimacija tog režima rada podova.

**Emulzija.** Kod velikih opterećenja podova tečnošću i relativno malih protoka pare, tečnost velike brzine “otkida” mjehuriće pare koji nastaju na otvoru na podu. Najveći dio pare je u obliku sitnih mjehurića u kontinuiranoj fazi tečnosti. Smješa se ponaša kao jednolika dvofazna smješa. U industrijskim kolonama režim emulzije često nastaje kod visokih pritisaka i velikih protoka tečnosti. Režim dobro opisuje klasični hidraulički model.

Režim rada poda posljedica je procesnih parametara i geometrije poda.

**Pritisak.** U kolonama koje rade pod vakuumom brzine pare su velike, a protoci tečnosti relativno mali, što su, prema slici 4.6, uslovi za režim disperzije. Ukoliko je opterećenje tečnošću veliko, kolona može raditi u režimu pjene. Mala je vjerovatnoća da će vakuum kolone raditi u režimu emulzije. Kod visokih pritisaka (>15 bara) brzina pare je mala, a protok tečnosti relativno veliki, što su uslovi za režim emulzije. Ukoliko se protok tečnosti smanji, kolona će raditi u režimu pjene. Mala je vjerovatnoća da kolona radi u režimu

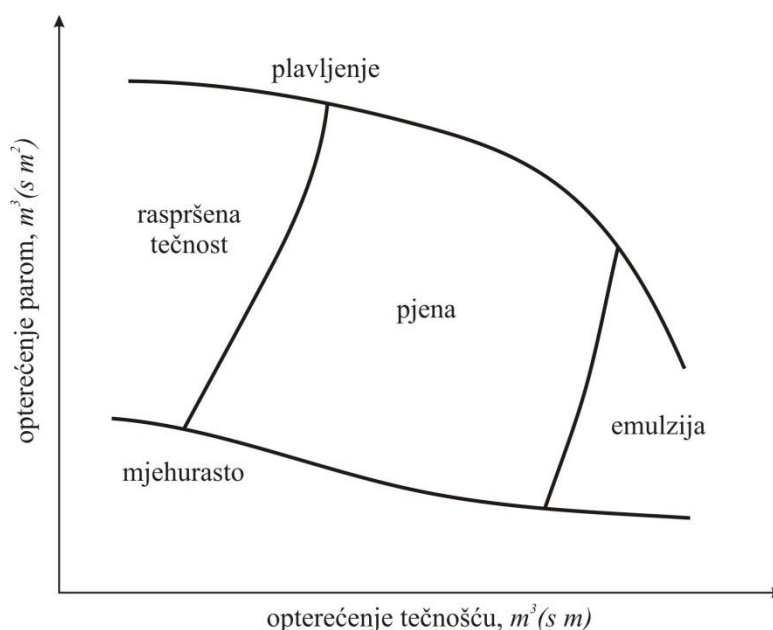


dispergovane tečnosti. Kod atmosferskog i nanižim pritiscima (<5bara) kolone obično rade u režimu pjene, iako zavisno od protoka pare i tečnosti, mogu raditi u režimu emulzije i dispergovane tečnosti.

**Odnos  $L/V$ .** Kod destilacionih kolona često je u sekciji rektifikacije opterećenje tečnošću manje, a opterećenje parom veće od sekcije stripovanja. Stoga se može očekivati da će sekcija rektifikacije najčešće raditi u režimu dispergovane tečnosti, a sekcija stripovanja u režimu emulzije.

**Prečnik kolone.** Uz konstantni  $L/V$  i % plavljenja porastom prečnika kolone protoka para i tečnosti rastu sa kvadratom prečnika. Površina za protok pare raste takođe sa kvadratom prečnika tako da opterećenje poda parom ostaje isto. S druge strane opterećenje tečnošću raste proporcionalno prečniku, prema tome protok tečnosti po jedinici dužine preliva raste i radna tačka na slici 4.7 pomiče se vodoravno prema režimu emulzije. Povećanje broja prelaza tečnosti preko poda djeluje suprotno i pomiče radnu tačku na lijevo.

**Razmak između podova.** Smanjenje razmaka između podova uz konstantni  $L/V$  i postotak plavljenja, smanjuje brzinu pare u tački plavljenja. To pomiče radnu tačku prema režimu pjene ili emulzije. Povećanje razmaka između podova djeluje suprotno.



Slika 4.7- Nastanak radnih režima na podu zavisno od opterećenja parom ili tečnošću

**Udio površine otvora.** Mali udio površine otvora povećava sklonost da pod radi u režimu dispergovane tečnosti. Prema slici 4.7 smanjenje udjela površine otvora pomiče granicu režima dispergovane tečnosti i pjene na desno. Za prelaz iz režima pjene u režim emulzije nije primjećeno da ima uticaj udio površine otvora.

**Prečnik otvora.** Veći promjer otvora povećava sklonost za rad u režimu disperzije ili prema slici 4.7 pomiče granicu između režima raspršene tečnosti i režima pjene na desno.

**Visina pregrade.** Pokazalo se da visina pregrade ima uticaj na prelaz iz režima pjene u režim dispergovane tečnosti. Za prelaz iz režima pjene u režim emulzije visina pregrade nema uticaj.

**Tip poda.** Najveći broj ispitivanja režima rada destilacionih kolona načinjen je sa sitastim podovima. Postoje naznake da podovi sa ventilima imaju istu ili nešto veću sklonost da rade u režimu pjene. Paralelno sa istraživanjem uslova za uspostavljanje pojedinih režima rada poda ispitivani su uslovi prelaza iz jednog režima rada u drugi. Za komercijalne kolone najzanimljivija su dva prelaza: raspršena tečnost-pjena i pjena-emulzija.

**Raspršena tečnost-pjena.** Veliki broj autora je istraživao uslove prelaza iz režima raspršene tečnosti u režim pjene. Jedna od korelacija koja se često primjenjuje je korelacija *Pinczewski*-og i *Fell*-a koja računa brzinu para u uslovima prelaza:

$$u_A \cdot \sqrt{\rho_V} = 0,9203 \cdot \left( \frac{Q_L \cdot \sqrt{\rho_L}}{100} \right)^n \quad (4.10)$$

gdje je:

$$n = 9,0945 \cdot 10^{-4} \cdot \left( \frac{d_h}{f_A} \right) \quad (4.11)$$

$Q_L$  - opterećenje poda tečnošću,  $m^3/(h \text{ m dužine pregrade})$ ,

$f_A$  - udio površine otvora, (-),

$d_h$  - prečnik otvora,  $mm$ ,

$u_A$  - brzina para računata sa aktivnom površinom poda,  $m/s$ ,

$\rho_L$  - gustina tečnosti,  $kg/m^3$ ,

$\rho_V$  - gustina pare,  $kg/m^3$ .

Korelacija je izvedena na temelju podataka mjerenja protoka kroz prigušnicu. Druga korelacija je korelacija *Prado*-a, *Johnson*-a i *Fair*-a [Fair, Smith, 1963]:

$$u_A \cdot \sqrt{\rho_V} = 0,03768 \cdot \rho_L^{0,682} \cdot \sigma^{0,06} \cdot f_A^{0,25} \cdot Q_L^{0,05} \cdot d_h^{-0,1} \quad (4.12)$$

Mjerne jedinice varijabli iste su kao za varijable u jednačinama (4.10) i (4.11), a  $\sigma$  je površinski napon u  $mN/m$ .

Korelacija se odnosi na podove sa pregradom visine 50  $mm$ . Za pregrade visine 25  $mm$ ,  $u_A$  treba pomnožiti sa 0,92, a za pregrade visine 100  $mm$ ,  $u_A$  se množi sa 1,12.

**Pjena-emulzija.** Prelaz iz režima pjene u režim emulzije nastaje kada se aerisana tečnost počinje ponašati prema Francisovoj formuli za pregradu. Koristeći taj kriterijum, izvedena je korelacija za kriterijum prelaza iz režima pjene u režim emulzije:

$$F_{LV} \cdot \frac{N_p \cdot A_A}{L_w \cdot h_c} = 0,0208 \quad (4.13)$$

$N_p$  je broj prelaza tečnosti na podu,  $L_w$  dužina pregrade,  $m$ ,  $A_A$  aktivna površina poda,  $m^2$ ,  $F_{LV}$  parametar protoka (jednačina 4.9), a  $h_c$  je ekvivalentna visina stuba čiste tečnosti na podu,  $m$ , koja se računa iz jednačine Hofhuis-a i Zuiderweg-a:

$$h_{ct} = (h_{ct})_{H_2O} \cdot \left( \frac{996}{\rho_L} \right)^{0,5(1-n)} \quad (4.14)$$

Treba reći da su granice prelaza područja, a ne oštre granice i to svakako treba imati na umu kod procjene radnog režima poda.

## 4.4 Plavljenje

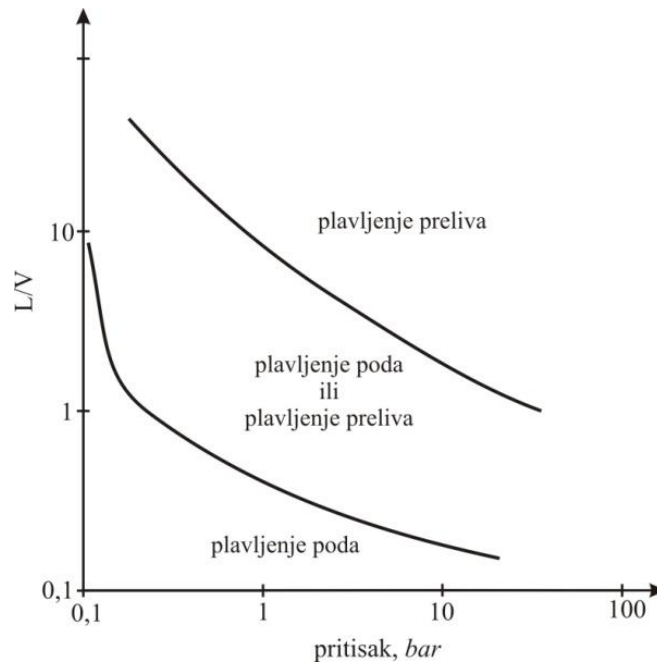
Tačka plavljenja je gornja granica kapaciteta podova. Samo plavljenje definiše se kao prekomjerna akumulacija tečnosti u koloni. Postoji nekoliko uzroka i mehanizama plavljenja. Kada kod malih protoka, tečnost protiče preko poda raspršena u kapljice, porastom protoka, pa time i brzine pare dolazi do tačke kada para najveći dio kapljica odnosi na pod iznad. Time se tečnost akumulira na gornjem podu i ne otiče na niži pod. Taj mehanizam plavljenja nazivamo *plavljenje odnošenjem*.

Kod većih protoka, tečnost i para na podu čine dvofaznu smjesu u obliku pjene. Povećanjem protoka i brzine pare visina pjene raste. Ako je razmak između podova mali, pjena dosegne pod iznad, tečnost se odnosi i akumulira na gornjem podu umjesto da otiče na pod ispod. Kod velikih razmaka između podova (>450 do 610 mm) pjena rijetko dosegne gornji pod.

Kod velikih protoka tečnosti ( $Q_L > 0,015 \text{ m}^3 / (s \text{ m})$ ), velikog odnosa dužine toka tečnosti i razmaka između podova (>2,5), i velikih udjela površine otvora ( $f_A > 11\%$ ) unakrsni tok pare i tečnosti na podu može prouzrokovati povećanje visine pjene na ulazu na pod i u sredini poda. Povećana visina pjene povećava statički pritisak tečnosti i otpor strujanju pare te usmjerava veći dio pare na otvore prema izlazu s poda. Time se povećava unakrsno strujanje i rast pjene čija visina može doseći gornji pod i prouzrokovati plavljenje.

Uzrok plavljenju kolone može biti i preliv. U prelivu prilikom zadržavanja tečnosti dolazi do odvajanja tečnosti od pare i stvara se nivo čiste tečnosti iznad koje je sloj aerisane tečnosti u obliku disperzije i pjene. Visina aerisane i čiste tečnosti u prelivu je tolika da njen statički pritisak može savladati otpore strujanju u prelivu i posebno kroz zazor između zavjese preliva i poda. Porastom protoka tečnosti rastu otpori strujanja pa time i visina tečnosti u prelivu. Kada visina tečnosti dostigne visinu razmaka između poda tečnost ne otiče na niži pod i dolazi do plavljenja.

Faktori koji utiču na plavljenje mogu se podijeliti na dvije grupe: *faktora procesa* i *dimenzija poda*. Uticaj nekih od navedenih faktora najbolje se vidi na slici 4.8.



Slika 4.8-Zavisnost mehanizma plavljenja od radnih uslova

#### 4.4.1 Plavljenje poda

Moguća su dva mehanizma plavljenja: odnošenje kapljica sa strujom gasa i odnošenje pjene. Plavljenje odnošenjem kapljica mnogo je češće. Plavljenje zbog prekomjernog pjenjenja javlja se samo kod malih razmaka između podova (<460 mm) ili kod većih razmaka ako su uspostavljeni uslovi unakrsnog strujanja pare i tečnosti.

Najveći broj postupaka za procjenu uslova plavljenja odnošenjem kapljica, temelji se na radu *Souders*-a i *Brown*-a koji su analizirali plavljenje odnošenjem kapljica pomoću brzine izdvajanja kapljica iz kontinuirane parne faze. Plavljenje nastaje kada je brzina pare tolika da onemogućava odvajanje kapljica iz pare:

$$u_{pl} = C_{SB} \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (4.15)$$

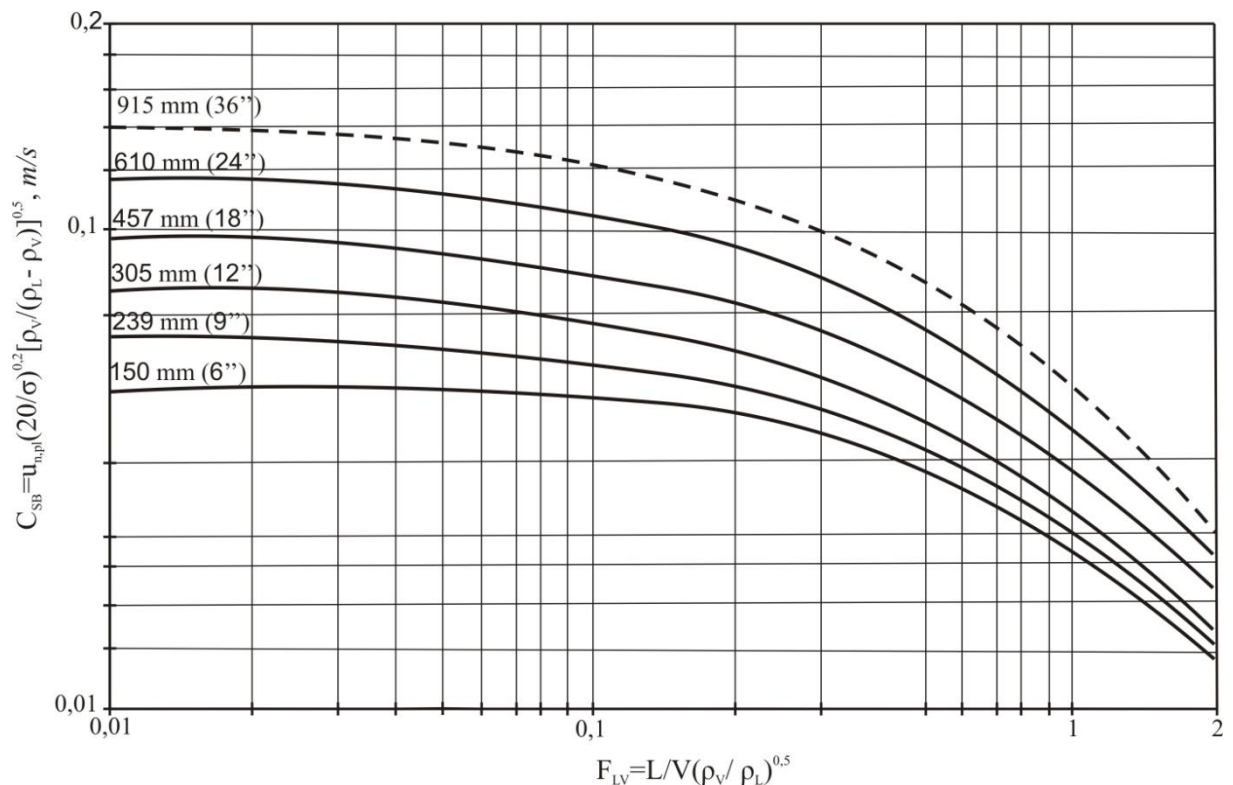
$u_{pl}$  je brzina pri kojoj dolazi do plavljenja,  $\rho_V$  i  $\rho_L$  su gustine pare i tečnosti.  $C_{SB}$  je *Souders-Brown*-ova konstanta definisana jednačinom (4.16):

$$C_{SB} = u_{pl} \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (4.16)$$

Poređenjem jednačina (4.4) i (4.16) jasno je da je  $C_{SB}$  C-faktor u tački plavljenja. U najvećem broju savremenih korelacija za procjenu tačke plavljenja nalazi se jednačina (4.15) kao osnova, samo što se  $C_{SB}$  ne posmatra kao konstanta, već je funkcija više procesnih parametara zavisno od korelacije. Takođe, zavisno od korelacije  $C_{SB}$  i  $u_{pl}$  su funkcije neto površine,  $A_N$ , ili aktivne površine,  $A_A$ , poda.

Na  $C_{SB}$  utiče cijeli niz parametara.  $C_{SB}$  je proporcionalan razmaku između podova na potenciju 0,5-0,6, [Glitch, Inc., 2013], [Kister, Haas, 1990]. Kod malog razmaka između poda eksponent može biti nešto veći. Pri malim opterećenjima tečnošću  $C_{SB}$  raste sa porastom opterećenja i zatim opada. Sa porastom udjela površine otvora,  $f_A$ , raste i  $C_{SB}$ . Kod  $f_A$  između 0,05 i 0,08 sa porastom  $f_A$  za red veličine 0,01,  $C_{SB}$  raste za oko 5 %. Sa smanjenjem promjera otvora  $C_{SB}$  raste.  $C_{SB}$  je proporcionalan recipročnoj vrijednosti prečnika otvora na eksponent 0,1-0,2. Pritisak praktično ne utiče na  $C_{SB}$ , što upućuje da je  $C_{SB}$  veoma slaba funkcija fizičkih osobina sistema.

Najčešće primjenjivana korelacija za procjenu tačke plavljenja je korelacija Fair-a koja je grafički prikazana na slici 4.9, [Fair, Smith, 1963].



Slika 4.9-Fairova korelacija za plavljenje odošenjem kapljica.  
Parametar:razmak između podova.

Korelacija je takođe primjenljiva za podove sa ventilima i podove sa zvonima. Pri primjeni za podove sa ventilima površina otvora  $A_h$  iz koje se računa udio površine,  $f_A$ , je slobodna površina za protok pare potpuno otvorenog ventila. Kod podova sa zvonima  $A_h$  je ukupna površina preseka na zvonima.

Za primjenu u računarskim programima krive na slici 4.9 opisane su polinomom četvrtog stepena:

$$C_{SB} = (((a_4 \cdot F_{LV} + a_3) \cdot F_{LV} \cdot a_2) \cdot F_{LV} + a_1) \cdot F_{LV} + a_0 \quad (4.17)$$

koeficijenti  $a_0$  do  $a_4$  su dati u tabeli 4.1.

Tabela 4.1-Koeficijenti u jednačini (4.17)

$T_s$	$a_0$	$a_1$	$a_2$	$a_3$	$a_4$
150 mm	$4,395274 \cdot 10^{-2}$	$-2,395377 \cdot 10^{-2}$	-0,031022	$4,51447 \cdot 10^{-2}$	$-1,380722 \cdot 10^{-2}$
240 mm	$5,576345 \cdot 10^{-2}$	$-7,811489 \cdot 10^{-2}$	0,080724	$-4,717269 \cdot 10^{-2}$	$1,050324 \cdot 10^{-2}$
305 mm	$7,034415 \cdot 10^{-2}$	-0,1234631	0,1528629	$-9,849816 \cdot 10^{-2}$	$2,293227 \cdot 10^{-2}$
455 mm	$9,077922 \cdot 10^{-2}$	-0,1694514	0,2134496	-0,1366979	$3,153812 \cdot 10^{-2}$
610 mm	0,120592	-0,2260974	0,2664767	-0,1617627	$3,619984 \cdot 10^{-2}$
915 mm	0,155752	-0,3048682	0,3720557	-0,2328498	$5,319764 \cdot 10^{-2}$

*Fair* ograničava primjenu korelacije na sisteme koji zadovoljavaju sljedeće uslove:

- visina pregrade je manja od 15 % razmaka između podova,
- sistem ne pjeni ili malo pjeni,
- promjer otvora je 6,35 mm ili manji,
- otvori su jednoliko raspoređeni i njihova ukupna površina je najmanje 10 % aktivne površine, [Fair, Smith, 1963].

Ako je površina otvora manja od 10 % aktivne površine *Fair* preporučuje sljedeću korekciju:

$$\frac{A_h}{A_A} \quad \begin{matrix} 0,1 & 0,08 & 0,06 \\ 1 & 0,9 & 0,8 \end{matrix}$$

$u$   
 $u_{\text{ocitanosa grafa}}$

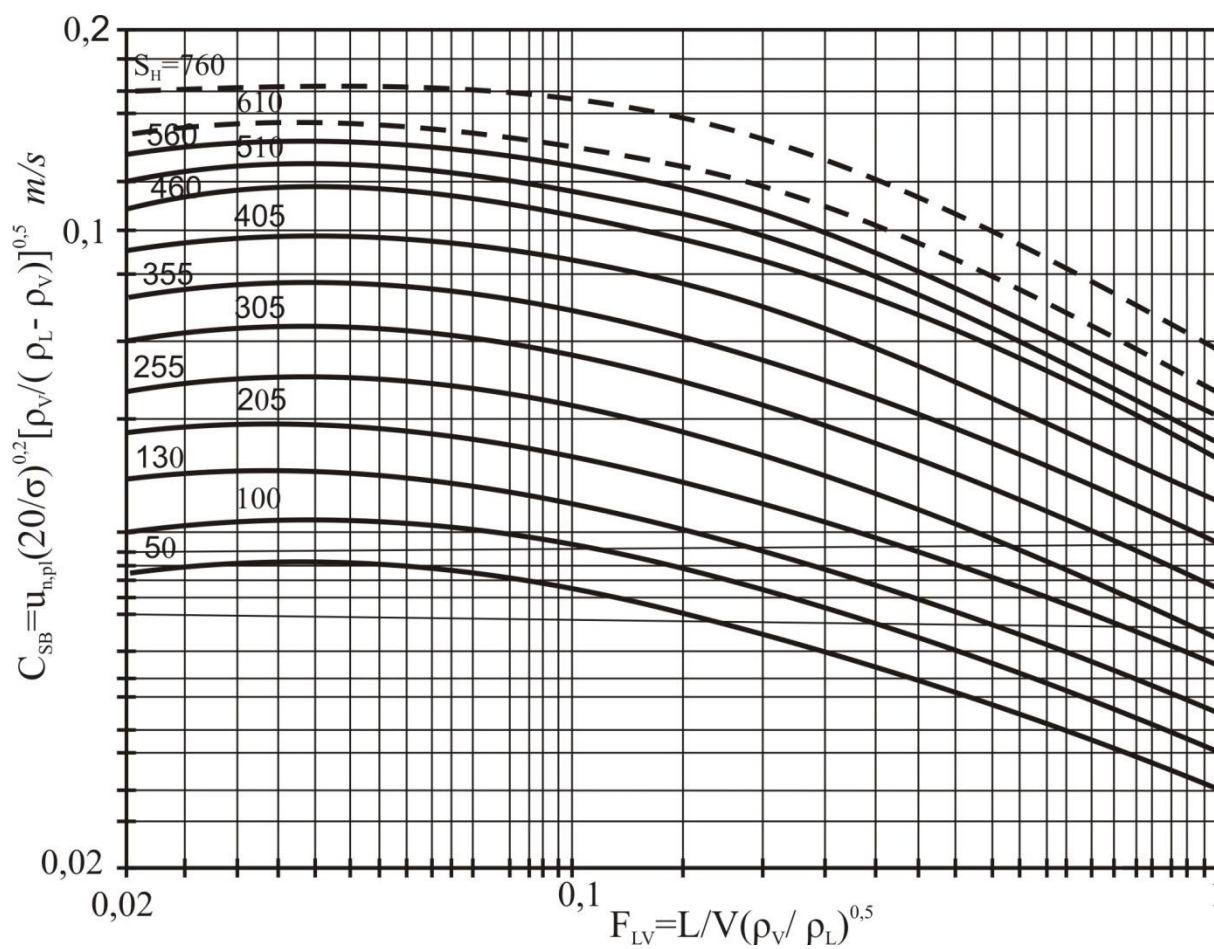
1963. godine, *Smith, Dresser i Ohlswager* [Smith, Dresser, Ohlswager 1963] publikovali su korelaciju za procjenu plavljenja za koju autori tvrde da je manje konzervativna od *Fair*-ove (slika 4.10). Korelacija je izvedena iz relativno male baze podataka za sitaste, ventilske i podove sa zvonima.

*Souders-Brown*-ov faktor plavljenja u korelaciji je manje zavisano od parametara protoka, a takođe u korelaciji nema korekcionog faktora za površinski napon.

Brzina para u tački plavljenja računata je iz neto površine poda,  $A_N$ , a parametar  $S_H$ , slobodna visina između podova, računa se iz:

$$S_H = T_s - (h_w + h_{ow}) \quad [mm] \quad (4.18)$$

gdje je  $T_s$  razmak između podova,  $h_w$  visina pregrade preliva i  $h_{ow}$  visina tečnosti iznad pregrade preliva.



Slika 4.10-Smith-Dresser-Ohlswager-ova korelacija za procjenu plavljenja.  
Parametar: visina slobodnog prostora između podova, jednačina (4.18)

Jedna od novijih korelacija za procjenu tačke plavljenja odnošenjem kapljica je korelacija Kister-a i Haas-a:

$$C_{SB} = 0,04143 \cdot \left( \frac{d_h^2 \cdot \sigma}{\rho_L} \right)^{0,125} \cdot \left( \frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0,1} \cdot \left( \frac{T_S}{h_{ct}} \right)^{0,5} \quad (4.19)$$

gdje je:

- $C_{SB}$  - Souders-Brown-ov faktor, m/s,
- $d_h$  - promjer otvora na podu, mm,
- $T_S$  - razmak između podova, mm,
- $h_{ct}$  - visina stuba čiste tečnosti na podu, mm,
- $\rho_V, \rho_L$  - gustina pare i tečnosti, kg/m<sup>3</sup>,
- $\sigma$  - površinski napon, mN/m.

Veličina  $h_{ct}$ , visina stuba čiste tečnosti na prelazu iz režima pjene u režim raspršene tečnosti računa se iz modifikovane korelacije Jeronim-a i Sawistowsk-og, koje su prikazane jednačinama (4.20) i (4.21) :

$$h_{ct} = (h_{ct})_{H_2O} \cdot \left( \frac{996}{\rho_L} \right)^{0,5(1-n)} \quad (4.20)$$

$$(h_{ct})_{H_2O} = \frac{0,49774 \cdot A_f^{-0,791} \cdot d_h^{0,833}}{1 + 0,001311 \cdot Q_L^{-0,59} \cdot A_f^{-1,79}} \quad (4.21)$$

Iz  $C_{SB}$  izračunatog iz jednačine (4.19) izračuna se brzina para  $u_{pl}$ .  $u_{pl}$  se računa sa neto površinom poda,  $A_N$ .

Korelacija (4.19) ima prednosti koje je čine superiornijom u odnosu na druge, a te prednosti su:

1. Dobro povezuje uticaj fizičkih osobina, radnih parametara i geometrije poda na procjenu tačke plavljenja. To autori smatraju glavnim poboljšanjem u odnosu na ranije korelacije.
2. Za najveći broj publikovanih podataka procjena  $C_{SB}$  je unutar greške  $\pm 15\%$  za sitaste podove i  $\pm 20\%$  za ventilske podove, što je poboljšanje u odnosu na druge korelacije.
3. Može se izraziti u obliku bezdimenzionih grupa koje opisuju režim raspršenja tečnosti. Time korelacija ima veću teorijsku podlogu u odnosu na prethodne.
4. Izvedena je na temelju mnogo većeg broja podataka sa komercijalnih i pilot-postrojenja.

Navedene korelacije izvedene su za sitaste podove, ali su primjenjive i na podove sa ventilima. Kister preporučuje upotrebu jednačine (4.19) i za ventilske podove. U tom slučaju se udio površine otvora na podu,  $f_A$ , računa za površinu otvora potpuno otvorenih ventila, a  $d_H$  je ekvivalentan hidraulički prečnik potpuno otvorenog ventila:

$$d_h = \frac{4 \cdot (\text{površina otvora potpuno otvorenog ventila})}{\text{mokri perimetar otvora potpuno otvorenog ventila}} \quad (4.22)$$

Za okrugle ventile promjera  $d_V$ ,  $f_A$  i  $d_H$  se računaju jednačinom:

$$f_A = \frac{N_V \cdot \pi \cdot d_V \cdot h_V}{A_A} \quad (4.23)$$

i

$$d_H = \frac{2 \cdot \pi \cdot d_V \cdot h_V}{\pi \cdot d_V + h_V} \quad (4.24)$$

$N_V$  je broj ventila na podu,  $d_V$  je promjer ventila i  $h_V$  je maksimalna visina podizanja ventila.



## 4.4.2 Plavljenje preliva

Još jedna veoma važna osobina koja utiče na dimenzije kolone, kao i na izbor relacija za dimenzionisanje kolone je i plavljenje preliva. Plavljenje preliva nastaje kada visina aerisane tečnosti u prelivu postane viša od razmaka između poda plus visina pregrade.

$$h'_{dc} = T_s + h_w \quad (4.25)$$

gdje je  $h'_{dc}$  visina aerisane tečnosti u prelivu i računa se jednačinom:

$$h'_{dc} = \frac{h_{dc}}{\Phi_{dc}} \quad (4.26)$$

$h_{dc}$  je visina stuba tečnosti u prelivu, a  $\Phi_{dc}$  je faktor aeracije tečnosti u prelivu.

Faktori koji definišu otpor protoku tečnosti iz preliva na pod su visina pjene na podu, pad pritiska na podu i gubici zbog trenja pri protoku tečnosti kroz zazor između zavjese preliva i poda. Svaki od tih faktora može se izraziti kao visina stuba čiste tečnosti. Bilans pritiska na podu daje:

$$h_{dc} = h_c + h_f + h_{UD} \quad (4.27)$$

gdje je:

$h_{dc}$  - visina stuba čiste tečnosti u prelivu,

$h_c$  - visina stuba čiste tečnosti na podu,

$h_f$  - visina pjene na podu,

$h_{UD}$  - gubitak pritiska zbog otpora strujanja kroz slobodan prostor između zavjese preliva i poda izražen kao visina stuba čiste tečnosti.

Visina stuba čiste tečnosti na podu jednaka je:

$$h_c = h_w + h_{ow} + \frac{\Delta_H}{2} \quad (4.28)$$

gdje je:

$h_w$  - visina pregrade,

$h_{ow}$  - visina tečnosti iznad pregrade,

$\Delta_H$  - hidraulički gradijent tečnosti na podu.

Uvrštavanjem jednačine (4.28) u jednačinu (4.27) dobijamo:

$$h_{dc} = h_w + h_{ow} + \frac{\Delta_H}{2} + h_f + h_{UD} \quad (4.29)$$

Para ulazi u preliv sa pjenom koja se preliva sa poda. Dodatno unošenje pare u tečnost nastaje zbog zapljuskivanja pri slivanju tečnosti u preliv. Tokom vremena zadržavanja dvofazne smješe u prelivu dolazi do odvajanja pare od tečnosti. Pokretačka sila za to odvajanje je razlika gustina pare i tečnosti. U prelivu se mogu razlikovati tri zone. Najviša zona je pjena sa udjelom pare u tečnosti istim kao u pjenu na podu. Kako se dvofazna smješa

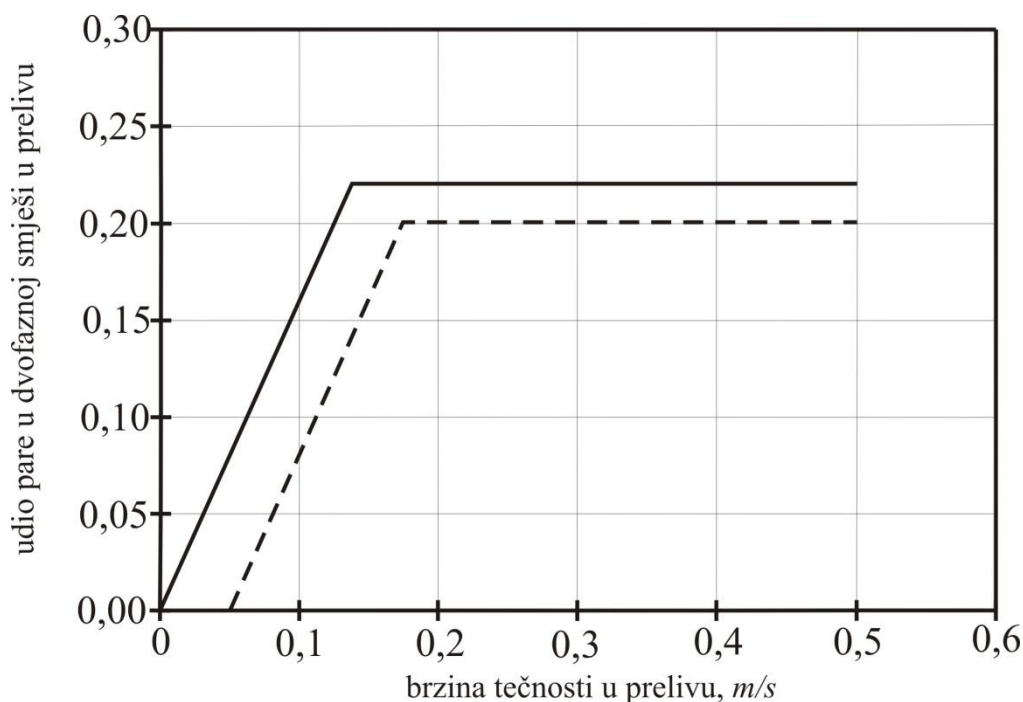
kreće prema dole, veći dio pare se izdvoji iz tečnosti i pjena prelazi u aerisanu tečnost u kojoj mjehurići pare iz tečnosti putuju naviše kroz tečnost. Daljim izdvajanjem pare iz tečnosti aerisana tečnost prelazi u “čistu” tečnost na dnu preliva koja otiče na pod.

Na stepen aeracije tečnosti u prelivu utiče niz faktora, [Ludwig, 1969]. Izdvajanje pare iz tečnosti lako je pri niskim pritiscima i kod sistema koji ne pjene. Kod sistema koji pjene to izdvajanje je teže, a posebno je teško na povišenim pritiscima kada je razlika između gustine para i tečnosti smanjena.

Pri malim protocima tečnosti u sistemima koji ne pjene granice između pojedinih zona, pjena, aerisana tečnost, čista tečnost, prilično su oštre.

Porastom protoka tečnosti raste i udio zadržane pare u tečnosti. *Locket* i *Gharani* su našli da udio zadržane pare u tečnosti raste sa porastom protoka tečnosti sve do kritične tačke kod koje udio pare u aerisanoj tečnosti u prelivu ne postane konstanta bez obzira na dalji porast protoka tečnosti (slika 4.11). Autori su takođe zapazili da u toj tački pad pritiska na podu naglo raste, što upućuje na plavljenje preliva “zagušenjem”.

Iako se ranije vjerovalo da se tokom prolaza kroz preliv izdvoji sva para iz tečnosti i na pod dotiče čista tečnost, *Lockett* i *Gharani* su pokazali da se i kod brzina tečnosti u prelivu, koje su smatrane sigurnim, sva para ne izdvoji iz tečnosti, nešto pare ipak odlazi sa tečnošću na pod. To odnošenje pare sa tečnošću na donji pod po svojim posljedicama identično je odnošenju kapljica sa parom na gornji pod, tj. smanjuje kapacitet i iskorišćenje poda, [Lockett, Gharani, 1979].



Slika 4.11-Aeracija preliva. Zavisnost udjela pare u tečnosti u prelivu i tečnosti koja otiče na pod od brzine tečnosti u prelivu

Preliv treba da bude dovoljno veliki da kroz njega protekne sva tečnost, a da pri tome ne dođe do zagušenja. Ako su pri protoku tečnosti kroz preliv gubici trenjem na ulazu u preliv i/ili u samom prelivu veliki, nivo tečnosti će rasti u prelivu i eventualno doseći visinu gornjeg poda, tečnost neće moći oticati sa poda u preliv i doći će do plavljenja kolone. Taj mehanizam plavljenja nazivamo plavljenjem zagušenjem preliva. Parametar koji ima najveći uticaj na tačku plavljenja zagušenjem površina je na vrhu preliva. Na vrhu preliva gubici zbog

otpora strujanju najveći su. Niže u prelivu dolazi do djelimičnog odvajanja pare iz aerisane tečnosti, količina tečnosti se znatno smanjuje, a time i otpor strujanju postaje manji. Veliki broj preliva izveden je s konusom tako da je površina preliva na dnu za oko 1,7 do 2 puta manja od površine preliva na vrhu. Međutim, količina “čiste” tečnosti na dnu je toliko manja od količine aerisane tečnosti na ulazu u prelivu da i pored smanjenja površine dna preliva, površina preliva na vrhu i dalje ostaje kritični parametar. Kriterijum za određivanje površine preliva na vrhu je brzina tečnosti u prelivu, vrijeme zadržavanja tečnosti u prelivu te minimalna širina i površina preliva.

Najčešće primjenjivan kriterijum je maksimalna dopuštena brzina tečnosti u prelivu, a najčešće korištene korelacije su korelacije *Glitsch*-a, [Glitsch, Inc., 2013], *Koch*-a [Koch, 1982] i *Nutter*-a [Nutter, 1976]. Izračunate maksimalne dopuštene brzine po pojedinim korelacijama su različite. *Glitsch*-ova korelacija daje najveću dopuštenu brzinu, *Koch*-ova najmanju, a brzina izračunata iz *Nutter*-ove korelacije je između brzina izračunatih prema *Glitsch*-u i *Koch*-u.

*Glitsch*-ov postupak je izbor najmanje brzine izračunate iz tri korelacije:

$$u_{L,Dmax1} = 0,170 \cdot SF \quad (4.30)$$

$$u_{L,Dmax2} = 0,007 \cdot (\rho_L - \rho_V)^{0,5} \cdot SF \quad (4.31)$$

$$u_{L,Dmax3} = 2,53 \cdot 10^{-4} \cdot [T_S \cdot (\rho_L - \rho_V)]^{0,5} \cdot SF \quad (4.32)$$

gdje je

$u_{L,Dmax}$  - maksimalna dopuštena brzina tečnosti u prelivu,  $m/s$ ,

$T_S$  - razmak između podova,  $mm$ ,

SF- faktor sistema

$\rho_L$  - gustina tečnosti,  $kg/m^3$ ,

$\rho_V$  - gustina pare,  $kg/m^3$ .

*Koch*-ova i *Nutter*-ova korelacija računaju maksimalnu dopuštenu brzinu tečnosti u prelivu i vremena zadržavanja koje se očitava sa slike 4.12.

$$u_{L,Dmax} = 0,001 \cdot \left( \frac{T_S}{t_R} \right) \cdot SF \quad \text{za } T_S \leq 762 \text{ mm (30'')} \quad (4.33)$$

gdje je  $t_R$  vrijeme zadržavanja tečnosti u prelivu,  $s$ ,  $T_S$  je razmak između podova,  $mm$  i SF faktor sistema.

*Koch*-ovu grafičku korelaciju u jednačinu (4.33), *Econompoulos* [Econompoulos, 1959] opisuje sljedećim korelacijama:

za  $(\rho_L - \rho_V) \geq 480 \text{ kg/m}^3$ :

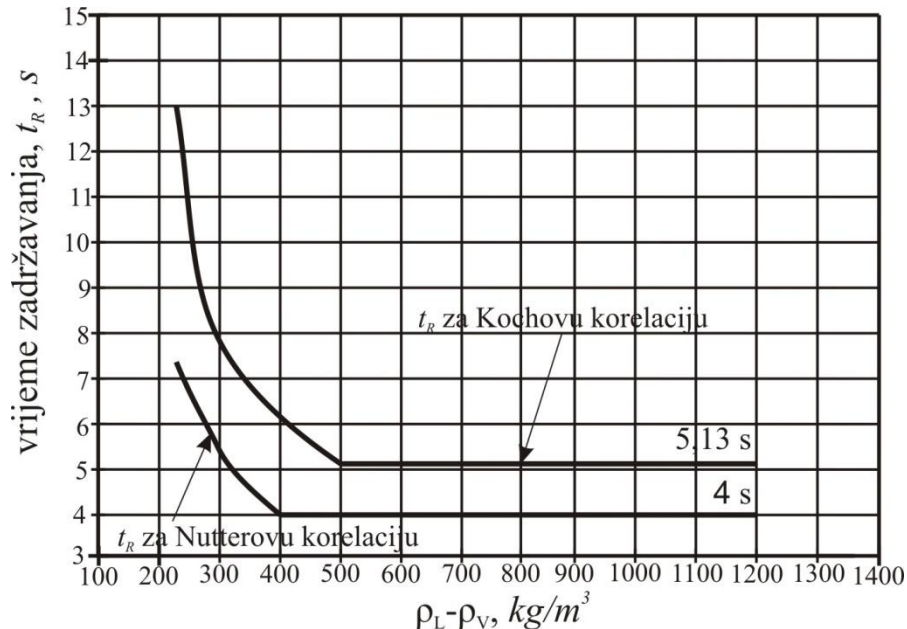
$$u_{L,Dmax} = 1,887 \cdot 10^{-4} \cdot T_S \cdot SF \quad (4.34)$$

za  $(\rho_L - \rho_V) < 480 \text{ kg/m}^3$

$$u_{L,Dmax} = 1,466 \cdot 10^{-6} \cdot T_S \cdot (\rho_L - \rho_V)^{0,82} \cdot SF \quad (4.35)$$

$T_s$  u jednačini (4.34) i (4.35) je najviše 760 mm ako je odabrani  $T_s = 760$  mm ili veći. Ako je za proračun odabran  $T_s$  manji od 760 mm, računa se odabranim  $T_s$ .

Da se omogući odvajanje pare od tečnosti u prelivu, potrebno je odgovarajuće vrijeme zadržavanja tečnosti u prelivu. Prekratko vrijeme zadržavanja ima za posljedicu nepotpuno izdvajanje pare iz tečnosti i u najgorem slučaju i zagušenje preliva i plavljenje kolone. Za vrijeme zadržavanja u prelivu koriste se dvije definicije.



Slika 4.12- Vrijeme zadržavanja tečnosti u prelivu za računanje dopuštene brzine tečnosti Kochov-om i Nutter-ovom korelacijom [Koch, 1982], [Nutter, 1976]

Pri dimenzionisanju preliva treba voditi računa da se njegova širina smanjuje brže od dužine, što na kraju dovodi do dugačkog i uskog preliva. Takva geometrija povećava otpore strujanja u prelivu tečnosti na niže i pare na više. Mali prelivi su posebno osjetljivi. Treba izbjegavati prelive manje od 5-8 % površine presjeka kolone. Jedno od iskustvenih pravila je da se izračunata minimalna površina preliva udvostruči ili postavi da je 10 % od površine presjeka kolone, zavisno od toga šta je veće. Ako je protok tečnosti veoma mali i sistem ne pjenu može se postaviti preliv u obliku cijevi u površini omeđenoj segmentnom pregradom.

*Faktor sistema.* Korelacija za procjenu aktivne površine i površine preliva uključuju samo gustine pare i tečnosti. Uticaj ostalih osobina na potrebnu aktivnu površinu obično se uvodi putem faktora sistema,  $SF$ . Pristup određivanju faktora sistema je različit, najčešće su to iskustveni podaci. Fair računa faktor sistema iz površinskog napona, [Fair, 1963]:

$$SF = \left( \frac{\sigma}{20} \right)^{0.2} \quad (4.36)$$

$\sigma$  je površinski napon u  $mN/m$ .

Faktor sistema se najčešće povezuje sa sklonošću sistema pjenjenju. Što je veća sklonoost pjenjenju sistema to je manji faktor sistema. Najveća vrijednost za faktor sistema je 1,0. Faktor sistema primjenjuje se i na sisteme koji ne pjene, ali za njih standardne korelacije daju previsoku tačku plavljenja.

*Kister*, [Kister, 1992], je načinio pregled publikovanih podataka za faktor sistema, a njihov sumarni pregled je dat u tabeli 4.2. Kod primjene faktora sistema *Kister* upozorava na sljedeće:

- Prije odabira faktora sistema treba definisati mehanizam plavljenja za koji se faktor sistema primjenjuje.
- Voditi računa da se faktor sistema ne primjeni dvostruko. Npr. faktor sistema iz tabele se primjeni za korelaciju kojom se računa maksimalna brzina tečnosti u prelivu.
- Faktori sistema variraju od autora do autora i mogu zavisiti od korelacije koja se primjenjuje za proračun. Stoga faktore sistema u tabeli treba koristiti samo kao vodič.

Tabela 4.2-Faktor sistema, *SF*

Sistem	Faktor	Reference
nepjeneći normalni sistem	1,0	[Banik, 1980], [Burges, Calderbank, 1975], [Burghard et al., 1983], [Chase, 1967]
visok pritisak	$1,21 / \rho_V^{0,32}$	[Burges, Calderbank, 1975]
malo pjenjenje		
depropanizator	0,9	[Chase, 1967]
striper H <sub>2</sub> S	0,9	[Burghard et al., 1983] , [Chase, 1967]
sistem sa fluorom (freon BF <sub>3</sub> )	0,9	[Banik, 1980] , [Chase, 1967]
regenerator vrućeg rastopa karbonata	0,9	[Banik, 1980] , [Chase, 1967]
srednje pjenjenje		
deetanizator:		
-apsorpcijski, vrh	0,85	[Banik, 1980], [Burges, Calderbank, 1975], [Burghard et al., 1983], [Chase, 1967]
dno	1,0	[Burghard et al., 1983]
	0,85	Banik, 1980], [Burges, Calderbank, 1975], [Chase, 1967]
-rashladni, vrh	0,85	[Burghard et al., 1983]
	0,8	[Chase, 1967]
dno	1,0	[Banik, 1980], [Burghard et al., 1983]
	0,95	[Chase, 1967]
demetanizatori:		
-apsorpcijski, vrh	0,85	[Banik, 1980], [Burges, Calderbank, 1975], [Burghard et al., 1983]
dno	1,0	[Burghard et al., 1983]
-rashladni vrh	0,8	[Burghard et al., 1983]
dno	1,0	[Burghard et al., 1983]
uljni apsorberi:		
iznad -18 °C	‘0,85	[Banik, 1980], [Burges, Calderbank, 1975], [Burghard et al., 1983], [Chase, 1967]

\*Nastavak tabele 4.2

ispod -18 °C	0,95	[Burghard et al., 1983]
	0,85	[Banik, 1980], [Chase, 1967]
	0,8	[Burges, Calderbank, 1975]
atmosferska destilacija sirove nafte	1,0	[Burghard et al., 1983]
	0,85	[Burges, Calderbank, 1975]
vakuum destilacija sirove nafte	1,0	[Burghard et al., 1983]
	0,85	[Chase, 1967]
rafinacija furfurola	0,85	[Burges, Calderbank, 1975]
	0,80	[Chase, 1967]
sulfolani	1,0	[Burghard et al., 1983]
	0,85	[Chase, 1967]
regeneratori rastopa amina	0,85	[Banik, 1980], [Burges, Calderbank, 1975], [Burghard et al., 1983], [Chase, 1967]
regeneratori rastopa glikola	0,85	[Banik, 1980]
	0,80	[Burghard et al., 1983]
	0,65	[Burges, Calderbank, 1975]
apsorberi sa vrućim rastopom karbonata	0,85	[Banik, 1980], [Chase, 1967]
kaustično pranje	0,65	[Burges, Calderbank, 1975]
jako pjenjenje		
aminski apsorberi	0,8	Burges, Calderbank, 1975],
	0,75	[Burghard et al., 1983], [Chase, 1967]
	0,73	[Banik, 1980]
glikoli	0,73	[Banik, 1980]
	0,65	[Burghard et al., 1983], [Chase, 1967]
	0,50	[Burges, Calderbank, 1975]
striperi "kisele" vode	0,5-0,7	[Burghard et al., 1983]
	0,6	Burghard et al., 1983]
uljni rekuperatori	0,70	Burghard et al., 1983]
MEK jedinice	0,6	[Banik, 1980], [Chase, 1967]
stabilna pjena		
regeneracija kaustičnog rastopa	0,6	[Burges, Calderbank, 1975]
	0,3	[Banik, 1980], [Chase, 1967]
apsorberi u sintezi alkohola	0,35	[Burges, Calderbank, 1975], [Chase, 1967]

## 4.5 Odošenje

Odošenje je posljedica nepotpunog fizičkog odvajanja kapljica iz pare u prostoru između podova. Odošenje se ne može izbjeći ali se može održati u prihvatljivim granicama. Tečnost koju para odošenjem odvodi na gornji pod sadrži više teže isparljivih komponenata, tako da usporava prenos mase između pare i tečnosti i time smanjuje efikasnost poda. Kapljice takođe mogu sadržavati i neisparljive nečistoće te time onečišćavati gornji produkt kolone.

U režimu pjene proticanje pare kroz otvore na podu stvara mjehuriće. Probijanjem sloja tečnosti ti mjehurići stvaraju fine kapljice reda veličine  $< 200 \mu\text{m}$ . Pored toga što su kapljice sitne i njihova količina je mala tako da je i odošenje malo. Ako na podu vlada režim raspršene tečnosti, kapljice koje nastaju atomizacijom tečnosti su veće, obično  $>100 \mu\text{m}$ , te je uz veću brzinu pare i odošenje veće. U prelaznom režimu protok pare kroz jedan dio otvora stvara mjehuriće i sitne kapljice. U drugom dijelu otvora protok pare u obliku mlaza atomizira tečnost i stvara veće kapljice. Na taj način, dio odošenja je odošenje u režimu pjene, a dio u režimu raspršene tečnosti. Ukupno odošenje je manje od odošenja u režimu pjene ali taj tip odošenja preovladava, [Lemieux, Scotti, 1969], [Lee et al., 1965].

Odošenje raste sa porastom brzine pare i to proporcionalno potenciji brzine od 2 do 5, [Bain, Winkle Van, 1963], [Fair, 1961]. U nekim slučajevima zapaženo je da 10 % povećan protok pare povećava odošenje i do 10 puta. Kod sistema pod visokim pritiskom treba voditi računa o tome da mala promjena u protoku pare znači veliki porast odošenja, što ostavlja malo prostora za promjenu protoka para do tačke plavljenja. Pri niskim pritiscima, promjena odošenja s promjenom brzinom pare je mala i podovi mogu raditi znatno ispod tačke plavljenja uz značajan porast odošenja, što je uobičajeni problem atmosferskih i vakuum destilacija, jer u tom slučaju dolazi do opadanja iskorišćenja, [Kister, 1990], [Kister, 1992].

Odošenje opada povećanjem razmaka između podova, a raste povećanjem prečnika otvora. Uopšte, odošenje raste smanjenjem udjela površine otvora,  $f_A$ . Međutim, ako podovi rade u režimu pjene, a udio površine je  $f_A > 0,1$ , promjena  $f_A$  ima mali uticaj na odošenje. Jedna od najranijih korelacija za procjenu odošenja koju i danas mnogi koriste i preporučuju je korelacija *Fair*-a, [Beer, 2006], [Kister, 1992] na slici 4.13.

U *Fair*-ovoj korelaciji odošenje je definisano kao udio odnesene tečnosti:

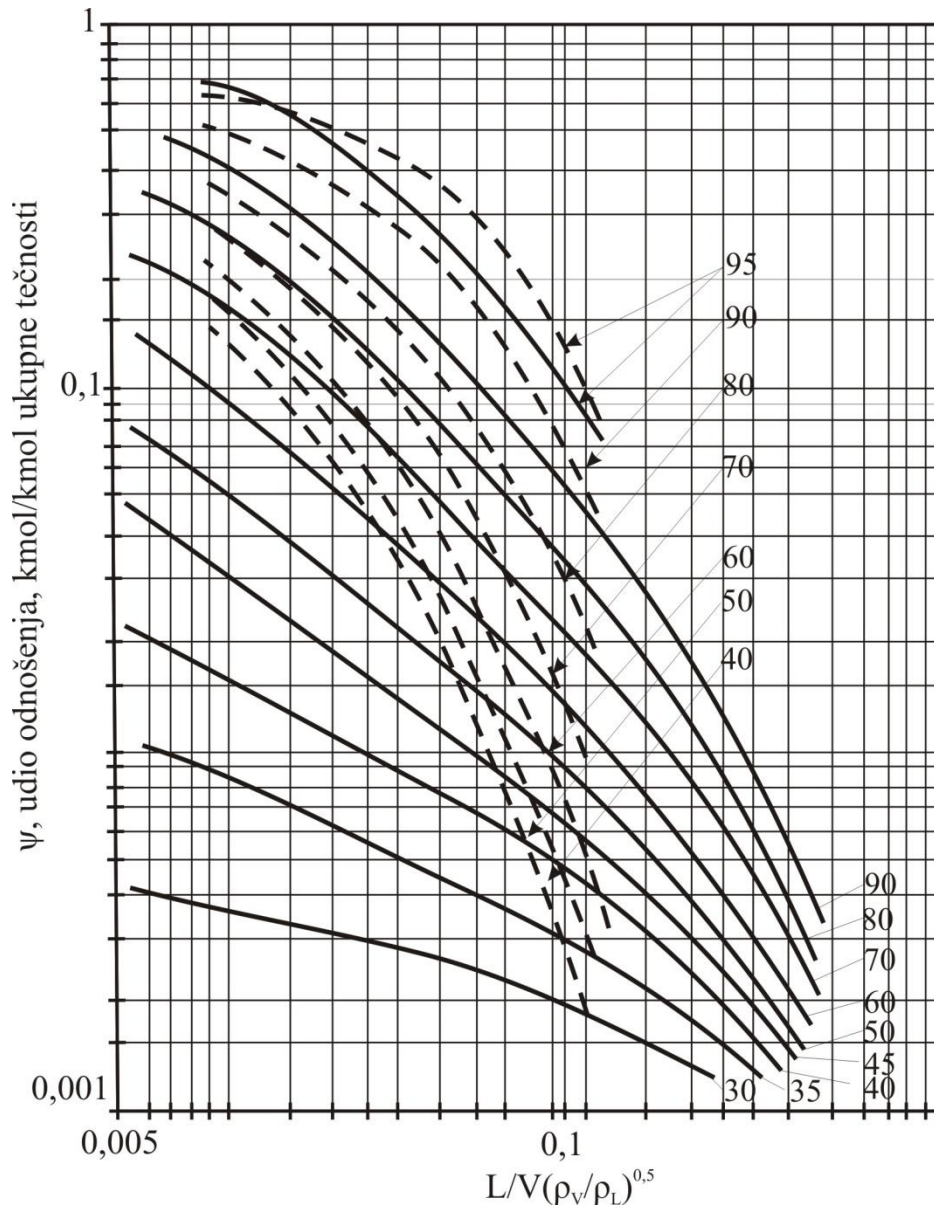
$$\psi = \frac{E}{L + E} \quad (4.37)$$

gdje je  $E$  odošenje,  $\text{kmol/h}$ , a  $L$  je protok tečnosti,  $\text{kmol/h}$ .

Analize *Fair*-ove korelacije pokazale su da korelacija ne daje dobre rezultate kada podovi rade u režimu dispergovane tečnosti. Ako se radi o procjeni odošenja za podove koje rade u režimu pjene, tada je *Fair*-ova korelacija u potpunosti opravdana.

*Fair*-ovu grafičku korelaciju prikazanu slikom 4.13 sa zadovoljavajućom tačnošću opisuje korelacija *Economopolus*-a:

$$\psi = \exp\left[-(6,692 + 1,956 \cdot F_{pl}) \cdot F_{LV}^{(-0,132 + 0,654 F_{pl})}\right] \quad (4.38)$$



Slika 4.13- Fairova korelacija za procjenu udjela odnošenja  
 puna linija- sitasti podovi; isprekidana linija- podovi sa zvonima, parametar-% plavljenja

Odnosenje  $e_m$  u kg/h izračunava se iz jednačine:

$$e_m = \frac{\psi \cdot Q_{mL}}{(1 - \psi)} \quad (4.39)$$

$Q_{mL}$  je maseni protok tečnosti u kg/s.

Lygeros i Magoulas dali su postupak za izračunavanje faktora plavljenja,  $F_{pl}$  za željeni udio odnošenja. Postupak se temelji na grafičkoj korekciji Fair-a za procjenu odnošenja. Faktor plavljenja za željeni udio odnošenja računa se sljedećom jednačinom:

$$F_{pl} = j \cdot F_{LV}^k \quad (4.40)$$



gdje je

$$j = 1,80851 \cdot \exp(-0,47863 \cdot \psi) \quad (4.41)$$

$$k = 0,094162 \cdot \psi^{-0,37159} \quad (4.42)$$

O korelacijama za ostale vrste plavljenja može se pronaći u literaturi [Kister, 1992].

## 4.6 Pad pritiska

Pad pritiska na podu je jedna veoma važna karakteristika pri projektovanju kolona. Postoje dva osnovna razloga pada pritiska: tokom proticanja pare kroz otvore (gubitak na otvorima) i tokom stajanja tečnosti na podu.

Za predviđanje ukupnog pada pritiska obično se koristi jednostavni aditivni model. Ukupan pad pritiska predstavlja sumu pada pritiska računatog za tok pare kroz suvi pod (pad pritiska na suvom podu,  $h_d$ ), nivo čiste tečnosti na podu ( $h_w + h_{0w}$ ), a izraz koji se koristi za računanje drugih izvora pada pritiska, naziva se *rezidualni gubitak*  $h_r$ . Rezidualni gubitak je razlika između posmatranog i eksperimentalnog pada pritiska i jednostavnim sabiranjem pada pritiska na suvom podu i visine čiste tečnosti dolazimo do njegove vrijednosti. On se računa za dva efekta: za energiju formiranja mjehura pare uz činjenicu da na operativni pod dolazi tečnost koja nije čista ali i nivo aerisane tečne pjene, a gustina pjene i visina će biti različite od onih za čiste tečnosti.

On je pogodan da se izrazi pad pritiska u milimetrima tečnosti pa da se prevede u jedinice *SI* sistema za pritisak:

$$\Delta P_t = 9,81 \cdot 10^{-3} \cdot h_t \cdot \rho_L \quad (4.43)$$

gdje je:

$\Delta P_t$  - ukupan pad pritiska, *Pa* ( $N/m^2$ ),

$h_t$  - ukupan pad pritiska, *mm*.

Pad pritiska kroz suvi pod može biti procijenjen primjenom izraza dobijenog za protok kroz otvore,

$$h_d = 51 \cdot \left[ \frac{u_h}{C_0} \right]^2 \frac{\rho_V}{\rho_L} \quad (4.44)$$

gdje je koeficijent otvora funkcija debljine poda, dijametra otvora i odnosa perforirane površine. Koeficijent otvora,  $C_0$ , može biti dobijen korišćenjem izraza 4.48.

Metoda je predložena za procjenu rezidualnog pada pritiska kao funkcije površinskog napona tečnosti, gustine pjene, i visine pjene. Pošto je ova korekcija mala, korišćenje ove metode za njegovu procjenu nije opravdano, pa se može koristiti jednostavnija jednačina koju je predložio *Hunt* 1955. godine:

$$h_r = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L} \quad (4.45)$$

Jednačina (4.45) se jednako uzima kao rezidualni pad pritiska. Ukupan pad pritiska dat je jednačinom:

$$h_t = h_d + (h_w + h_{0w}) + h_r \quad (4.46)$$

Ako je hidraulični gradijent značajan, pola njegove vrijednosti se dodaje visini čiste tečnosti.

Često primjenjivana korelacija za proračun pada pritiska je korelacija *Hughmark*-a i *O'Connell*-a, koju je preporučio *Ludwig*, [Ludwig, 1999], *Chasse* i *Wankat*, [Chase, 1967]:

$$h_d = \frac{50,853}{C_0^2} \cdot \left( \frac{Q_{vV}}{A_h} \right)^2 \cdot \left( \frac{\rho_V}{\rho_L} \right) \cdot \left[ 1 - \left( \frac{A_h}{A_A} \right)^2 \right] \quad (4.47)$$

gdje je:

$Q_{vV}$  -protok pare,  $m^3/s$ ,

$A_A$  i  $A_h$  -aktivna površina poda i površina otvora na podu,  $m^2$ ,

$\rho_L$  i  $\rho_V$  -gustina tečnosti i pare,  $kg/m^3$ ,

$C_0$  - koeficinet otvora na podu.

Koeficijent otvora izračunava se iz analitičkog oblika *Economopoulos*-a:

$$C_0 = 0,8806 - 0,0677 \cdot \left( \frac{d_h}{t_t} \right) + 0,00732 \cdot \left( \frac{d_h}{t_t} \right) - 3,38 \cdot 10^{-4} \cdot \left( \frac{d_h}{t_t} \right)^3 \quad (4.48)$$

gdje je:

$d_h$  -promjer otvora poda,  $mm$ ,

$t_t$  - debljina lima poda,  $mm$ .

Kada je riječ o suvom podu *Hunt* i saradnici postavili su sljedeću korelaciju za pad pritiska [Hunt, 1955]:

$$C_0 = 50,853 \cdot C_1 \cdot \left( \frac{Q_{vV}}{A_h} \right) \cdot \left( \frac{\rho_V}{\rho_L} \right) \cdot \left[ 0,5 - 0,4 \cdot \left( \frac{A_h}{A_A} \right) + 4 \cdot f \cdot \left( \frac{t_t}{d_h} \right) + \left( 1 - \frac{A_h}{A_A} \right)^2 \right] \quad (4.49)$$

$f$  u jednačini (4.49) je *Fanning*-ov faktor trenja i u ovom slučaju  $f=0,01$ , a koeficijent protoka,  $C_1$  za područje  $0,5 \leq d_h / t_t \leq 5,0$ , može se izračunati na osnovu sljedeće jednačine:

$$C_1 = 1,09 \cdot \left( \frac{d_h}{t_t} \right)^{0,25} \quad (4.50)$$

Korelacije *Hughmark*-a i *O'Connell*-a i *Hunt*-a i saradnika daje uporedive rezultate za pad pritiska, [Hunt, 1955].

U literaturi [Ludwig 1999], [Sinnot, 2005] moguće je pronaći još dosta modela za proračun pada pritiska koji su veliku primjenu pronašli u praksi.

## 5. POSTUPAK DIMENZIONISANJA KOLONA SA PODOVIMA

### 5.1 Sitasti podovi

U ovom dijelu biće prikazan postupak dimenzionisanja sitastih podova, koji u proračunu koristi softverski paket ChemCAD 6.0. U ovom poglavlju, akcentat će biti stavljen na najbitnije dimenzije destilacionih kolona, koje će nam poslužiti da izvedemo i određene zavisnosti, na osnovu kojih ćemo vidjeti kako se mijenjaju određeni parametri, kao i na koji način se može uticati na promjenu određenih parametara. Na isti način će se pristupiti i kod proračuna podova sa ventilima, a nakon toga će se pristupiti prikazivanju dimenzionisanja u ChemCAD-u 6.0 primjenom različitih metoda, kojima ChemCAD 6.0 raspolaže.

Sve do 1960-ih sitasti podovi su bili najčešće upotrebljavan tip podova u hemijskoj procesnoj industriji. Početkom 60-ih zamjenjuju ih podovi sa ventilima, ali zbog svojih svojstava i dobro poznatih postupaka dimenzionisanja i dalje su veoma popularni. Početak dimenzionisanja je izbor vrijednosti radnih i mehaničkih varijabli na temelju kojih se provodi dimenzionisanje. Kako bi se olakšao izbor vrijednosti u tabeli 5.1, dat je njihov pregled i najčešće primjenjivane vrijednosti.

Tabela 5.1-Vodič za izbor početnih vrijednosti primarnih parametara

<b>Razmak između podova</b>		
prečnik kolone, m	razmak između podova, mm	
<0,915	155-305	
0,915-1,525	460-610	
1,525-1,830	610-765*	
1,830-3,660	765-915	
3,660-7,315	915-1220	
za destilacije pod vakuumom povećavaju se vrijednosti za 10-25 %		
*za kolone prečnika većeg od 1,525 m, 610 mm je minimalni razmak za mogući pristup, 765 mm je optimalna vrijednost		
<b>Visina pregrade</b>		
za režim pjene 25-100 mm (50 mm je uobičajena vrijednost)		
za režim dispergovane tečnosti: 12,5-20 mm je uobičajeno, može se naći i 6,26 mm		
za bilo koji režim ne treba biti viša od 15 % razmaka između podova jer može biti uzrok preranog plavljenja		
<b>Razmak između pregrade preliva i poda</b>		
obično 6,25 do 12,5 mm manji od visine pregrade, minimalno 12,5 mm		
<b>Prečnik otvora</b>		
3,2-25,4 mm, 9,5-12,5 su uobičajeni prečnici.		
Veći prečnici idu u prilog režimu dispergovane tečnosti		
<b>Debljina poda</b>		
	debljina poda $t_t^* / d_h^{**}$	
prečnik otvora, mm <sup>***</sup>	nerđajući čelik	ugljenični čelik
1,587 mm (1/16'')	1,3	3,0
3,175 mm (1/8'')	0,65	2,0
4,763 mm (3/16'')	0,43	1,0
6,350 mm (1/4'')	0,32	0,75
9,525 mm (3/8'')	0,22	0,5
12,7 mm (1/2'')	0,16	0,38
15,875 mm (5/8'')	0,13	0,3

\*Nastavak tabele 5.1

19,05 mm (3/4'')	0,11	0,25
*12-14 je uobičajeno za nerđajući čelik. a 10 za ugljenični čelik		
**preporuka u Chemical Engineer's Handbook je $0,4 < t_i / d_h < 0,7$		
***debljina poda je normalno manja od $\frac{1}{2}d_h$ za nerđajući čelik, manja od $d_h$ za ugljenični čelik i legure bakra		
<b>Maksimalni pad pritiska</b>		
za destilaciju pod vakuumom: 38-75 mm stuba tečnosti		
za atmosfersku destilaciju ili destilaciju pod pritiskom: 205-250 mm stuba tečnosti		
<b>Faktor sistema</b>		
sistem	faktor sistema	
nepjeneći sistemi	1,00	
derivati fluora, npr. BF <sub>3</sub> , freon	0,90	
srednje pjenjenje, uljni apsorberi, regeneratori rastvarača amina i glikola	0,95	
jako pjenjenje, aminski i glikolni apsorberi	0,73	
veoma veliko pjenjenje, MEK jedinice	0,60	
stabilna pjena, regeneratori kaustičnih rastvora	0,30	
<b>Broj prelaza tečnosti na podu</b>		
broj prelaza	minimalni prečnik kolone, m	preporučeni prečnik kolone, m
2	1,5	1,8
3	2,5	2,75
4	3,0	3,65
5	4,0	4,6

Nakon što su prikazani neki od osnovnih parametara, kao i neke njihove uobičajene vrijednosti, može se preći na najčešće korišćene korelacije koje su u svojim radovima opisivali mnogi autori.

**Aktivna površina.** Početna procjena aktivne površine računa se iz Fair-ove korelacije, [Fair, 1961], koja povezuje protok pare i tečnosti u tački plavljenja, Souders-Brown-ov koeficijent i razmak između podova. Prema tome razmak između podova je ključni parametar za dimenzionisanje. Uz konstantan protok pare i tečnosti i faktor plavljenja, površina poda je obrnuto proporcionalna razmaku između podova. Prednost Fair-ove korelacije pri ovoj procjeni aktivne površine je što je ona nezavisna od broja prelaza tečnosti preko poda. Aktivna površina računa se jednačinom:

$$A_A = \frac{Q_{v,v} \cdot \left(\frac{20}{\sigma}\right)^{0,2} \cdot \left[\frac{\rho_v}{(\rho_L - \rho_v)}\right]^{0,5}}{C_{SB} \cdot F_{pl}} \quad (5.1)$$

Snouders-Brown-ov koeficijent,  $C_{SB}$ , očita se iz grafičke korelacije na slici 4.9 ili se izračuna iz analitičke korelacije (4.17). U jednačini (5.1)  $Q_{v,v}$  je protok pare,  $m^3/s$ ,  $F_{pl}$  faktor plavljenja i  $\rho_L$  i  $\rho_v$  gustina pare i tečnosti  $kg/m^3$ .

Kod računanja aktivne površine i *Souders-Brown*-ovog koeficijenta nije potrebno unijeti korekciju sa faktorom sistema. Član  $\left(\frac{20}{\sigma}\right)^{0,2}$  koriguje sisteme visokog pritiska kakav je npr. depropanizator.

Aktivna površina poda može se izračunati i iz korelacije koju je dao *Koch* [Koch Co., Inc. 1982]:

$$A_A = \frac{V_{LOAD}}{CF_0 \cdot SF \cdot F_{pl}} \quad (5.2)$$

$SF$  i  $F_{pl}$  su faktor sistema i faktor plavljenja, a  $CF_0$  faktor kapaciteta koji se izračunava pomoću jednačine:

$$CF_{01} = 0,0508 + \frac{T_s}{6858} \quad (5.3)$$

$$CF_{02} = c_1 \cdot T_s^{c_2} \cdot \left( 0,553 - \frac{Q_{v,L}}{356 \cdot L_w \cdot F_{pl} \cdot \left(\frac{T_s}{25,4}\right)^{c_2}} \right) \quad (5.4)$$

gdje je:

$$c_1 = 0,3114 \text{ za } \rho_v \leq 24 \text{ kg/m}^3,$$

$$c_1 = 0,3084 \text{ za } \rho_v > 24 \text{ kg/m}^3,$$

$$c_2 = 0,5870 \text{ za } \rho_v \leq 24 \text{ kg/m}^3,$$

$$c_2 = 0,5460 \text{ za } \rho_v > 24 \text{ kg/m}^3,$$

$Q_{v,L}$  - protok tečnosti,  $m^3/h$ ,

$L_w$  - dužina pregrade,  $m$ ,

$F_{pl}$  - faktor plavljenja,

$T_s$  - razmak između podova,  $mm$ .

Uzima se manji između  $CF_{01}$  i  $CF_{02}$ .

Za proračun je potrebno znati dužinu pregrade preliva koja na početku proračuna nije poznata, međutim može se procijeniti iz željenog opterećenja pregrade preliva.

**Površina preliva.** Proračun površine preliva se računa iz jednačine

$$A_D = \frac{Q_{v,L}}{u_{L,D} \cdot F_{pl}} \quad (5.5)$$

$Q_{v,L}$  je protok tečnosti,  $m^3/s$ ,  $u_{L,D}$  je brzina tečnosti u prelivu,  $m/s$  i  $F_{pl}$  je faktor plavljenja. Brzina tečnosti  $u_{L,D}$  je maksimalna brzina tečnosti u prelivu, i može se izračunati iz *Glitsch*-ovih korelacija, jednačine (4.30-4.32), *Koch*-ovim ili *Nutter*-ovim postupkom na osnovu vremena zadržavanja tečnosti u prelivu (slika 4.12 i jednačina (4.33)).

Ako je izračunata površina preliva  $A_D$  manja od 11 % aktivne površine, tada se za površinu preliva uzima  $A_D = 0,11 \cdot A_A$ .

*Lygeros* i *Magoulas*, [Ludwig, 1999] preporučuje sljedeće odnose površina preliva prema površini presjeka kolone zavisno od parametara protoka:

Tabela 5.2-Odnos površina preliva i površine presjeka kolone u zavisnosti od  $F_{LV}$

$F_{LV}$	$A_D / A_T$
$F_{LV} \leq 0,1$	0,1
$0,1 \leq F_{LV} \leq 1,0$	$0,1 + \frac{F_{LV} - 0,1}{9}$
$1,0 \leq F_{LV}$	0,2

Ukupna površina poda je tada,

$$A_T = A_A + 2 \cdot A_D \quad (5.6)$$

a prečnik kolone:

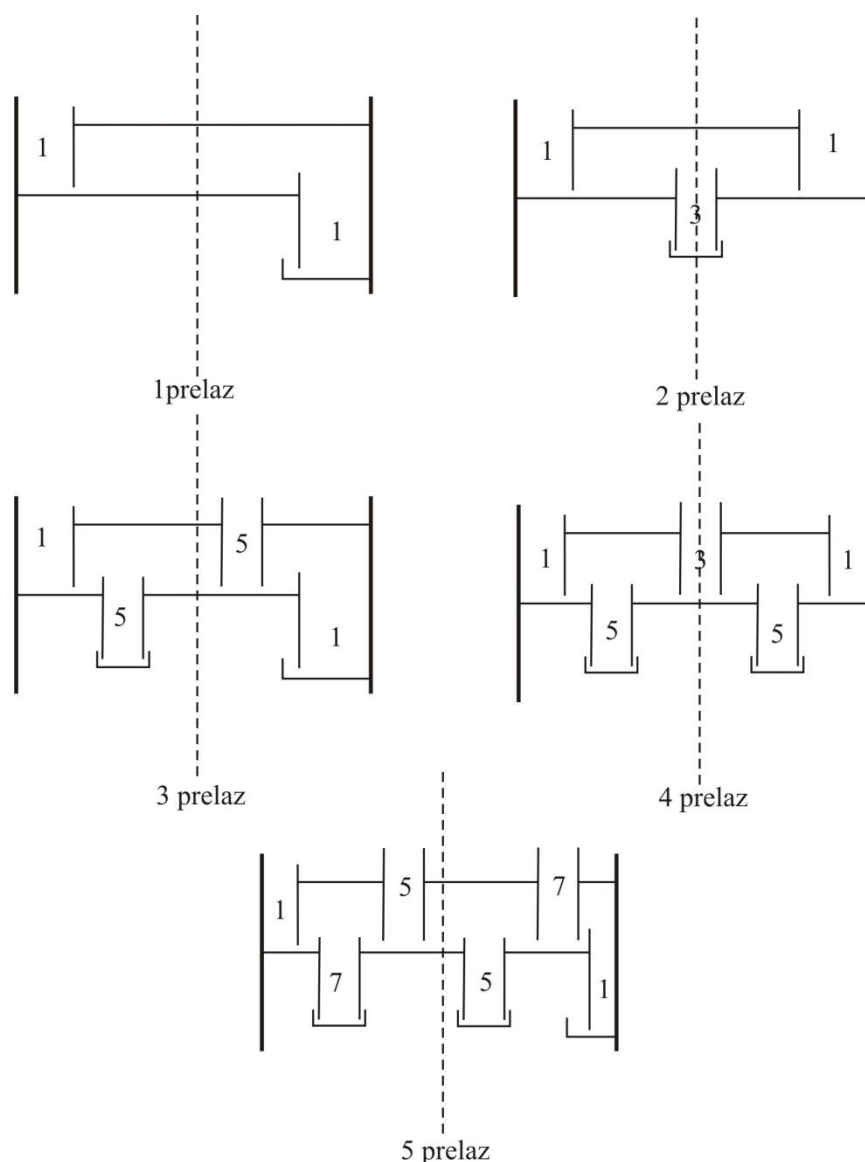
$$d_T = \sqrt{\frac{4 \cdot A_T}{\pi}} \quad (5.7)$$

**Broj prelaza tečnosti na podu i raspodjela površine preliva.** Iskustveno je pravilo da opterećenje pregrade preliva tečnošću ne bi trebalo biti veće od  $75 \text{ m}^3 / (\text{h} \cdot \text{m})$  iako neki proizvođači, npr. *Norton*, daju za gornju granicu  $90 \text{ m}^3 / (\text{h} \cdot \text{m})$ . Razloga ima više, od previsokog pada pritiska na podu, prevelikog curenja, prevelikog otpora dotoku tečnosti iz preliva na pod pa time i visokom nivou tečnosti u prelivu itd. Taj se kriterijum može postići povećanjem prečnika kolone pa time i povećanjem dužine pregrade segmentnog preliva. Međutim, tada će zbog velike dužine toka tečnosti doći do prevelikog hidrauličkog gradijenta uz sve posljedice koje donosi preveliki hidraulički gradijent. Problem velikog opterećenja poda tečnošću po pravilu se rješava povećanjem broja prelaza tečnosti na podu na dva i više, slika 5.1. Iz praktičnih razloga obično je najveći broj prelaza pet, pa se u nekim slučajevima, kada je opterećenje pregrade tečnošću veće od  $75 \text{ m}^3 / (\text{h} \cdot \text{m})$  toleriše i veće opterećenje. U slučaju da je pet prelaza tečnosti zbog prevelikog opterećenja pregrade tečnošću, neprihvatljivo rješenje, treba promjeniti početne vrijednosti primarnih parametara i ponoviti proračun.

Maksimalni broj prelaza tečnosti može se izračunati iz korelacije:

$$N_{p,max} = 1,237 \cdot \sqrt{A_T} \quad (5.8)$$

$A_T$  je površina presjeka kolone,  $\text{m}^2$ . Vrijednost  $N_{p,max}$  se zaokružuje na cijeli broj.



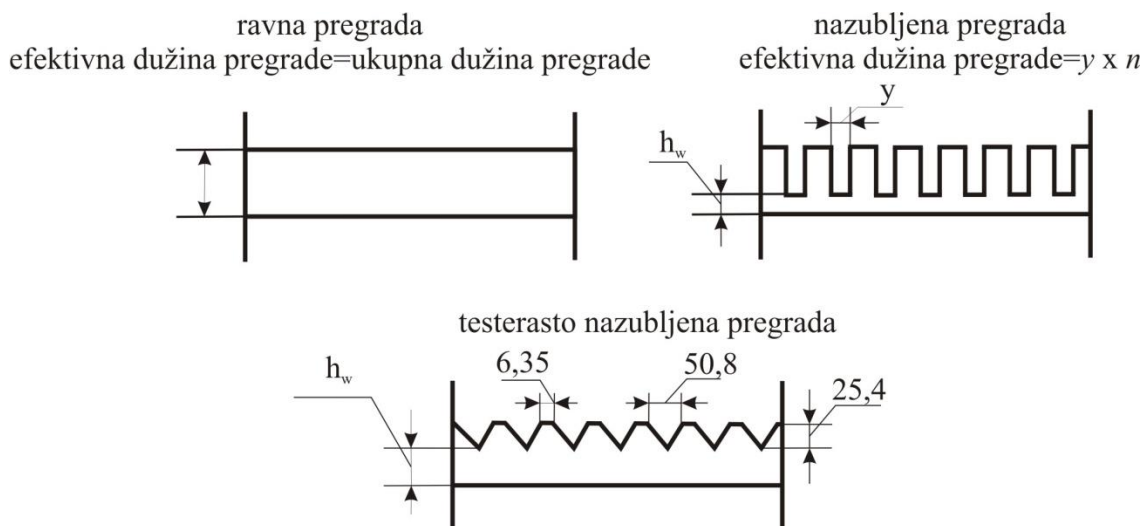
Slika 5.1-Podovi sa jednim i više prelaza tečnosti

**Izlazna pregrada.** Potrebna je za održavanje nivoa tečnosti na podu kada pod radi u režimu pjene. Visina treba da bude takva da osigurava dovoljno vrijeme kontakta pare i tečnosti. Za najveći broj sistema visina pregrade između 50 i 100 mm je zadovoljavajuća [Glitch, Inc. 2013] Izuzetak je destilacija sa hemijskom reakcijom kada se može upotrebljavati pregrada visine 150 mm. Ako visina pregrade prelazi 15 % razmaka između podova, treba voditi računa o smanjenom efektivnom razmaku između podova pri određivanju kapaciteta.

Minimalna visina pregrade može biti 13 mm, ali je preporuka da nije manja od 20 mm. Za najveći broj sistema 50 mm visoka pregrada je dobro rješenje. Niže pregrade (25 mm) obično se upotrebljavaju za destilacije pod vakuumom. Kako vakuumske kolone najčešće rade u režimu dispergovane tečnosti, ta visina pregrade je odgovarajuća.

**Opterećenje pregrade tečnošću.** Maksimalno opterećenje pregrade održava se povećanjem broja prelaza tečnosti, međutim malo opterećenje pregrade tečnošću može takođe predstavljati problem. Minimalno prihvatljivo opterećenje pregrade je  $4,5 \text{ m}^3/(h \text{ m})$ . Pri opterećenjima manjim od  $1,35 \text{ m}^3/(h \text{ m})$  postoji veliki rizik prekomjernog curenja tečnosti ili

odnošenja tečnosti ne s parom (rad sa “suvim” podom). Da bi se to spriječilo, treba dobro zatvoriti sva mjesta curenja, upotrebiti nazubljenu pregradu i pregrade protiv zapljuskivanja. Za opterećenja pregrade tečnošću  $1,35 \text{ m}^3/(\text{h m}) < Q_L < 4,5 \text{ m}^3/(\text{h m})$  treba predvidjeti nazubljene pregrade (slika 5.2). Neki proizvođači (npr. *Glitsch*) preporučuju upotrebu nazubljenih pregrada već pri opterećenjima pregrade tečnošću manjim od  $2,5 \text{ m}^3/(\text{h m})$ .



Slika 5.2-Tipovi pregrada

Protoci od  $9 \text{ m}^3/(\text{h m})$  i veći su standardno područje rada. Treba napomenuti da je veoma važno da brzina tečnosti u slobodnom prostoru između poda i zavjese preliva ne bude veća od  $u_{UD} = 0,45 \text{ m/s}$ . Preporučena brzina je  $u_{UD} = 0,3 \text{ m/s}$ .

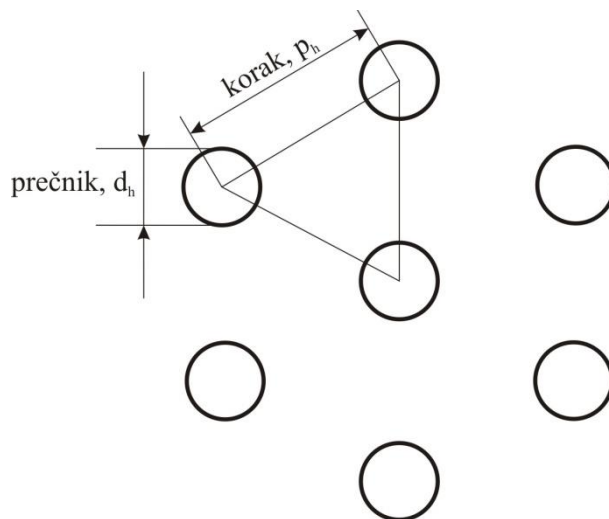
**Površina promjera otvora.** Površina otvora na podu utiče na fleksibilnost poda preko pada pritiska suvog poda te zajedno sa radnim uslovima na režim rada poda. Smanjenje površine otvora snižava tačku curenja i do neke mjere povećava moguće smanjenje kapaciteta poda. Međutim, smanjenje promjera otvora na podu može prouzrokovati plavljenje preliva i/ili neželjeni porast pada pritiska. Uobičajeno je da se proračun započne sa površinom otvora jednakom 10 % aktivne površine,  $f_A = 0,1$ . Takođe, treba imati na umu da površina otvora manja od 5% aktivne površine može imati kao posljedicu loš kontakt između pare i tečnosti i time smanjenje efikasnosti poda. Isto tako, površina otvora veća od 20 % aktivne površine poda može konstruktivno oslabiti pod.

Otvori su obično postavljeni u trougaoni raspored, a korak trougla se može izračunati jednačinom:

$$p_h = 0,951 \cdot \frac{d_h}{\sqrt{f_A}} \quad (5.9)$$

Odnos koraka i promjera treba da bude između 2,5 i 3,8 do 4, što se smatra optimalnim vrijednostima. U slučaju koraka manjeg od minimalnog treba smanjiti zone smirivanja ili izvesti prelive sa zakošenim zavjesama da bi se dobila veća površina poda pod perforacijom. Ako ove dvije intervencije ne daju željene rezultate, treba povećati prečnik poda. Ako je odnos veći od maksimalnog, treba povećati broj perforacija po  $\text{m}^2$  da bi se dobio optimalni odnos, a višak perforacija treba blokirati pokrovnim trakama.





Slika 5.3- Raspored perforacija na podu

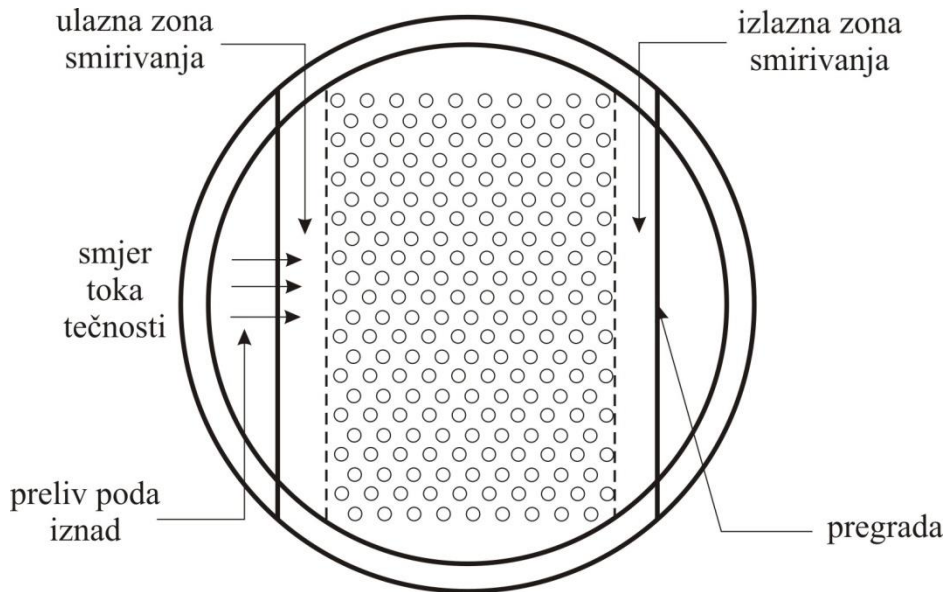
Zavisno od prečnika otvora,  $d_h$ , i koraka  $p_h$ , odnos površine otvora i aktivne površine može se izračunati na sljedeći način:

- trougaoni raspored otvora  $\frac{A_h}{A_A} = 0,905 \cdot \left(\frac{d_n}{p_h}\right)^2$
- kvadratni raspored otvora  $\frac{A_h}{A_A} = 0,785 \cdot \left(\frac{d_n}{p_h}\right)^2$

**Zona smirivanja.** Često je u praksi slučaj da se između ulaznog preliva ili ulazne pregrade, ako je postavljena, ostavi zona perforacija, *zona smirivanja* (slika 5.4). Ulazna zona smirivanja potrebna je jer tečnost koja izlazi iz preliva ima vertikalnu komponentu brzine usmjerenu prema dole. Ta komponenta uzrokuje povećano curenje i inhibira stvaranje mjehurića pare. Izlazna zona smirivanja omogućava da se para najvećim dijelom odvoji od tečnosti još na podu, prije ulaska u preliv. Izlazna zona smirivanja važna je za podove koji rade u režimu pjene i obično je široka 100 mm. Kod rada u režimu dispergovane tečnosti, tečnost ne ulazi u preliv prelivajući se preko izlazne pregrade, već ulazi tako da kapljice tečnosti iznad pregrade padaju u preliv i što je pregrada bliža perforaciji kapljice lakše padaju u preliv. U tom slučaju, pregrada treba da bude bliže otvorima i širina zone smirivanja je obično 50 mm.

**Grupisanje.** Nakon izračunavanja geometrije svakog poda može se odrediti zajednički prečnik kolone. Ako razlika između najužeg poda i najšireg poda nije veća od 20 % obično se uzima kolona sa istim prečnikom duž cijele visine. U slučaju većih razlika može se razmatrati mogućnost izvedbe sa dva prečnika. Nakon što je odabran prečnik kolone, podovi se grupišu u sekcije identične geometrije. Ovo se čini iz čisto geometrijskih razloga radi smanjenja troškova proizvodnje, jer se izrađuje manji broj podova različitih dimenzija. Podjelu je moguće načiniti uz napomenu da je:

$$A_T \geq A_{A,s} + 2 \cdot A_{D,s} = A_{T,s} \quad (5.10)$$



Slika 5.4-Tipičan raspored sitastih podova

$A_T$  je površina presjeka kolone,  $A_{A,s}$  i  $A_{D,s}$  su aktivna površina poda i površina preliva u promatranoj sekciji i  $A_{T,s}$  je površina presjeka kolone posmatrane sekcije.

**Hidraulički parametri.** Nakon dimenzionisanja i grupisanja podova po sekcijama moguće je napraviti kontrolu hidrauličnih parametara: plavljenja, odnošenja...

**Režim rada.** Najvjerojatniji režim rada sitastih podova je režim pjene ili režim raspršene tečnosti. Uslovi prelaza iz jednog režima u drugi mogu se izračunati korelacijom *Pinczewsky*-og i *Fell*-a (jednačina 4.10) ili iz korelacije *Johnson*-a i *Fair*-a (jednačina 4.12). Korelacija *Pinczewsky*-og i *Fell*-a, kao i *Johnson*-a i *Fair*-a mogu se preurediti tako da se iz njih izračuna površina otvora kod koje dolazi do prelaza iz jednog režima rada u drugi. Preuređena korelacija *Pinczewsky*-og i *Fell*-a ima oblik, [Pinczewsky, 1972]:

$$f_A = \frac{0,59436 \cdot d_h \cdot \ln\left(\frac{Q_L \cdot \sqrt{\rho_L}}{100}\right)}{0,08305 + \ln(u_A \cdot \sqrt{\rho_L})} \quad (5.11)$$

**Oдноšenje.** Одноšenje pri normalnom radu ne bi trebalo da bude veće od 10 % protoka tečnosti. Kod većih одноšenja dolazi do znatnijeg pada efikasnost poda. Ako kolona radi sa velikim odnosom protoka pare i tečnosti, одноšenje od 10 % može biti preveliko i imati znatan uticaj na efikasnost poda. Ako pod radi u režimu pjene, tada одноšenje ne zavisi od površine otvora na podu i može se izračunati iz *Fair*-ove grafičke korelacije (jednačina 4.14) ili analitičkog oblika korelacije (jednačina 4.38). Ako pod radi u režimu raspršene tečnosti, одноšenje zavisi od površine otvora i treba ga računati iz korelacije *Kister*-a i *Haas*-a, [Kister, Haas 1990]:

$$\zeta_s = 4,742 \left(\frac{10}{\sqrt{\sigma}}\right)^{1,64} \cdot X \left(\frac{10}{\sqrt{\sigma}}\right) \quad (5.12)$$

gdje je:

$$X = 6,6973 \cdot \left( \frac{u_A \cdot h_L}{\sqrt{d_h \cdot T_S}} \right)^4 \cdot \left( \frac{\rho_V}{Q_L \cdot \rho_L} \right) \cdot \left( \frac{\rho_L - \rho_V}{\sigma} \right)^{0,25} \quad (5.13)$$

i

$$h_L = \frac{h_{ct}}{1,0 + 0,002618 \cdot h_w} \quad (5.14)$$

$\zeta_s$  - odnošenje, *kg* tečnosti/ *kg* pare,

$u_A$  - brzina para između poda računata sa aktivnom površinom, *m/s*,

$d_h$  - promjer otvora na podu, *mm*,

$T_S$  - razmak između podova, *mm*,

$Q_L$  - opterećenje pregrade tečnošću, *m<sup>3</sup>/(s m)*,

$h_w$  - visina pregrade, *mm*,

$h_{ct}$  - visina stuba čiste tečnosti u tački prelaza iz režima pjene u režim raspršene tečnosti, *mm*, računa se iz modifikovane jednačine Jeronima i Savistowsky-og, jednačina (4.21),

$\sigma$  - površinski napon, *mN/m*,

$\rho_L$  i  $\rho_V$  - gustina tečnosti i pare, *kg/m<sup>3</sup>*.

**Pad pritiska.** Sitasti podovi su ograničeni na radna ograničenja kao što su plavljenje, curenje i preveliki pad pritiska. Sva ta ograničenja su jednako povezana ili mogu biti posljedica veoma malog ili veoma velikog pada pritiska. Pad pritiska je zbog pada pritiska na suvom podu,  $h_d$ , i pad pritiska pri prolazu pare kroz aerisanu tečnost,  $h_i$  i iznosi:

$$h_L = \frac{h_{ct}}{1,0 + 0,002618 \cdot h_w} \quad (5.15)$$

Za proračun pada pritiska suvog poda može se koristiti jednačina (4.47) *Hughmark*-a i *O'Connell*-a, koju je preporučio *Ludwig*, [Ludwig, 1999].

**Plavljenje poda.** Nakon nalaženja režima rada, trebalo bi načiniti kontrolu plavljenja poda. Ako se radi o režimu pjene *Fair*-ova korelacija (slika 4.9) ili korelacija *Smith*-a, *Dresser*-a i *Ohlswager*-a daju dobre rezultate, [Haughmark, O'Connell, 1957].

**Plavljenje preлива.** Obično se računa iz maksimalne dopuštene brzine tečnosti u prelivu i brzine dobijene iz dimenzija preлива i protoka tečnosti:

$$\% \text{ plavljenja} = \frac{u_{LD}}{u_{LD,max}} \cdot 100 \quad (5.16)$$

Maksimalna dopuštena brzina tečnosti u prelivu može se izračunati iz *Glitsch*-ove korelacije, jednačine (4.30-4.32), ili iz *Koch*-ove ili *Nutter*-ove korelacije (slika 4.12), [Koch, 1982].

## 5.2 Podovi sa ventilima

### 5.2.1 *Glitsch*-ov postupak

Dimenzionisanje podova ovim postupkom zasnovano je na određivanju nekoliko bitnih parametara:

**Faktor plavljenja,  $F_{pl}$ .** Preporuka je da projektne vrijednosti za protoke i brzine u koloni ne budu veće od 82 % protoka ili brzine u tački plavljenja, tj. faktor plavljenja je jednak  $F_{pl} = 0,82$ . Za kolone koje rade pod vakuumom preporuka je da je faktor plavljenja  $F_{pl} = 0,77$ . Te granične veličine osiguravaju da odnošenje na podu neće biti veće od 10 %. Za kolone prečnika manjeg od 915 mm (36'') faktor plavljenja treba uvijek da bude  $F_{pl} = 0,65$  do 0,75, [Beer, 1985].

**Razmak između podova,  $T_s$ .** Za široke kolone razmak između podova je obično 600-900 mm, pa i do 1200 za vrlo široke kolone. Za kolone prečnika manjeg od 1,2 m razmak između podova je obično oko 450 mm iako se može naći i razmak od 150 mm.

**Faktor kapaciteta,  $CF$ .** Kapacitet poda sa ventilima raste sa povećanjem razmaka između podova. Iz praktičnih razloga granični razmak između podova je 1220 mm (48'') i to za paru gustine 32 kg/m<sup>3</sup>. Za sisteme sa parom veće gustine od 88 kg/m<sup>3</sup>, granični faktor kapaciteta dostignut je već kod razmaka podova od 305 mm (12'') i tako ostaje za sve veće razmake između podova. Količina energije koju para troši prolazom kroz pod i aerisanu tečnost na podu, kao i količina odnošenja, raste sa padom gustine pare. Zbog toga u kolonama koje rade pod vakuumom količina odnošenja smanjuje kapacitet u odnosu na kapacitet koji bi se postigao s većom gustinom pare.

Faktor kapaciteta,  $CF_0$ , može se očitati sa slike 5.5, gdje je faktor kapaciteta dat u funkciji gustine pare i razmaka između podova.

Granična kriva faktora kapaciteta može se preći, odnosno krive se mogu ekstrapolirati i preko granične krive, samo kod veoma velikih gustina pare, kao npr. kod apsorbera koji rade pod visokim pritiskom. Granična kriva se ne smije preći, odnosno krive je potrebno ekstrapolirati, ako je gustina tečnosti manja od 560 kg/m<sup>3</sup>.

Faktor kapaciteta sa slike 5.5 može se izračunati i iz korelacije *Economopoulos*-a:

$$CF_0 = 0,0967 + 0,01256 \cdot (0,03937 \cdot T_s - 12)^{0,483} - 1,903 \cdot 10^{-8} \cdot \rho_v \cdot (245 + 26,02 \cdot T_s) \quad (5.17)$$

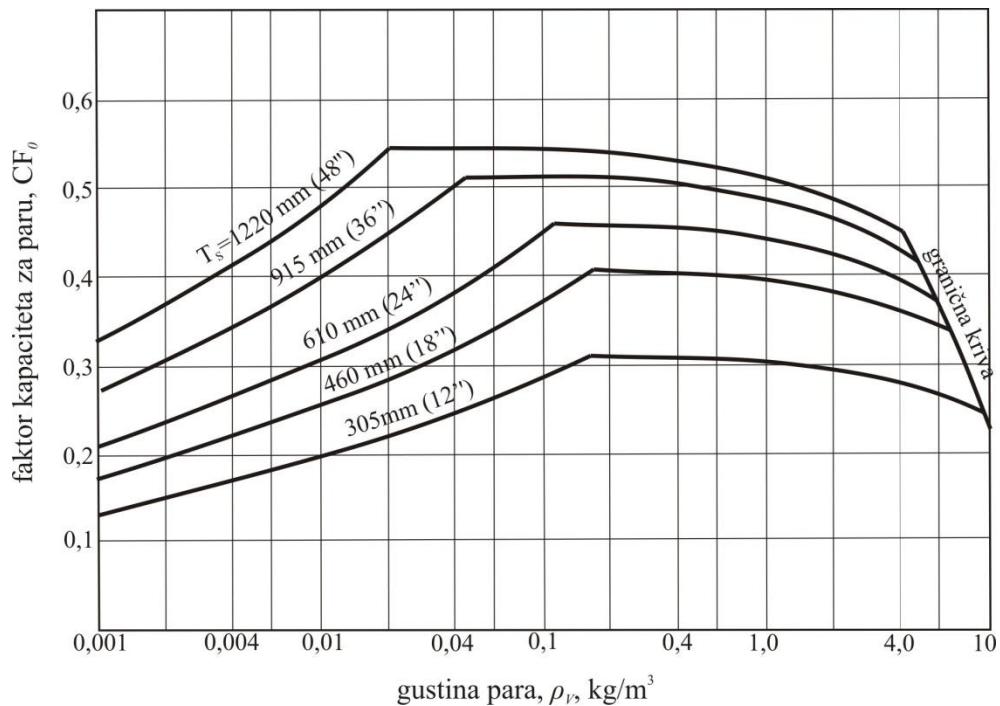
Za gustinu pare manju od 2,75 kg/m<sup>3</sup>:

$$CF_0 = 5,11 \cdot 10^{-4} - 1,134 \cdot 10^{-3} \cdot \rho_v \quad (5.18)$$

Za  $CF_0$  na graničnoj krivoj:

$$CF_0 = 0,1814 - 1,134 \cdot 10^{-3} \cdot \rho_v \quad (5.19)$$

$T_s$  i  $\rho_v$  jednačinama (5.17-5.19) imaju dimenzije mm i kg/m<sup>3</sup>.



Slika 5.5- Faktor kapaciteta  $CF_0$  za podove sa ventilima [Glitch Inc., 2013]

Ako je  $\rho_v = 2,75 \text{ kg/m}^3$  uzima se manja vrijednost izračunata iz jednačina (5.17) i (5.18). Za gustine veće od  $\rho_v = 2,75 \text{ kg/m}^3$  uzima se veća vrijednost izračunata iz jednačina (5.17) i (5.19).

Faktor kapaciteta  $CF_0$  očitano iz grafičke korelacije ili izračunato iz jednačina (5.17) i (5.19) treba pomnožiti sa faktorom sistema SF:

$$CF = CF_0 \cdot SF \quad (5.20)$$

Vrijednost za faktore sistema koje preporučuje *Glitsch* date su u tabeli 5.1.

**Dozvoljena brzina tečnosti u prelivu,  $u_{LD,max}$ .** *Glitsch* bazira proračun površine preлива na dozvoljenoj maksimalnoj brzini aerisane tečnosti koja se izračunava izrazima (4.30-4.32). Za proračun se uzima najmanja brzina iz jednačina (4.30-4.32).

**Opterećenje poda parom,  $V_{LOAD}$ ,** definisano je jednačinom (4.1).

**Tip poda.** Zavisno od prečnika kolone i protoka tečnosti na podu, podovi mogu biti sa jednim ili više prelaza tečnosti preko poda (slika 5.1 i slika 5.7). Obično se izborom većeg broja prelaza tečnosti na podu osigurava željeno opterećenje poda tečnošću, takođe, dobijaju se i manji prečnici kolone. Povećan broj prelaza tečnosti preko poda smanjuje broj ventila na podu i uzrok je povećanja pada pritiska i nivoa tečnosti u prelivu. Takođe dolazi i do smanjenja dužine toka tečnosti, što smanjuje efikasnost poda. U slučaju da želimo pod sa više od dva prelaza tečnosti, *Glitsch* dozvoljava opterećenje poda tečnošću do  $60 \text{ m}^3/\text{h}$  po  $m$  širine toka tečnosti.

## 5.2.2 Algoritam proračuna ventilskih podova

Algoritam proračuna ventilskih podova, je prikazan u sljedećih četrnaest koraka, a primjenu svih relacija koje se pri tome koriste već su prikazane u poglavlju *Modelovanje, proračun i analiza binarnih smjesa*.

1. **Polazni parametri.** Na osnovu podataka o sistemu najprije se odredi faktor  $SF$ , faktor plavljenja,  $F_{pl}$ , pretpostavi se razmak između podova  $T_S$  i iz grafičke korelacije na slici 5.5 ili jednačina (5.17-5.19) i (5.20) izračuna se faktor kapaciteta  $CF_0$  i  $CF$ . Izračuna se i  $V_{LOAD}$  (jednačina (4.1)).
2. **Preliminarni prečnik kolone.** Iz podataka o protoku pare i tečnosti,  $Q_{v,V}$  i  $Q_{v,L}$ , očita se iz nomograma na slici 5.6 prečnik kolone. Uobičajena je praksa da se prvo očita promjer kolone za podove sa jednim prolazom tečnosti, što će biti slučaj i u ovim proračunima.
3. **Minimalna aktivna površina poda,**  $A_{A,min}$ , izračunava se iz jednačine:

$$A_{A,min} = \frac{V_{LOAD} \cdot 1,363 \cdot Q_{v,L} \cdot L_F}{CF \cdot F_{pl}} \quad (5.21)$$

gdje je:

$V_{LOAD}$  - opterećenje parom,  $m^3/s$ ,

$Q_{v,L}$  - protok tečnosti,  $m^3/s$ ,

$L_F$  - dužina toka tečnosti,  $m$ .

$L_F$  je dužina toka tečnosti na podu koja se u ovoj fazi proračuna izračuna iz:

$$L_F = \frac{0,75 \cdot d_T}{N_p} \quad (5.22)$$

$d_T$  je prečnik kolone,  $m$ , a  $N_p$  je broj prelaza tečnosti na podu.

4. **Minimalna površina preliva,**  $A_{D,min}$ . Najprije se iz jednačina (4.30-4.32) izračuna maksimalna dozvoljena brzina tečnosti u prelivu. Za dalji proračun uzima se najmanja izračunata vrijednost. Minimalna površina preliva izračunava se jednačinom:

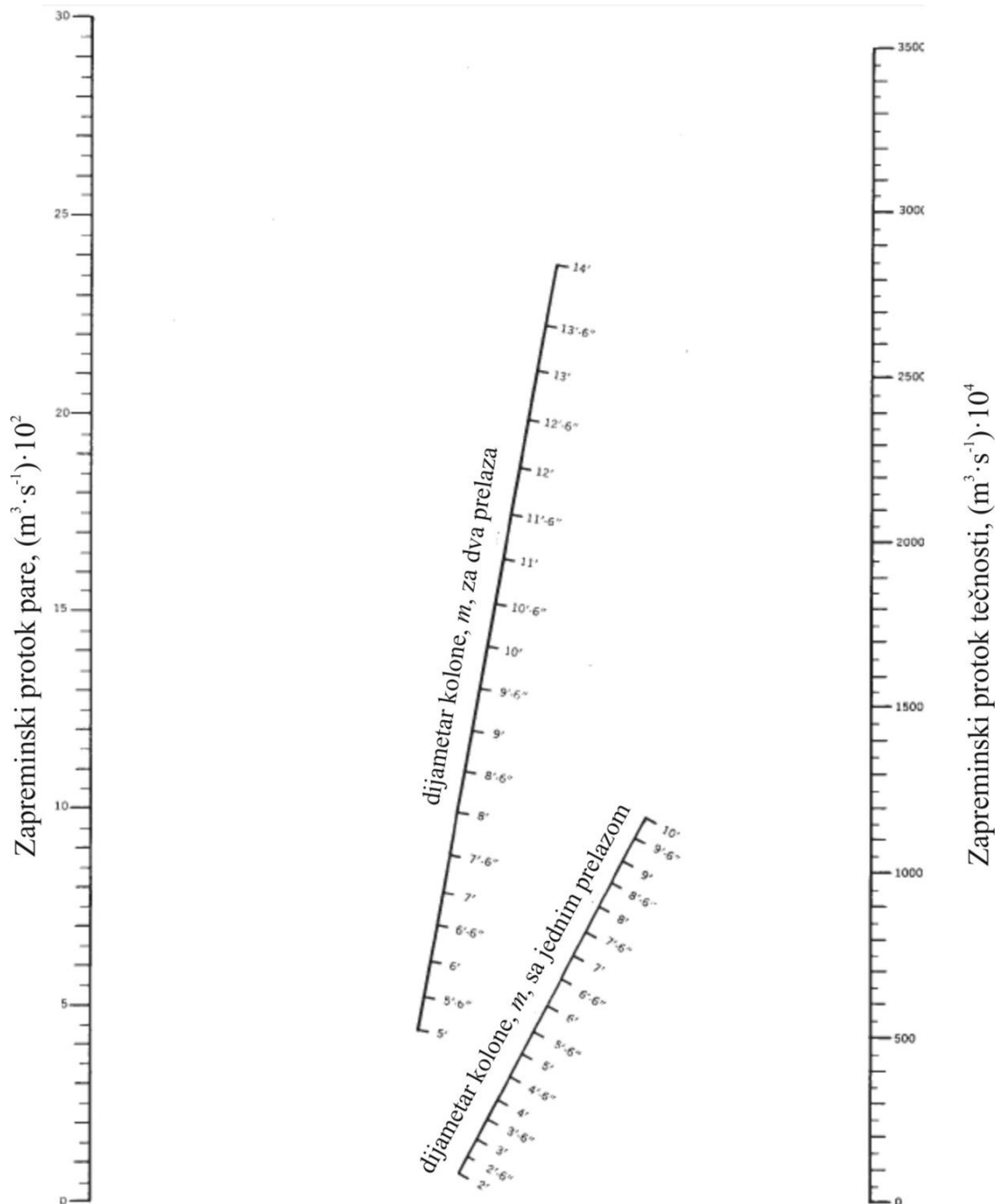
$$A_{D,min} = \frac{Q_{v,L}}{u_{LD} \cdot F_{pl}} \quad (5.23)$$

Ako je izračunata površina preliva manja od 11 % aktivne površine poda izračunate u 3. tački, tada se izračuna površina preliva iz jednačina:

$$A_{D,min1} = 0,11 \cdot A_{A,min} \quad (5.24)$$

$$A_{D,min2} = 2,0 \cdot A_{D,min} \quad (5.25)$$

Za nastavak proračuna uzima se manja vrijednost izračunata iz jednačina (5.24) i (5.25).



Slika 5.6-Nomogram za određivanje prečnika kolone. Nomogram je zasnovan na 80 % plavljenja i  $T_s = 610 \text{ mm}$  (24")

5. **Minimalna površina presjeka kolone**,  $A_{T,min}$ . Ova veličina se izračunava iz jednačine:

$$A_{T,min1} = A_{A,min} + 2,0 \cdot A_{D,min} \quad (5.26)$$

$$A_{T,min2} = \frac{1,28 \cdot V_{LOAD}}{C_F \cdot F_{pl}} \quad (5.27)$$

Uzima se veća vrijednost. Ako je veća vrijednost za površinu presjeka kolone dobijena iz jednačina (5.26) i (5.27), tada se  $A_{T,min}$  i  $A_{D,min}$  proporcionalno povećavaju.

Prečnik kolone je tada:

$$d_T = 1,1284 \cdot (A_{T,min})^{0,5} \quad (5.28)$$

6. **Dimenzije i površine preliva**. Širina segmentnih preliva,  $H_{D1}$ , i dužina pregrade,  $L_w$  može se izračunati iz podataka u tabeli 5.2.

Širina preliva izračunava se jednačinom:

$$H_i = \frac{A_D}{d_T} \cdot f_{w,i} \quad (5.29)$$

gdje je:

$A_D$  - ukupna površina preliva,  $m^2$ ,

$d_T$  - promjer kolone,  $m$ ,

$f_{w,i}$  - faktor širine (tabela 5.3).

Tabela 5.3-Udjeli površine i faktori širine preliva

Broj prelaza	Udio od ukupne površine preliva				Faktor širine		
	$f_{D1}$	$f_{D3}$	$f_{D5}$	$f_{D7}$	$f_{w,5}$	$f_{w,5}$	$f_{w,7}$
2	0,5 svaki	1,0	-	-	1,0	-	-
3	0,34	-	0,66	-	-	0,72	-
4	0,25 svaki	0,5	0,5 svaki	-	0,58	0,57 svaki	.
5	0,2	-	0,4	0,4	-	0,47	0,46

indeksi 1, 3, 5, 7 označavaju prelive: 1-segmentni preliv, 3-centralni preliv, 5-preliv do centralnog, 7-preliv do segmentnog (slika 5.1)

7. **Dužina toka tečnosti**,  $L_F$ . Računa se primjenom jednačine:

$$L_F = \frac{d_T - (2 \cdot H_1 + H_3 + 2 \cdot H_5 + 2 \cdot H_7)}{N_p} \quad (5.30)$$

Nakon što su izračunate širine preliva uz zadovoljenje svih ostalih zahtjeva, površina preliva se izračunava jednačinom:

$$A_{Di} = f_{pi} \cdot d_T \cdot H_{Di} \quad (5.31)$$

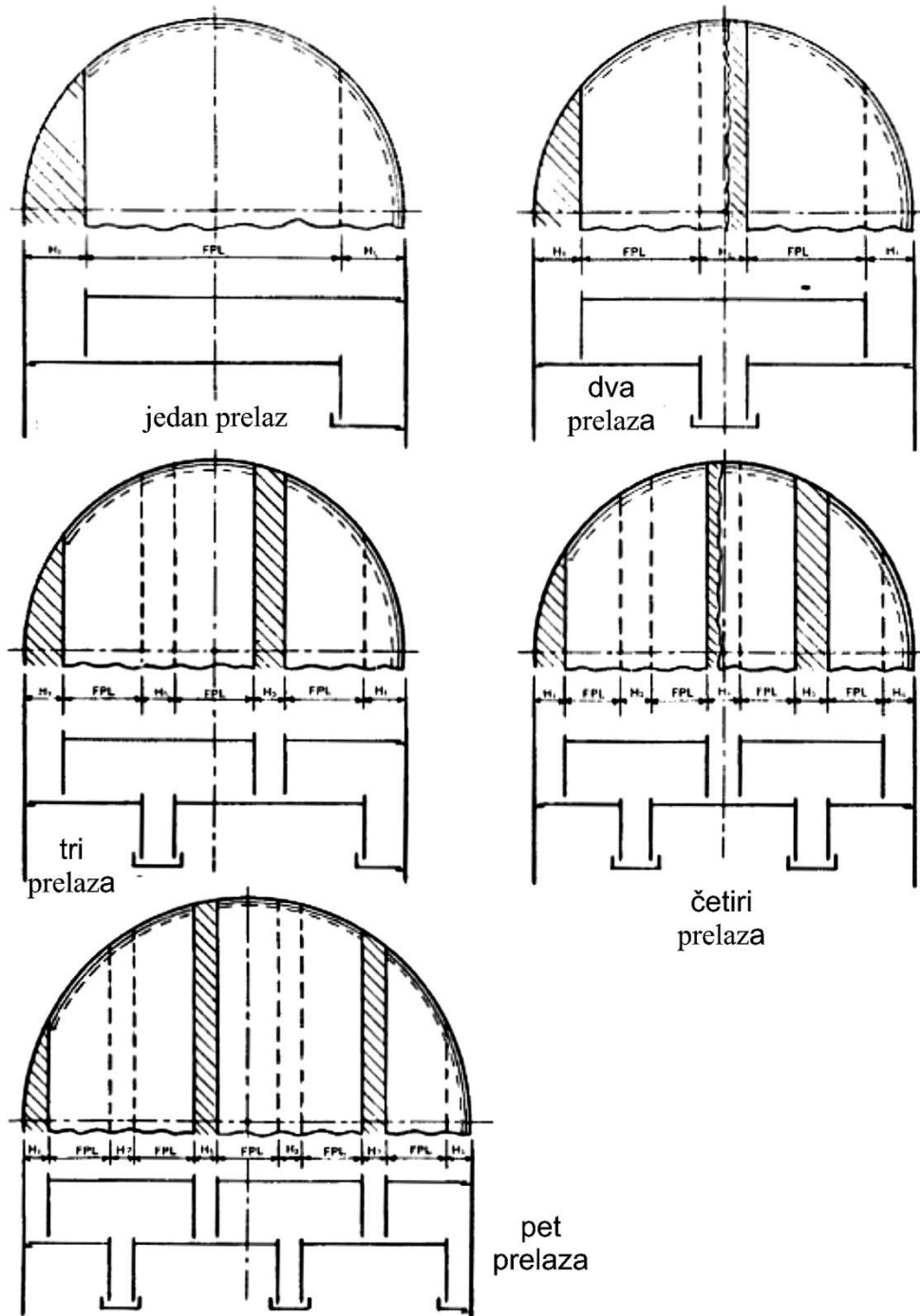


gdje je:

$f_{pi}$  - faktor dužine preliva,

$d_T$  - promjer kolone,  $m$ ,

$H_{Di}$  - širina preliva,  $m$ .



Slika 5.7- Širina preliva i dužina toka tečnosti na podovima sa jednim i više prelaza tečnosti

8. **Aktivna površina poda**,  $A_A$ . Izračunava se iz konačnih površina presjeka kolone:

$$A_A = A_T - (2 \cdot A_{D1} + A_{D3} + 2 \cdot A_{D5} + 2 \cdot A_{D7}) \quad (5.32)$$

9. **Broj ventila na podu**. Za približne proračune za trougaoni raspored ventila sa dužinom baze trougla 76 mm (3'') broj ventila po 1 m<sup>2</sup> aktivne površine je 120-175.

Potreban broj ventila za željeni faktor curenja,  $F_{wp}$ , može se izračunati iz korelacije:

$$N_V = \frac{845 \cdot F_{wp} \cdot Q_{v,V}}{u_{h,min}} \quad (5.33)$$

Brzina  $u_{h,min}$  se računa pomoću izraza:

$$u_{h,min} = C_0 \cdot h_c^{0,615} \cdot \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_V}} \quad (5.34)$$

Veličina  $h_c$  koji figuriše u jednačini (5.34) računamo po relaciji:

$$h_c = h_w + 553,97 \cdot \left( \frac{Q_{v,L}}{L_w} \right)^{2/3} \quad (5.35)$$

gdje je:

$h_w$  - visina pregrade preлива, mm,

$Q_{v,L}$  - protok tečnosti na podu, m<sup>3</sup>/s,

$L_w$  - ukupna dužina pregrade, m.

10. **Pad pritiska**. Pad pritiska na podu je funkcija protoka pare i tečnosti, broja ventila, tipa ventila, debljine ploče ventila i gustine materijala iz koga su načinjene pločice ventila.

Pad pritiska na suvom podu:

- djelimično otvoreni ventili:

$$h_{d1} = 1,35 \cdot t_v \cdot \frac{\rho_{mv}}{\rho_L} + K_1 \cdot u_v^2 \cdot \frac{\rho_V}{\rho_L} \quad (5.36)$$

- za potpuno otvorene ventile:

$$h_{d2} = K_2 \cdot u_v^2 \cdot \frac{\rho_V}{\rho_L} \quad (5.37)$$

gdje je:

$h_{d1}$ ,  $h_{d2}$  - pad pritiska suvog poda, mm stuba tečnosti,

$t_v$  - debljina lima pločice ventila, mm,

$\rho_{mv}$  - gustina materijala pločice ventila,  $kg/m^3$ ,  
 $\rho_L, \rho_V$  - gustina tečnosti i pare,  $kg/m^3$ ,  
 $u_v$  - brzina para kroz ventil,  $m/s$ ,  
 $K_1$  i  $K_2$  - koeficijent za pad pritiska, (tabela 5.4).

Tabela 5.4-Koeficijenti za pad pritiska,  $K_1$  i  $K_2$

Tip ventila	$K_2$ za debljinu lima pločice ventila				
	$K_1$	1,016 mm (0,074'')	2,642 mm (0,104'')	3,104 mm (0,134'')	6,35 mm (0,25'')
V-1	9,2014	287,1	251,5	224,2	158,6
V-4	4,6007	136,7	136,7	136,7	-

Za dalji proračun uzima se veća vrijednost dobijena iz jednačina (5.36) i (5.37).

Pad pritiska kroz aerisanu tečnost računa se jednačinom:

$$h_l = 2904 \cdot \left( \frac{Q_{v,L}}{L_w} \right)^{2/3} + 0,4 \cdot h_w \quad (5.38)$$

gdje je:

$h_l$  - pad pritiska prolazom pare kroz aerisanu tečnost,  $mm$  stuba tečnosti,  
 $Q_{v,L}$  - protok tečnosti preko pregrade preliva,  $m^3/h$ ,  
 $L_w$  - dužina pregrade preliva,  $m$ ,  
 $h_w$  - visina pregrade preliva,  $m$ .

Ukupan pad pritiska na podu:

$$h_t = h_d + h_l \quad (5.39)$$

11. **Visina tečnosti u prelivu.** Preporuka je da visina tečnosti u prelivu ne bude veća od 40 % razmaka između podova kod sistema sa gustinom para  $\geq 50 \text{ kg/m}^3$ , 50 % za sisteme sa gustinom para  $15 \text{ kg/m}^3 \leq \rho_V \leq 50 \text{ kg/m}^3$  i 60 % za sisteme sa gustinom para  $< 15 \text{ kg/m}^3$ .

Visina nivoa tečnosti u prelivu računa se jednačinom:

$$h_{DL} = h_w + 2904 \cdot \left( \frac{Q_{vL}}{L_w} \right)^{2/3} + (h_t + h_{ud}) \cdot \left( \frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V} \right) \quad (5.40)$$

$h_{ud}$  je pad pritiska pri proticanju tečnosti kroz slobodan prostor između zavjese preliva i poda,  $mm$  stuba tečnosti i računa se jednačinom:

$$h_{ud} = 188,7 \cdot u_{ud}^2 \quad (5.41)$$

gdje je:

$h_{ud}$  - pad pritiska pri proticanju tečnosti,  $mm$  stuba tečnosti,  
 $u_{ud}$  - brzina strujanja tečnosti kroz slobodan prostor između zavjese i poda,  $m/s$ ,

$h_w$  - visina pregrade preлива,  $m$ ,  
 $Q_{v,L}$  - protok tečnosti,  $m^3/h$ ,  
 $L_w$  - dužina pregrade preлива,  $m$ ,  
 $h_r$  - pad pritiska na podu,  $mm$  stuba tečnosti,  
 $\rho_L, \rho_v$  - gustina tečnosti i pare,  $kg/m^3$ .

12. **Procenat plavljenja pri konstantnom  $L/V$ .** Tokom proračuna pri podešavanju dimenzija mijenjaju se aktivna površina, dužina puta tečnosti na podu i površine preлива, tako da se mijenja i konačni % plavljenja. Stvarni % plavljenja izračunava se jednačinom:

$$\% \text{ plavljenja} = \left( \frac{V_{LOAD} + 1,363 \cdot Q_{v,L} \cdot L_F}{A_A \cdot CF} \right) \cdot 100 \quad (5.42)$$

U slučaju da je opterećenje poda tečnošću manje od  $1,25 m^3/(h m)$ , % plavljenja se računa jednačinom:

$$\% \text{ plavljenja} = \left( \frac{V_{LOAD}}{0,78 \cdot A_T \cdot CF} \right) \cdot 100 \quad (5.43)$$

Za proračun koji je rađen za kontrolu postojeće kolone, za nove uslove rada potrebno je uraditi kontrolu plavljenja preлива, posebno ako je površina preлива mala. % plavljenja se tada računa jednačinom:

$$\% \text{ plavljenja} = \left[ \frac{V_{LOAD}}{A_A \cdot CF - (1,363 \cdot A_D \cdot u_{LD} \cdot L_F) \cdot F_{DL}} \right]^{0,652} \cdot 100 \quad (5.44)$$

$F_{DL}$  je faktor opterećenja preлива tečnošću i računa se jednačinom:

$$F_{DL} = \left( \frac{A_D \cdot u_{LD}}{Q_{v,L}} \right)^{0,6} \quad (5.45)$$

U slučaju da je površina preлива manja od potrebne,  $F_{DL}$  je manji od 1.

Značenje parametara koji su korišćeni u jednačinama (5.42-5.45) su:

$A_D$  - površina preлива,  $m^2$ ,  
 $u_{LD}$  - brzina tečnosti u prelivu,  $m/s$ ,  
 $Q_{v,L}$  - protok tečnosti na podu,  $m^3/s$ ,  
 $A_A$  - aktivna površina poda,  $m^2$ ,  
 $V_{LOAD}$  - opterećenje poda parom,  $m^3/s$ ,  
 $CF$  - faktor kapaciteta,  
 $L_F$  - dužina toka tečnosti na podu,  $m$ .

## 6. MODELOVANJE, PRORAČUN I ANALIZA BINARNIH SMJESA

### 6.1 Projektni zadatak

Za binarne smjese *benzen-toluen*, *etilbenzen-stiren*, *N-heptan-N-oktan* i *trihloretilen-tetrahloretilen* potrebno je izvršiti proračun u kome je, na osnovu datog teorijskog dijela, potrebno odrediti udjele lako isparljivih komponenata u gasnoj i tečnoj fazi. Grafičkim postupkom (*McCabe-Thiele*-ovom metodom) odrediti teorijski broj podova potreban za razdvajanje ispitivanih sistema, kao i mjesto napojnog poda. Takođe, potrebno je analitičkim postupkom odrediti teorijski broj podova, minimalni broj podova i mjesto napajanja kolone. Za navedene sisteme, potrebno je razviti vlastiti program u MATLAB-u i sastaviti algoritam za rješavanje prethodno opisanih problema. Program treba da da rezultate koji će se odnositi na vrijednosti minimalnog refluksnog odnosa, refluksnog odnosa, teorijskog broja podova i mjesta napajanja kolone. Takođe, program treba da obezbijedi i crtanje *McCabe-Thiele*-ovih dijagrama za sve navedene sisteme.

Drugi dio zadatka se odnosi na dimenzionisanje kolona za razdvajanje navedenih sistema. Potrebno je izvršiti dimenzionisanje kolona sa sitastim i ventilskim podovima, pri čemu je proračun potrebno izvršiti analitički, a zatim analizu i dimenzionisanje izvršiti u ChemCAD-u. Takođe, u ChemCAD paketu, potrebno je najprije odrediti parametre iz prvog dijela projektnog zadatka, a potom koristeći odgovarajući model izvršiti dimenzionisanje kolona za obje vrste podova.

Polazni podaci za prvi dio projektnog zadatka ili projektne varijable su sadržane u tekstu koji slijedi.

#### Sistem *benzen-toluen*

Molski protok napojne smješe je  $100 \text{ kmol}\cdot\text{h}^{-1}$ , čiji je sastav 50 mol. % benzena i 50 mol. % toluena. Destilaciju treba sprovesti na takav način da se u destilatu dobije 95 mol. % benzena, a u ostatku 5 mol. % benzena. Kolona ima kondenzator sa potpunom kondenzacijom. Refluksni odnos je  $R = 1,1 \cdot R_{min}$ . Relativna isparljivost za sistem benzen-toluen je:

$$T_{vrha} = 82 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad \alpha = 2,32$$

$$T_{dna} = 109 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad \alpha = 2,57$$

Napojna smješa ulazi kao zasićena tečnost (na temperaturi ključanja). Fizičko hemijske osobine benzena i toluena su date u tabeli 6.1.

Tabela 6.1-Fizičko-hemijske osobine benzena i toluena

Parametar	Benzen	Toluen
Molekulska formula	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub>
Molarna masa [g·mol <sup>-1</sup> ]	78,11	92,14
Agregatno stanje	bezbojna tečnost	bezbojna tečnost
Miris	sličan benzinu	-
Gustina [g·cm <sup>3</sup> ]	0,8765	0,8669
Tačka ključanja [°C]	80,1	110,6
Viskoznost na 20 °C [mPa·s]	0,652	0,590

### Sistem *etilbenzen-stiren*

Molski protok napojne smješe je 172 kmol·h<sup>-1</sup>, čiji je sastav 62 mol. % etilbenzena i 38 mol. % stirena. Destilaciju treba sprovesti na takav način da se u destilatu dobije 99 mol. % etilbenzena, a u ostatku 1 mol. % etilbenzena. Kolona ima kondenzator sa potpunom kondenzacijom. Refluksni odnos je  $R = 1,35 \cdot R_{min}$ . Relativna isparljivost za sistem etilbenzen-stiren je:

$$T_{vrha} = 112 \text{ °C} \quad \alpha = 1,4496$$

$$T_{dna} = 120,5 \text{ °C} \quad \alpha = 1,3476$$

Napojna smješa ulazi kao zasićena tečnost (na temperaturi ključanja). Fizičko hemijske osobine etilbenzena i stirena su date u tabeli 6.2.

Tabela 6.2-Fizičko-hemijske osobine etilbenzena i stirena

Parametar	Etilbenzen	Stiren
Molekulska formula	C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	C <sub>8</sub> H <sub>8</sub>
Molarna masa [g·mol <sup>-1</sup> ]	106,17	104,15
Agregatno stanje	bezbojna tečnost	uljasta tečnost
Miris	aromatičan	aromatičan
Gustina [g·cm <sup>3</sup> ]	0,8665	0,9090
Tačka ključanja [°C]	136,1	145
Viskoznost na 20 °C [mPa·s]	0,669	0,762

### Sistem *N-heptan-N-oktan*:

Molski protok napojne smješe je  $100 \text{ kmol}\cdot\text{h}^{-1}$ , čiji je sastav 70 mol. % N-heptana i 30 mol. % N-oktana. Destilaciju treba sprovesti na takav način da se u destilatu dobije 98 mol. % N-heptana, a u ostatku 2 mol. % N-heptana. Kolona ima kondenzator sa potpunom kondenzacijom. Refluksni odnos je  $R = 1,36 \cdot R_{min}$ . Relativna isparljivost za sistem N-heptan-N-oktan je:

$$T_{vrha} = 98,85 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad \alpha = 2,0$$

$$T_{dna} = 124,87 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad \alpha = 2,0$$

Napojna smješa ulazi kao zasićena tečnost (na temperaturi ključanja). Fizičko hemijske osobine N-heptana i N-oktana su date u tabeli 6.3.

Tabela 6.3-Fizičko-hemijske osobine N-heptana i N-oktana

Parametar	N-heptan	N-oktan
Molekulska formula	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>
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 [ $^{\circ}\text{C}$ ]	99,0	126
Viskoznost na 20 $^{\circ}\text{C}$ [ $\text{mPa}\cdot\text{s}$ ]	0,669	0,542

### Sistem *trihloretilen-tetrahloretilen*

Molski protok napojne smješe je  $299,73 \text{ kmol}\cdot\text{h}^{-1}$ , čiji je sastav 40 mol. % trihloretilena i 60 mol. % tetrahloretilena. Destilaciju treba sprovesti na takav način da se u destilatu dobije 99 mol. % trihloretilena, a u ostatku 1 mol. % trihloretilena. Kolona ima kondenzator sa potpunom kondenzacijom. Refluksni odnos je  $R = 1,4 \cdot R_{min}$ . Relativna isparljivost za sistem trihloretilen-tetrahloretilen je:

$$T_{vrha} = 87 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad \alpha = 3,32$$

$$T_{dna} = 120,5 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad \alpha = 2,36$$

Fizičko hemijske osobine trihloretilena i tetrahloretilena su date u tabeli 6.4.

Tabela 6.4-Fizičko-hemijske osobine trihloretilena i tetrahloretilena

Parametar	Trihloretilen	Tetrahloretilen
Molekulska formula	C <sub>2</sub> HCl <sub>3</sub>	C <sub>2</sub> Cl <sub>4</sub>
Molarna masa [g·mol <sup>-1</sup> ]	131,9	165,83
Agregatno stanje	bezbojna tečnost	bezbojna tečnost
Miris	aromatičan	-
Gustina [g·cm <sup>3</sup> ]	1,46	1,622
Tačka ključanja [°C]	87,2	121,1
Viskoznost na 20 °C [mPa·s]	-	0,890

Za dimenzionisanje kolona polazni parametri će biti dati u poglavlju *Dimenzionisanje kolona*. Napojna smješa za sve sisteme ulazi kao zasićena tečnost (na temperaturi ključanja).



## 6.2 Određivanje udjela lako isparljive komponente u gasnoj i tečnoj fazi

Na osnovu zadanih parametara, prvo će se odrediti udio lako isparljivih komponenti u gasnoj i tečnoj fazi i nacrtati ravnotežni dijagrami.

Sistem *benzen-toluen*

Srednja relativna isparljivost se možemo izračunati na sljedeći način:

$$\alpha = \sqrt{\alpha_{vrh} \cdot \alpha_{dno}} = \sqrt{2,32 \cdot 2,57} = 2,4418$$

Koristeći izraz (1.6) može se izračunati vrijednosti  $y$  za date vrijednosti  $x$  u intervalu od 0 do 1, sa korakom 0,1. Ista procedura je korišćena i za ostala tri sistema.

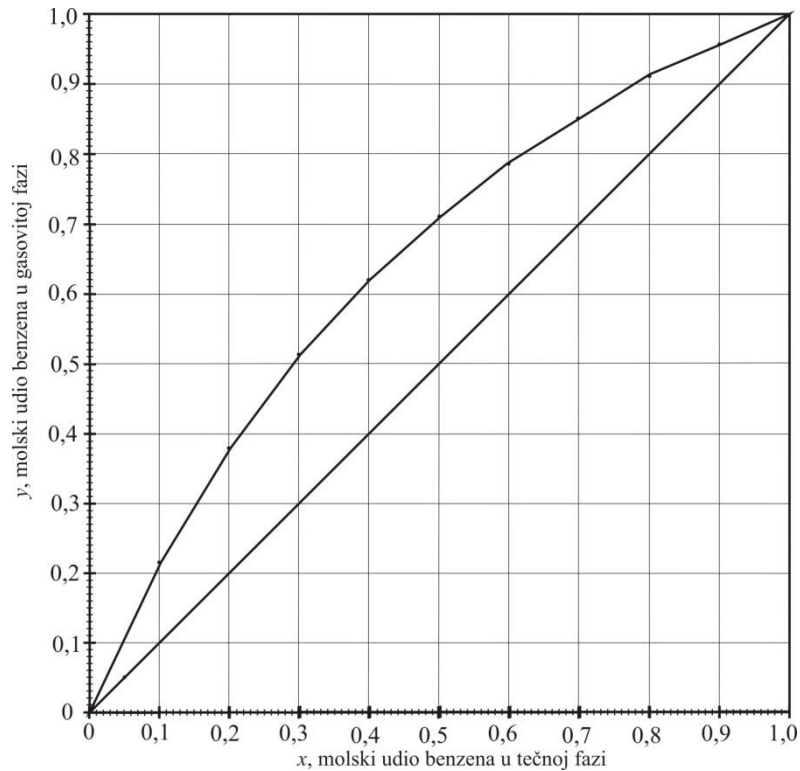
$$\begin{aligned} \text{Za } x_1 = 0 \quad y_1 &= \frac{2,4418 \cdot 0}{1 + (2,4418 - 1) \cdot 0} = 0,0 \\ \text{Za } x_2 = 0,1 \quad y_2 &= \frac{2,4418 \cdot 0,1}{1 + (2,4418 - 1) \cdot 0,1} = 0,2134 \\ &\dots \\ \text{Za } x_{10} = 0,9 \quad y_{10} &= \frac{2,4418 \cdot 0,9}{1 + (2,4418 - 1) \cdot 0,9} = 0,9565 \\ \text{Za } x_{11} = 1 \quad y_{11} &= \frac{2,4418 \cdot 1}{1 + (2,4418 - 1) \cdot 1} = 1 \end{aligned}$$

Izračunate vrijednosti  $y$ , prikazane su u tabeli 6.5.

Tabela 6.5- Molski udjeli benzena u parnoj i tečnoj fazi

$x$	0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1
$y$	0	0,2134	0,3789	0,5112	0,6193	0,7093	0,7854	0,8506	0,9071	0,9565	1

Na osnovu podataka datih u tabeli moguće je nacrtati  $x$ - $y$  dijagram koji je prikazan na slici 6.1.



Slika 6.1- Ravnotežna kriva za sistem benzen-toluen

Sistem *etilbenzen-stiren*:

Relativa isparljivost za ovaj sistem je

$$\alpha = \sqrt{\alpha_{vrh} \cdot \alpha_{dno}} = \sqrt{1,4496 \cdot 1,3476} = 1,3977$$

$$\text{Za } x_1 = 0 \quad y_1 = \frac{1,3977 \cdot 0}{1 + (1,3977 - 1) \cdot 0} = 0,0$$

$$\text{Za } x_2 = 0,1 \quad y_2 = \frac{1,3977 \cdot 0,1}{1 + (1,3977 - 1) \cdot 0,1} = 0,1344$$

...

$$\text{Za } x_{10} = 0,9 \quad y_{10} = \frac{1,3977 \cdot 0,9}{1 + (1,3977 - 1) \cdot 0,9} = 0,9264$$

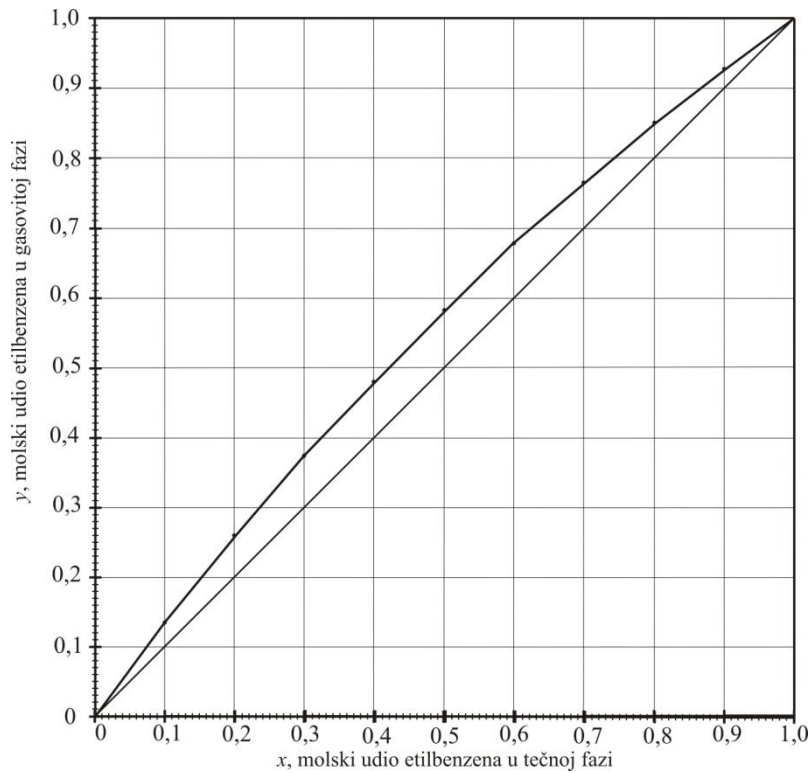
$$\text{Za } x_{11} = 1 \quad y_{11} = \frac{1,3977 \cdot 1}{1 + (1,3977 - 1) \cdot 1} = 1$$

Izračunate vrijednosti  $y$ , prikazane su u tabeli 6.6.

Tabela 6.6- Molski udjeli etilbenzena u parnoj i tečnoj fazi

$x$	0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1
$y$	0	0,1344	0,2589	0,3746	0,4823	0,5829	0,6771	0,7653	0,8483	0,9264	1

Na osnovu podataka datih u tabeli moguće je nacrtati  $x$ - $y$  dijagram koji je prikazan na slici 6.2.



Slika 6.2- Ravnotežna kriva za sistem etilbenzen-stiren

Sistem *N*-heptan-*N*-oktan:

Relativa isparljivost za ovaj sistem je:

$$\alpha = \sqrt{\alpha_{vrh} \cdot \alpha_{dno}} = \sqrt{2 \cdot 2} = 2$$

$$\text{Za } x_1 = 0 \quad y_1 = \frac{2 \cdot 0}{1 + (2-1) \cdot 0} = 0,0$$

$$\text{Za } x_2 = 0,1 \quad y_2 = \frac{2 \cdot 0,1}{1 + (2-1) \cdot 0,1} = 0,1818$$

...

$$\text{Za } x_{10} = 0,9 \quad y_{10} = \frac{2 \cdot 0,9}{1 + (2-1) \cdot 0,9} = 0,9474$$

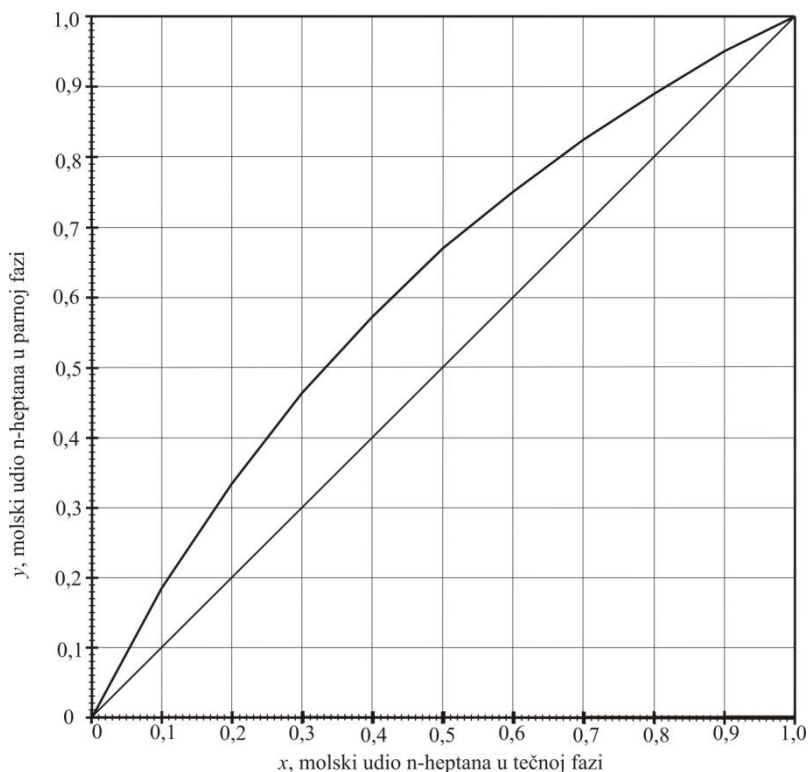
$$\text{Za } x_{11} = 1 \quad y_{11} = \frac{2 \cdot 1}{1 + (2-1) \cdot 1} = 1$$

Izračunate vrijednosti  $y$ , prikazane su u tabeli 6.7.

Tabela 6.7- Molški udjeli *n*-heptana u parnoj i tečnoj fazi

$x$	0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1
$y$	0	0,1818	0,3333	0,4615	0,5714	0,6667	0,7500	0,8235	0,8889	0,9474	1

Na osnovu podataka datih u tabeli moguće je nacrtati  $x$ - $y$  dijagram koji je prikazan na slici 6.3.



Slika 6.3- Ravnotežna kriva za sistem *N*-heptan-*N*-oktan

### Sistem *trihloretilen-tetrahlloretilen*

Relativna isparljivost za ovaj sistem je:

$$\alpha = \sqrt{\alpha_{vrh} \cdot \alpha_{dno}} = \sqrt{3,32 \cdot 2,36} = 2,7991$$

$$\text{Za } x_1 = 0 \quad y_1 = \frac{2,7991 \cdot 0}{1 + (2,7991 - 1) \cdot 0} = 0,0$$

$$\text{Za } x_2 = 0,1 \quad y_2 = \frac{2,7991 \cdot 0,1}{1 + (2,7991 - 1) \cdot 0,1} = 0,2372$$

...

$$\text{Za } x_{10} = 0,9 \quad y_{10} = \frac{2,7991 \cdot 0,9}{1 + (2,7991 - 1) \cdot 0,9} = 0,9618$$

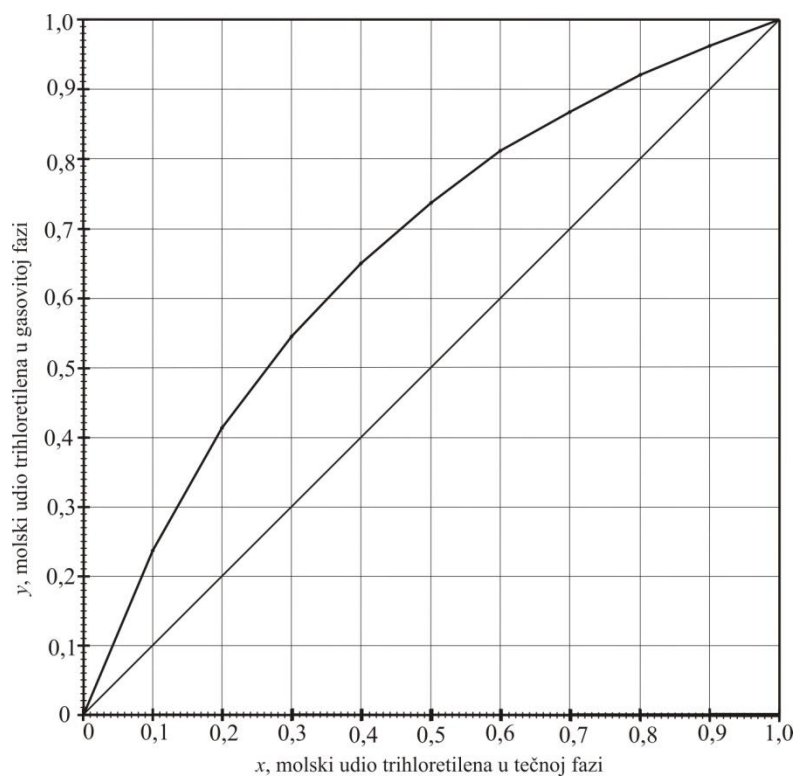
$$\text{Za } x_{11} = 1 \quad y_{11} = \frac{2,7991 \cdot 1}{1 + (2,7991 - 1) \cdot 1} = 1$$

Izračunate vrijednosti  $y$ , prikazane su u tabeli 6.8.

Tabela 6.8- Molški udjeli trihloretilena u parnoj i tečnoj fazi

$x$	0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1
$y$	0	0,2372	0,4117	0,5454	0,6511	0,7368	0,8076	0,8672	0,9180	0,9618	1

Na osnovu podataka datih u tabeli moguće je nacrtati  $x$ - $y$  dijagram koji je prikazan na slici 6.4.



Slika 6.4- Ravnotežna kriva za sistem trihloretilen-tetrahloretilen

## 6.3 Grafički postupak proračuna destilacije

### *McCabe-Thiele-ova metoda*

Pošto su na prethodnim dijagramima nacrtane ravnotežne krive za sva četiri sistema, može se krenuti dalje u rješavanju datog projektnog zadatka. U ovom dijelu prikazano je, na koji način se mogu odrediti traženi parametri u projektnom zadatku, primjenom grafičke *McCabe-Thiele*-ove metode.

#### Sistem *benzen-toluen*

Na osnovu poznatih podataka i već nacrtanog ravnotežnog dijagrama, može se pristupiti crtanju operativnih linija. Na dijagramu će se prvo ucrtati vertikalne linije koje označavaju sastave napojnog toka, destilata i ostatka. Te linije su prikazane na slici 6.5.

Operativna linija rektifikacije, opisana je jednačinama (2.11) i (2.17). Iz jednačina se vidi da je nagib  $\frac{L_n}{V_{n+1}}$ , odnosno  $\frac{R_D}{R_D + 1}$ . Nagib je jednak tangensu ugla koji operativna linija zaklapa sa x-osom:

$$\frac{L_n}{V_{n+1}} = \operatorname{tg} \alpha = \frac{\Delta y}{\Delta x} = \frac{y_2 - y_1}{x_2 - x_1}$$

Tačke  $x_1, x_2, y_1$  i  $y_2$  se određuju iz dijagrama, koji je prikazan na slici 6.5 oznakama 1 i 2. Vrijednosti očitane sa dijagrama su:

$$x_1 = 0,95 \quad x_2 = 0,5$$

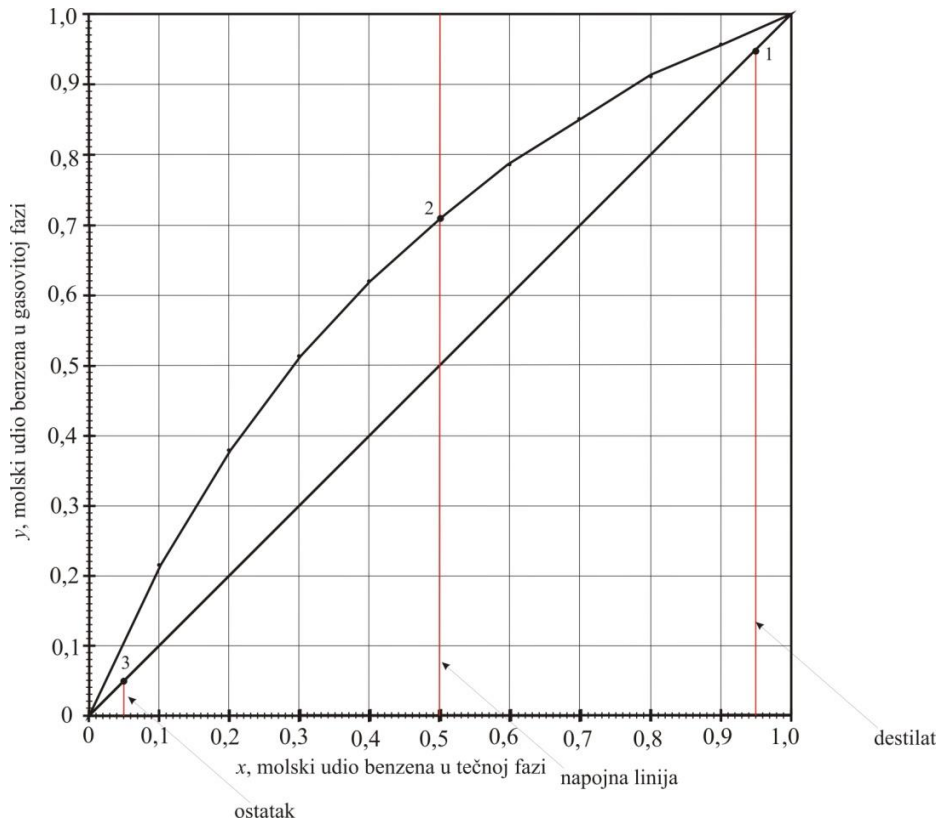
$$y_1 = 0,95 \quad y_2 = 0,709$$

Pošto su nam poznate sve vrijednosti, možemo izračunati vrijednost nagiba:

$$\frac{L_n}{V_{n+1}} = \operatorname{tg} \alpha = \frac{\Delta y}{\Delta x} = \frac{0,709 - 0,95}{0,5 - 0,95} = 0,5356 = \left(\frac{L}{V}\right)_{\min}$$

Iz početnih uslova znamo da je  $\frac{L}{V} = 1,1 \cdot \left(\frac{L}{V}\right)_{\min}$ , tako da će  $\frac{L}{V}$  biti:

$$\frac{L}{V} = 1,1 \cdot 0,5356 = 0,5892$$



Slika 6.5-Linija napajanja, destilata i ostatka na ravnotežnom dijagramu sistema benzen-toluen

Sada našu jednačinu (2.11) možemo napisati na sljedeći način:

$$y_{n+1} = 0,5892 \cdot x_n + \frac{D \cdot x_D}{V}$$

Kako nam je  $x_D = 0,95$ , možemo pisati:

$$y_{n+1} = 0,5892 \cdot x_n + 0,95 \cdot \frac{D}{V}$$

Iz prethodne jednačine, još treba da odredimo  $\frac{D}{V}$ . Iz bilansa koji slijedi, lako ćemo doći do vrijednosti ovog člana.

$$V = L + D \quad / : V$$

$$1 = \frac{L}{V} + \frac{D}{V}$$

$$\frac{D}{V} = 1 - \frac{L}{V}$$

Pošto nam je  $\frac{L}{V}$  poznato,  $\frac{D}{V}$  će biti:

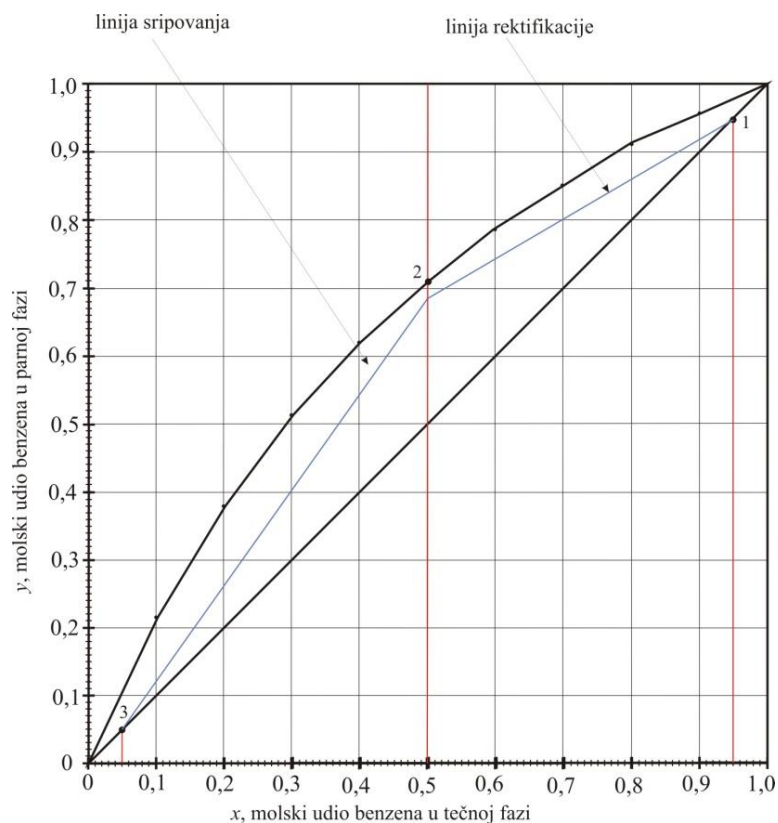
$$\frac{D}{V} = 1 - \frac{L}{V} = 1 - 0,5892 = 0,4108$$

Konačno, operativna linija rektifikacije ima oblik:

$$y_{n+1} = 0,5892 \cdot x_n + 0,95 \cdot 0,4108$$

$$y_{n+1} = 0,5892 \cdot x_n + 0,3903$$

Koordinate za crtanje linije rektifikacije su: tačka 1 (0,95, 0,95), tačka 2 (0,5, 0,6849).

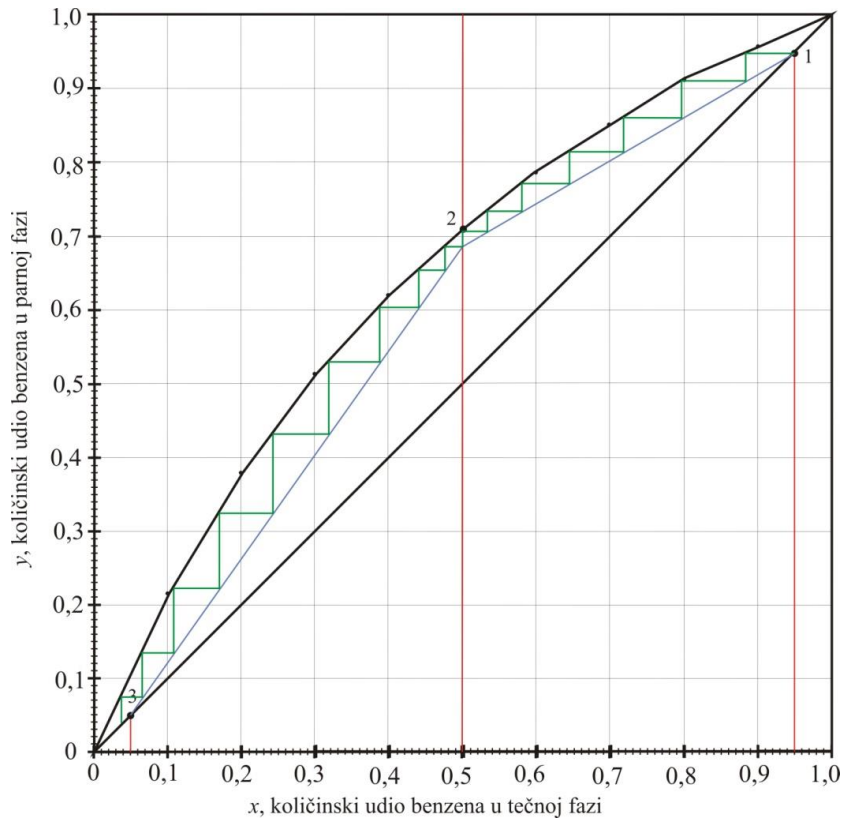


Slika 6.6-Linija rektifikacije i linija stripovanja za sistem benzen-toluen

Linija stripovanja se crta tako što se iz tačke 3 povuče linija do presjeka napojne linije i linije rektifikacije.

Nakon konstruisanja operativnih linija, primjenom *McCabe-Thiele*-ove metode, korako po korak, mogu se ucrtati podovi, u zoni između ravnotežne linije i operativnih linija, na način koji je prikazan na slici 6.7.





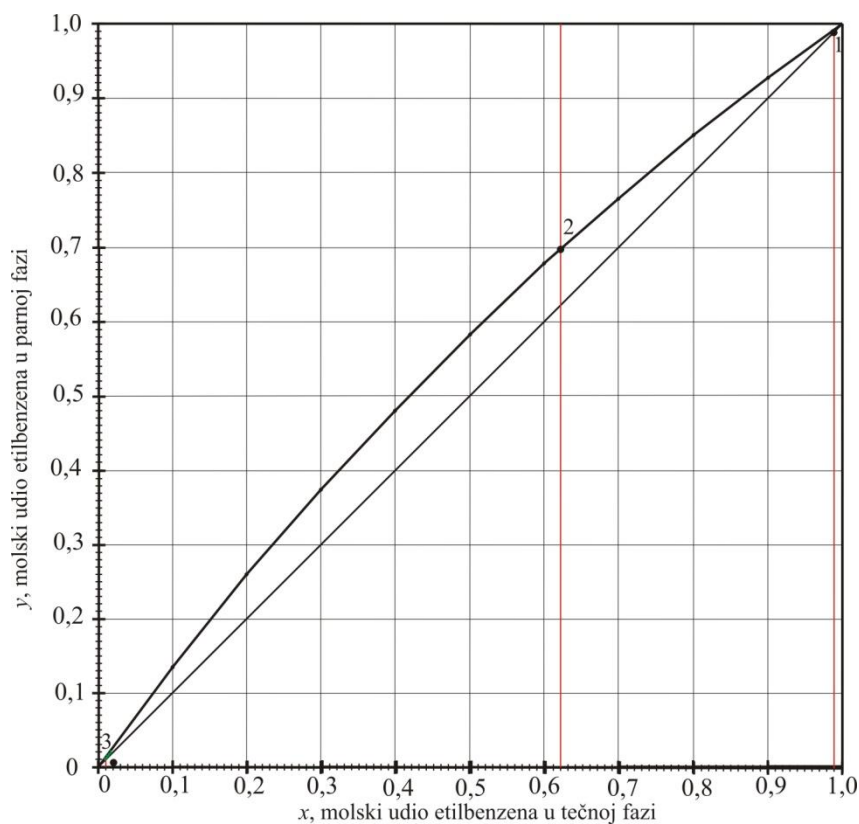
Slika 6.7-McCabe-Thieleov postupak, korak po korak, za sistem benzen-toluen

Sa dijagrama vidimo da je potreban broj podova za razdvajanje smješe benzen-toluen, ovakvog sastava  $16 + 1$  za totalni kondenzator, što ukupno iznosi 17 podova.

Grafički postupak određivanja broja podova za ovaj sistem ali i za sisteme koji slijede je isti, tako da će u nastavku određena pojašnjenja biti preskočena iz razloga što su već objašnjena kod sistema benzen-toluen. Bitno je napomenuti da prikazani postupak proračuna za sistem benzen-toluen se neće moći u potpunosti upotrebiti za ostale sisteme, tako da će iz tog razloga kao pomoć u konstruisanju McCabe-Thiele-ovih dijagrama poslužiti korelacije Underwood-a i Van Winkle-Todd-a.

## Sistem *etilbenzen-stiren*

Kao i u prethodnom slučaju, prvo ćemo prikazati linije napajanja, destilata i ostatka.



Slika 6.8-Linija napajanja, destilata i ostatka na ravnotežnom dijagramu sistema *etilbenzen-stiren*

Tačke  $x_1, x_2, y_1$  i  $y_2$  određujemo sa dijagrama, koji je prikazan na slici 6.8 oznakama 1 i 2. Vrijednosti očitane sa dijagrama su:

$$x_1 = 0,99 \quad x_2 = 0,62$$

$$y_1 = 0,99 \quad y_2 = 0,7$$

Pošto su nam poznate sve vrijednosti, možemo izračunati vrijednost nagiba:

$$\frac{L_n}{V_{n+1}} = \operatorname{tg} \alpha = \frac{\Delta y}{\Delta x} = \frac{0,7 - 0,99}{0,62 - 0,99} = 0,7838 = \left( \frac{L}{V} \right)_{\min}$$

$$\frac{L}{V} = 1,35 \cdot \left( \frac{L}{V} \right)_{\min} = 1,35 \cdot 0,7838 = 1,0581$$

Operativna linija rektifikacije u ovom slučaju ima oblik:

$$y_{n+1} = 1,0581 \cdot x_n + 0,99 \cdot \frac{D}{V}$$

$$\frac{D}{V} = 1 - \frac{L}{V} = 1 - 1,0581 = -0,0581$$

Konačan oblik operativne linije rektifikacije je:

$$y_{n+1} = 1,0581 \cdot x_n - 0,0575$$

Koordinate za crtanje linije rektifikacije su: tačka 1 (0,99, 0,99), tačka 2 (0,62, 0,5985).

Kako dobijene vrijednosti tačaka ne daju odgovarajuće rezultate u crtanju dijagrama, koristeći *Underwood*-ovu i *Van Winkle-Todd*-ovu korelaciju, odredićemo koordinate za crtanje operativne linije rektifikacije.

Najprije ćemo izračunati minimalni refluks, koristeći *Underwood*ovu relaciju:

$$R_{min} = \frac{1}{\alpha_L - 1} \cdot \left[ \frac{x_{LD}}{x_{LF}} - \frac{\alpha_L \cdot x_{HD}}{x_{HF}} \right]$$

gdje je:

$\alpha_L$  - relativna isparljivost komponente,

$x_{LD}$  - molski udio lakše isparljive komponente u destilatu,

$x_{LF}$  - molski udio lakše isparljive komponente na ulazu,

$x_{HD}$  - molski udio teže isparljive komponente u destilatu,

$x_{HF}$  - molski udio teže isparljive komponente na ulazu.

Sve potrebne vrijednosti su zadane uz napomenu da je relativna isparljivost data za ovaj sistem u dijelu gdje su predstavljene ravnotežne krive ovih sistema.

$$R_{min} = \frac{1}{1,3977 - 1} \cdot \left[ \frac{0,99}{0,62} - \frac{1,3977 \cdot 0,01}{0,38} \right] = 3,9225$$

Za procjenu optimalnog radnog refluksa može se primijeniti i grafička korelacija *Van Winke-Todd*-a:

$$\frac{R_{opt}}{R_{min}} = \frac{1,6 - Y}{6,5} \cdot (X - 7,5) + 1,6$$

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

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

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

$$Y = \frac{\alpha_L}{1,0614 \cdot \alpha_L - 0,4175} = \frac{1,3977}{1,0614 \cdot 1,3977 - 0,4175} = 1,3111$$

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

$$= \log \left[ \left( \frac{0,99}{0,01} \right)_D \left( \frac{0,99}{0,01} \right)_B \left( \frac{0,62}{0,38} \right)_F^{0,55\alpha_L} \right] = 4,1547$$

$$\frac{R_{opt}}{R_{min}} = \frac{1,6 - 1,3111}{6,5} \cdot (4,1547 - 7,5) + 1,6 = 1,4513$$

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

$$\frac{R_{opt}}{R_{min}} = 1,4513$$

$$R_{opt} = 1,4513 \cdot 3,9225 = 5,6927$$

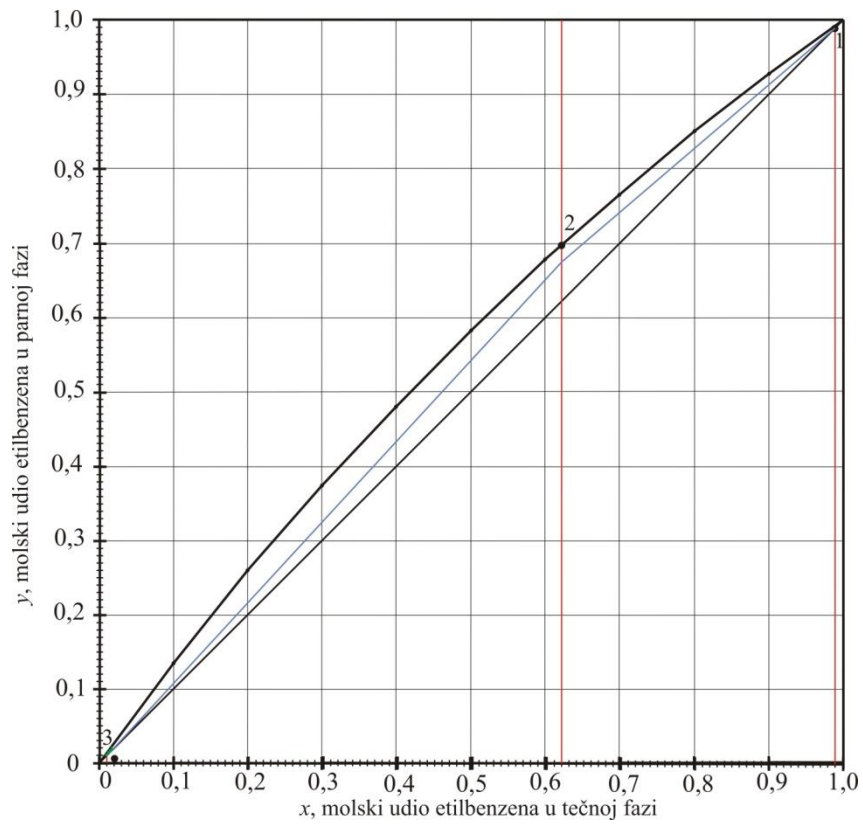
Radni pravac sekcije rektifikacije je:

$$\frac{L}{V} = \frac{R_{opt}}{R_{opt} + 1} = \frac{5,6927}{5,6927 + 1} = 0,8506$$

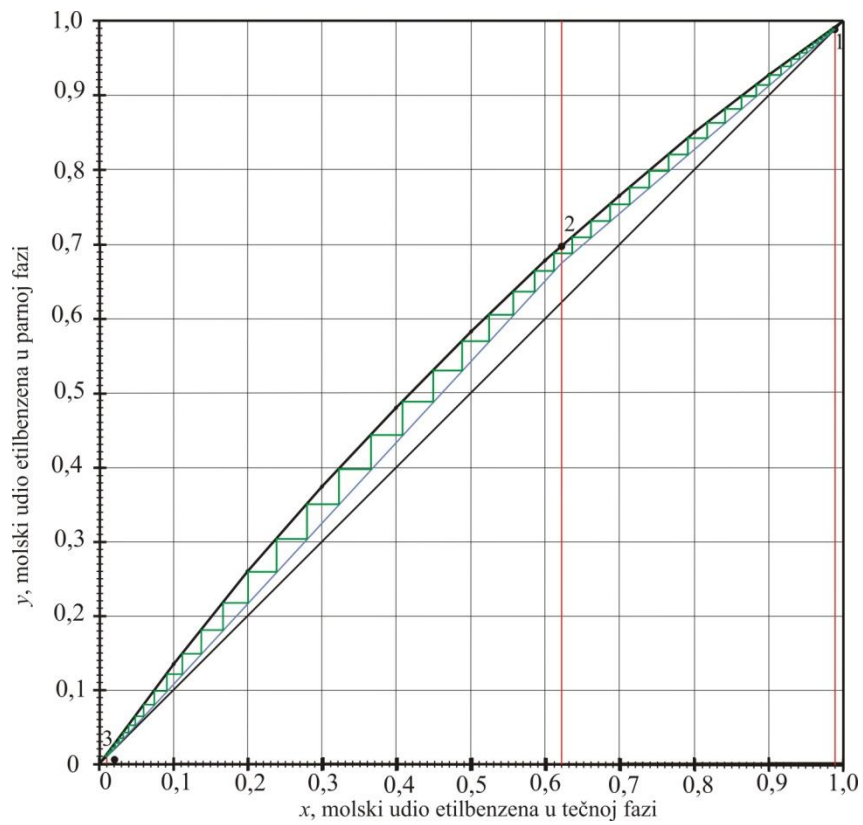
$$0,8506 = \frac{0,99 - y}{0,99 - 0,62}$$

$$y = 0,6753$$

Koordinate za crtanje linije rektifikacije sada su: tačka 1 (0,99, 0,99), tačka 2 (0,62, 0,6753). Na slici 6.9 je prikazan ravnotežni dijagram sistema etilbenzen-stiren sa ucrtanim operativnim linijama rektifikacije i stripovanja.



Slika 6.9-Linija rektifikacije i linija stripovanja na ravnotežnom dijagramu sistema etilbenzen-stiren

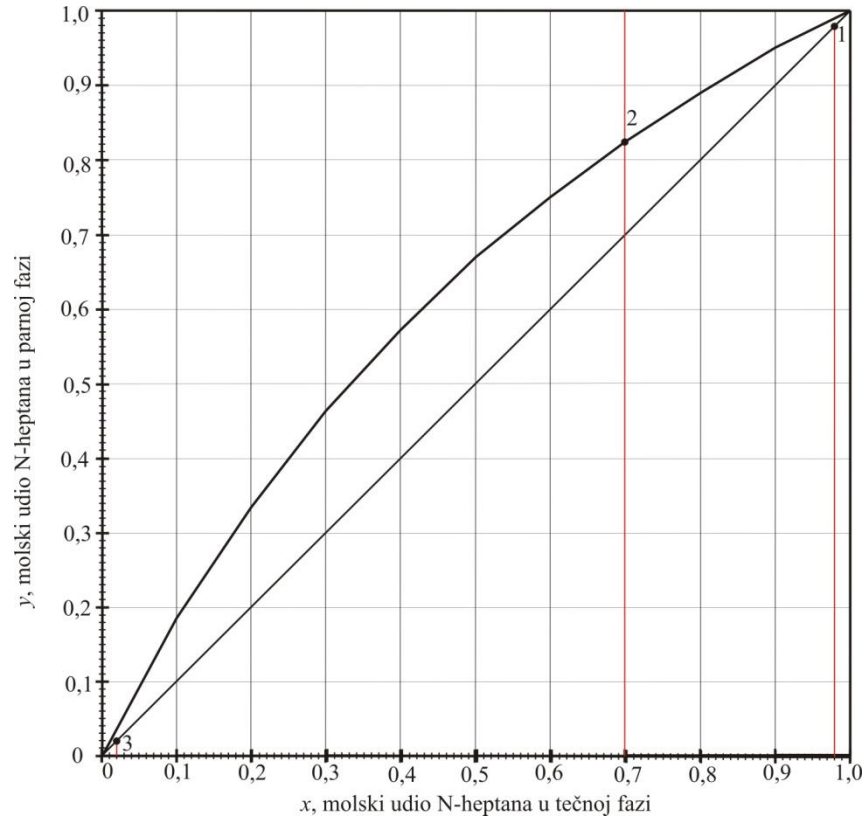


Slika 6.10-McCabe-Thielov metod, korak po korak, za sistem etilbenzen-stiren

Sa dijagrama 6.10 vidimo da je potreban broj podova za razdvajanje smjese etilbenzen-stiren, ovakvog sastava 50 + 1 za totalni kondenzator, što ukupno iznosi 51 pod.

### Sistem *N*-heptan-*N*-oktan

Na slici 6.11, prikazane su linije napajanja, destilata i ostatka za sistem *N*-heptan-*N*-oktan.



Slika 6.11-Linija napajanja, destilata i ostatka na ravnotežnom dijagramu sistema *N*-heptan-*N*-oktan

Tačke  $x_1, x_2, y_1$  i  $y_2$  određujemo sa dijagrama, koji je prikazan na slici 6.11 oznakama 1 i 2. Vrijednosti očitane sa dijagrama su:

$$x_1 = 0,98 \quad x_2 = 0,7$$

$$y_1 = 0,98 \quad y_2 = 0,822$$

Pošto su nam poznate sve vrijednosti, možemo izračunati vrijednost nagiba:

$$\frac{L_n}{V_{n+1}} = \operatorname{tg} \alpha = \frac{\Delta y}{\Delta x} = \frac{0,822 - 0,98}{0,7 - 0,98} = 0,5643 = \left( \frac{L}{V} \right)_{\min}$$

$$\frac{L}{V} = 1,36 \cdot 0,5643 = 0,7675$$

Operativna linija rektifikacije ima sljedeći oblik

$$y_{n+1} = 0,7675 \cdot x_n + 0,98 \cdot \frac{D}{V}$$

$$\frac{D}{V} = 1 - \frac{L}{V} = 1 - 0,7675 = 0,2325$$

Konačno, operativna linija rektifikacije ima oblik:

$$y_{n+1} = 0,7675 \cdot x_n + 0,2279$$

Koordinate za crtanje linije rektifikacije su: tačka 1 (0,95, 0,95), tačka 2 (0,5, 0,7652).

S obzirom da prethodna analiza ne daje zadovoljavajuće rezultate, kao i u prethodnom slučaju, prelazimo na drugi način konstruisanja *McCabe-Thiele*-ovog dijagrama.

Sve potrebne vrijednosti su zadane uz napomenu da je relativna isparljivost data za ovaj sistem u dijelu gdje su predstavljene ravnotežne krive ovih sistema.

$$R_{min} = \frac{1}{2-1} \cdot \left[ \frac{0,98}{0,7} - \frac{2 \cdot 0,02}{0,3} \right] = 1,2667$$

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

$$Y = \frac{\alpha_L}{1,0614 \cdot \alpha_L - 0,4175} = \frac{2}{1,0614 \cdot 2 - 0,4175} = 1,1728$$

$$\begin{aligned} X &= \log \left[ \left( \frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_D \left( \frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_B \left( \frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_F^{0,55 \cdot \alpha_L} \right] = \\ &= \log \left[ \left( \frac{0,98}{0,02} \right)_D \left( \frac{0,98}{0,02} \right)_B \left( \frac{0,7}{0,3} \right)_F^{0,55 \cdot 2} \right] = 3,7852 \end{aligned}$$

$$\frac{R_{opt}}{R_{min}} = \frac{1,6 - 1,1728}{6,5} \cdot (3,7852 - 7,5) + 1,6 = 1,3559$$

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

$$\frac{R_{opt}}{R_{min}} = 1,3559$$

$$R_{opt} = 1,3559 \cdot 1,2667 = 1,7175$$

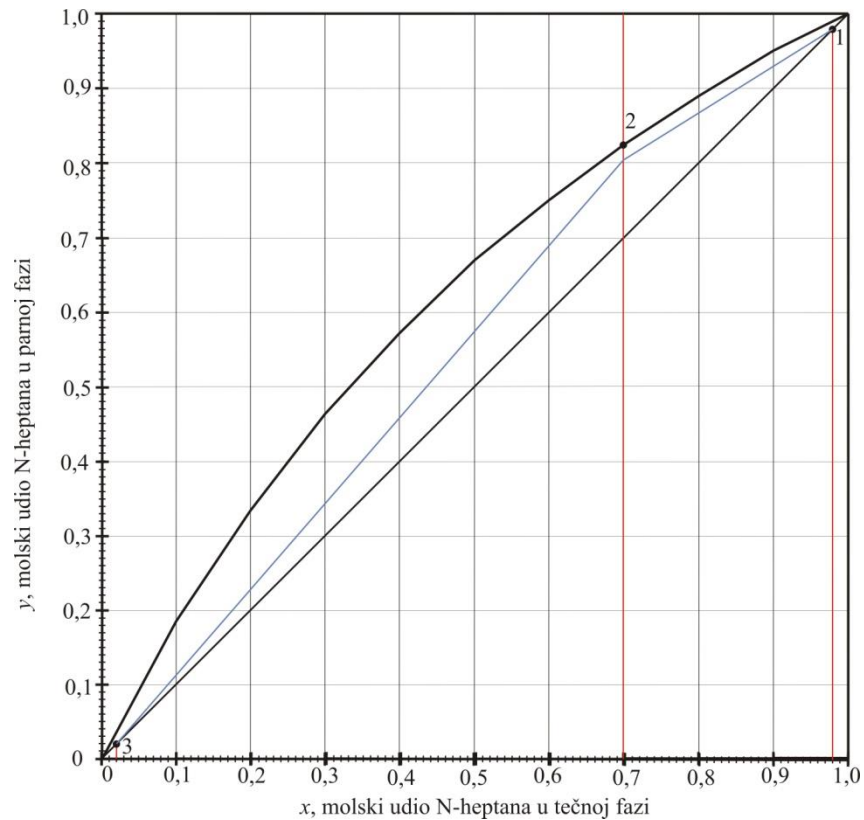
Radni pravac sekcije rektifikacije je:

$$\frac{L}{V} = \frac{R_{opt}}{R_{opt} + 1} = \frac{1,7175}{1,7175 + 1} = 0,6320$$

$$0,6320 = \frac{0,98 - y}{0,98 - 0,7}$$

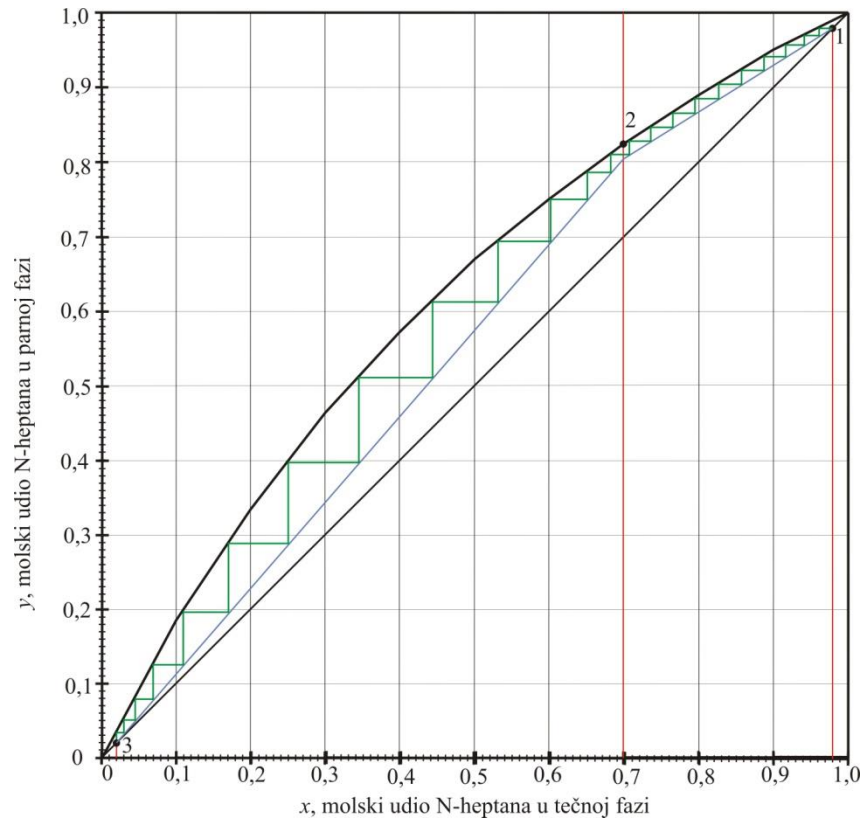
$$y = 0,8030$$

Koordinate za crtanje linije rektifikacije sada su: tačka 1 (0,99, 0,99), tačka 2 (0,70, 0,8030). Na slici 6.12 je prikazan ravnotežni dijagram sistema N-heptan-N-oktan sa ucrtanim operativnim linijama rektifikacije i stripovanja.



*Slika 6.12-Linija rektifikacije i linija stripovanja na ravnotežnom dijagramu sistema N-heptan-N-oktan*

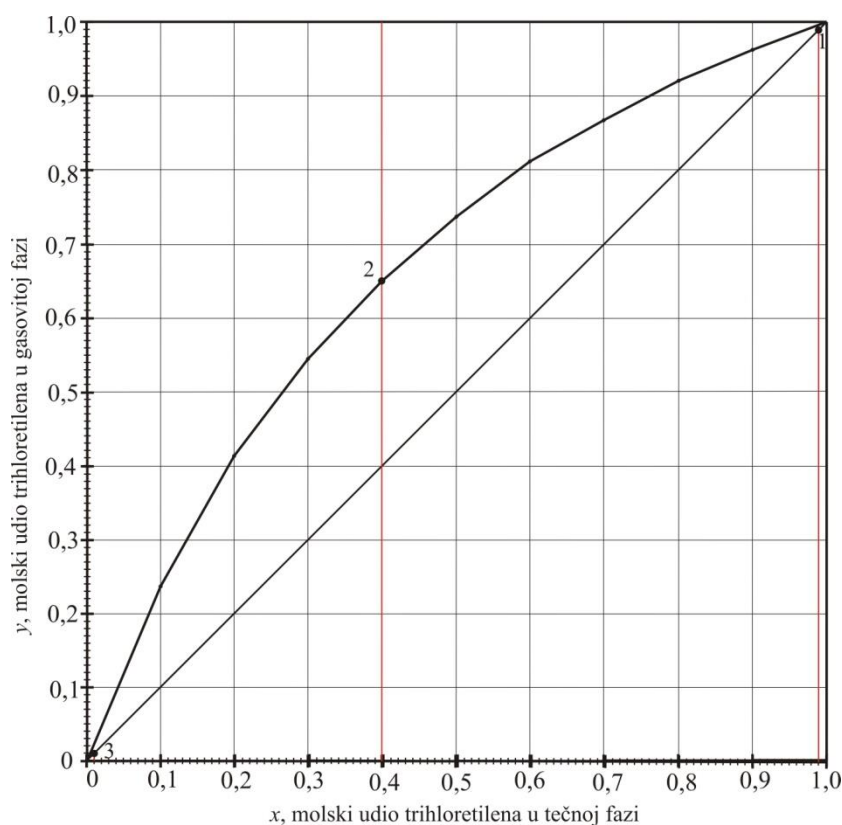




*Slika 6.13-McCabe-Thiele-ova metoda, korak po korak, za sistem N-heptan-N-oktan*

Sa dijagrama 6.13 vidimo da je potreban broj podova za razdvajanje smješe N-heptan-N-oktan, ovakvog sastava 21+ 1 za totalni kondenzator, što ukupno iznosi 22 poda.

### Sistem *trihloretilen-tetrahlloretilen*



Slika 6.14-Linija napajanja, destilata i ostatka na ravnotežnom dijagramu sistema trihlloretilen-tetrahlloretilen

Sve potrebne vrijednosti su zadane uz napomenu da je relativna isparljivost data za ovaj sistem u dijelu gdje su predstavljene ravnotežne krive ovih sistema.

$$R_{min} = \frac{1}{2,7991-1} \cdot \left[ \frac{0,99}{0,4} - \frac{2,7991 \cdot 0,01}{0,6} \right] = 1,3498$$

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

$$Y = \frac{\alpha_L}{1,0614 \cdot \alpha_L - 0,4175} = \frac{2,7991}{1,0614 \cdot 2,7991 - 0,4175} = 1,0962$$

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

$$= \log \left[ \left( \frac{0,99}{0,01} \right)_D \left( \frac{0,99}{0,01} \right)_B \left( \frac{0,4}{0,6} \right)_F^{0,55 \cdot 2,7991} \right] = 3,7202$$

$$\frac{R_{opt}}{R_{min}} = \frac{1,6 - 1,0962}{6,5} \cdot (3,7202 - 7,5) + 1,6 = 1,3070$$

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

$$\frac{R_{opt}}{R_{min}} = 1,3070$$

$$R_{opt} = 1,3070 \cdot 1,3498 = 1,7642$$

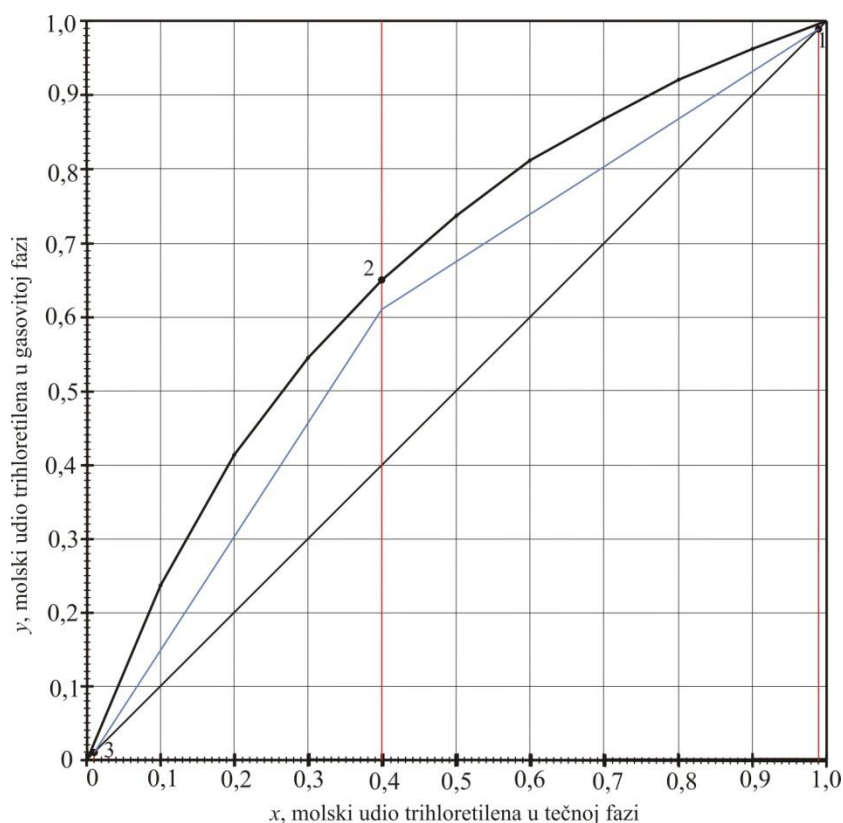
Radni pravac sekcije rektifikacije je:

$$\frac{L}{V} = \frac{R_{opt}}{R_{opt} + 1} = \frac{1,7642}{1,7642 + 1} = 0,6382$$

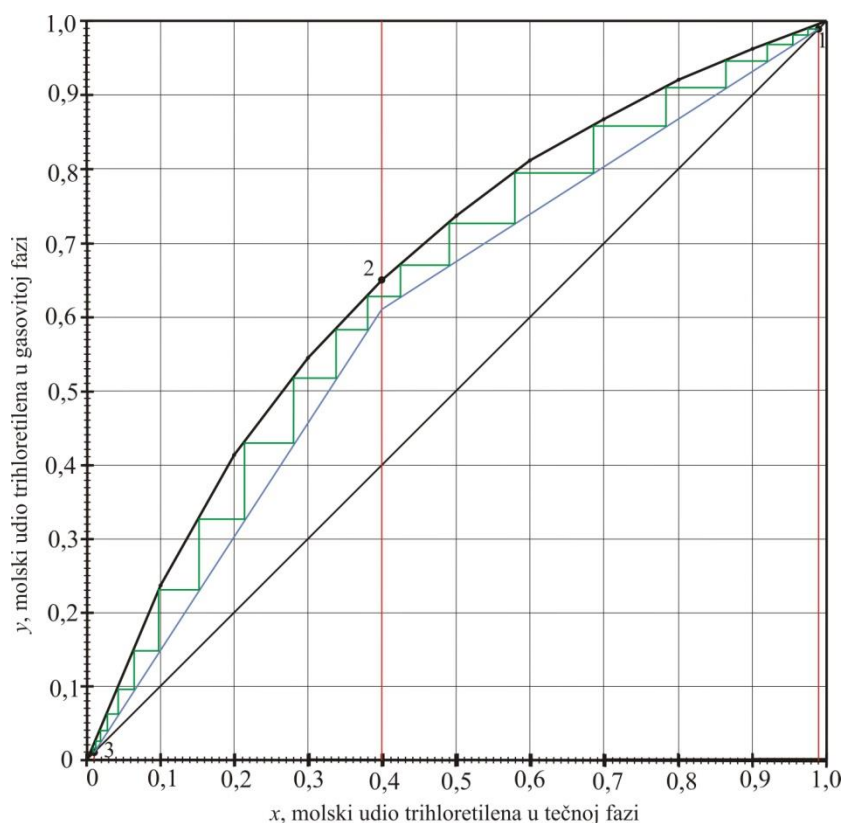
$$0,6382 = \frac{0,99 - y}{0,99 - 0,4}$$

$$y = 0,6135$$

Koordinate za crtanje linije rektifikacije sada su: tačka 1 (0,99, 0,99), tačka 2 (0,4, 0,6135). Na slici 6.15 je prikazan ravnotežni dijagram sistema trihloretilen-tetrahloretilen sa ucrtanim operativnim linijama rektifikacije i stripovanja.



Slika 6.15-Linija rektifikacije i linija stripovanja na ravnotežnom dijagramu sistema trihloretilen-tetrahloretilen



Slika 6.16-McCabe-Thiele-ova metoda, korak po korak, za sistem trihloretilen-tetrahloretilen

Sa dijagrama koji je prikazan na slici 6.16 uočava se da je potreban broj podova za razdvajanje smjese trihloretilen-tetrahloretilen potrebno 20 podova plus 1 pod za totalni kondenzator što ukupno iznosi 21 pod.

Za prikazani način grafičkog određivanja broja podova u sistemu razvijen je program u MATLAB-u, kojim je omogućeno izračunavanje osnovnih parametara poput minimalnog refleksnog odnosa, refleksnog odnosa, broja podova i veličine koja je direktno proporcionalna zapremini kolone. Takođe, ovim programom moguće je dobiti i vrijednost napojnog poda, kao i materijalni bilans za analizirani sistem. Ovim programom omogućeno je i crtanje *McCabe-Thiele*-ovog dijagrama. Za rad programa, od ulaznih podataka neophodno je unijeti molske udjele lako isparljive i teže isparljive komponente, molske protoke i koeficijent refleksnog odnosa ( $\beta$ ), kao i osnovne podatke za crtanje ravnotežne krive tj. udjela lako isparljive komponente u gasovitoj fazi. Prethodno opisani program nalazi se u Prilogu 1 ovog rada, uz napomenu da je slučajno izabran sistem benzen-toluen, a program funkcioniše za sve analizirane sisteme u ovom radu kao i za binarne sisteme o kojima nije bilo govora.

## 6.4 Analitički postupci proračuna destilacije

### 6.4.1 Minimalni broj teorijskih podova

Primjenom relacija koje su date u poglavlju *Analitički postupci proračuna sistema za destilaciju* može se doći do vrijednosti minimalnog broja teorijskih podova, kao i drugih vrijednosti koje treba odrediti.

#### Sistem *benzen-toluen*

Do minimalnog broja teorijskih podova dolazimo koristeći relacije (3.1) i (3.2). Za poznate uslove razdvajanja izračunaćemo vrijednost  $S$ :

$$\begin{aligned} S &= \left( \frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_D \cdot \left( \frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_B = \\ &= \left( \frac{0,95}{0,05} \right) \cdot \left( \frac{0,95}{0,05} \right) = 361 \end{aligned}$$

Za proračun koristimo vrijednost relativne isparljivosti, koja je prikazana u poglavlju 6.1, pa je minimalni broj podova jednak

$$N_{min} = \frac{\ln 361}{\ln(2,4418)} = 6,5967$$

#### Sistem *etilbenzen-stiren*

$$\begin{aligned} S &= \left( \frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_D \cdot \left( \frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_B = \\ &= \left( \frac{0,99}{0,01} \right) \cdot \left( \frac{0,99}{0,01} \right) = 9801 \end{aligned}$$

$$N_{min} = \frac{\ln 9801}{\ln(1,3977)} = 27,4498$$

#### Sistem *N-heptan-N-oktan*

$$\begin{aligned} S &= \left( \frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_D \cdot \left( \frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_B = \\ &= \left( \frac{0,98}{0,02} \right) \cdot \left( \frac{0,98}{0,02} \right) = 2401 \end{aligned}$$

$$N_{min} = \frac{\ln 2401}{\ln(2,00)} = 11,2301$$

### Sistem *trihloretilen-tetrahloretlen*

$$S = \left( \frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_D \cdot \left( \frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_B =$$
$$= \left( \frac{0,99}{0,01} \right) \cdot \left( \frac{0,99}{0,01} \right) = 9801$$

$$N_{min} = \frac{\ln 9801}{\ln(2,7991)} = 8,9286$$

### 6.4.2 Broj teorijskih podova

Broj teorijskih podova računa se primjenom vrijednosti dobijenih za minimalni broj podova dobijenim u prethodnom slučaju kao i relacije (3.14-3.31). U relacijama koje će se koristiti u ovom proračunu figurišu minimalni refluksni odnosi i radni refluksni odnosi koji su izračunali u poglavlju 6.2.

#### Sistem *benzen-toluen*

$$X = \frac{R - R_{min}}{R + 1} = \frac{1,2632 - 1,1484}{1,2632 + 1} = 0,0507$$

Iz korelacije *Eduljee*-a (3.15):

$$Y = 0,75 \cdot (1 - X^{0,5668}) = 0,75 \cdot (1 - 0,0507^{0,5668}) = 0,6116$$

Broj podova, primjenom ove korelacije je:

$$Y = \frac{N - N_{min}}{N + 1}$$
$$N = \frac{Y + N_{min}}{1 - Y} = \frac{0,6116 + 6,5967}{1 - 0,6116}$$
$$N = 18,55$$

Iz korelacije *Molokanov*-a i sardnika (3.16):

$$Y = 1,0 - \exp \left[ \left( \frac{1,0 + 54,4 \cdot X}{11,0 + 117,0 \cdot X} \right) \cdot \left( \frac{X - 1}{X^{0,5}} \right) \right] =$$
$$= 1,0 - \exp \left[ \left( \frac{1,0 + 54,4 \cdot 0,0507}{11,0 + 117,0 \cdot 0,0507} \right) \cdot \left( \frac{0,0507 - 1}{0,0507^{0,5}} \right) \right] = 0,6076$$

Koristeći sada izračunatu vrijednost  $Y$ , broj podova će biti:

$$N = \frac{Y + N_{min}}{1 - Y} = \frac{0,6076 + 6,5967}{1 - 0,6076}$$

$$N = 18,3596$$

Iz korelacije *Barne-a* i saradnika, jednačine (3.18-3.25):

$$Y = \frac{R}{R_{min} + 1} = \frac{1,2632}{1,1484 + 1} = 0,5879$$

$$Z = \frac{R_{min}}{R_{min} + 1,0} = \frac{1,1484}{1,1484 + 1} = 0,5345$$

$$\Theta = \frac{Y - Z}{1 - Z} = \frac{0,5879 - 0,5345}{1 - 0,5345} = 0,1147$$

$$A = 0,16 + 0,3 \cdot (1 - Z)^2 - 0,3 \cdot (1 - Z)^3 =$$

$$= 0,16 + 0,3 \cdot (1 - 0,5345)^2 - 0,3 \cdot (1 - 0,5345)^3 =$$

$$= 0,1947$$

$$B = 0,56 + Z - 1,5 \cdot Z^2 + 0,6 \cdot Z^3 =$$

$$= 0,56 + 0,5345 - 1,5 \cdot 0,5345^2 + 0,6 \cdot 0,5345^3 =$$

$$= 0,7576$$

$$f = A \cdot \Theta^{-B} = 0,1947 \cdot 0,1147^{-0,7576} = 1,0043$$

$$X = \Theta + f \cdot \sin(\pi \cdot \Theta) =$$

$$= 0,1147 + 1,0043 \cdot \sin(\pi \cdot 0,1147) =$$

$$= 0,4688$$

$$X = \frac{N_{min}}{N}$$

$$N = \frac{N_{min}}{X} = \frac{6,5967}{0,4688}$$

$$N = 14,0715$$

Sistem *etilbenzen-stiren*

$$X = \frac{5,4824 - 3,9225}{5,4824 + 1} = 0,2406$$

Iz korelacije *Eduljee-a* (3.15):

$$Y = 0,75 \cdot (1 - 0,2406^{0,5668}) = 0,4155$$

Broj podova primjenom ove korelacije je:

$$N = \frac{0,4155 + 27,4498}{1 - 0,4155} = 47,6737$$

Iz korelacije *Molokanov*-a i sardnika (3.16):

$$\begin{aligned} Y &= 1,0 - \exp \left[ \left( \frac{1,0 + 54,4 \cdot X}{11,0 + 117,0 \cdot X} \right) \cdot \left( \frac{X - 1}{X^{0,5}} \right) \right] = \\ &= 1,0 - \exp \left[ \left( \frac{1,0 + 54,4 \cdot 0,2406}{11,0 + 117,0 \cdot 0,2406} \right) \cdot \left( \frac{0,2406 - 1}{0,2406^{0,5}} \right) \right] = 0,4272 \end{aligned}$$

Koristeći sada izračunatu vrijednost  $Y$ , broj podova će biti:

$$N = \frac{0,4272 + 27,4498}{1 - 0,4272}$$

$$N = 48,66$$

Iz korelacije *Barne*-a i saradnika, jednačine (3.18-3.25):

$$Y = \frac{5,4824}{3,9225 + 1} = 1,1137$$

$$Z = \frac{3,9225}{3,9225 + 1} = 0,7969$$

$$\Theta = \frac{1,1137 - 0,7969}{1 - 0,7969} = 1,5598$$

$$A = 0,16 + 0,3 \cdot (1 - 0,7969)^2 - 0,3 \cdot (1 - 0,7969)^3 = 0,1699$$

$$B = 0,56 + 0,7969 - 1,5 \cdot 0,7969^2 + 0,6 \cdot 0,7969^3 = 0,7079$$

$$f = 0,1699 \cdot 1,5598^{-0,7079} = 0,1240$$

$$X = 1,5598 + 0,1240 \cdot \sin(\pi \cdot 1,5598) = 1,438$$

$$N = \frac{27,4498}{1,4380} = 19,0889$$

Sistem *N-heptan-N-oktan*

$$X = \frac{1,7101 - 1,2667}{1,7101 + 1} = 0,1636$$

Iz korelacije *Eduljee*-a (3.15):



$$Y = 0,75 \cdot (1 - 0,1636^{0,5668}) = 0,4812$$

Broj podova, primjenom ove metode je:

$$N = \frac{0,4812 + 11,2301}{1 - 0,4812} = 22,5738$$

Iz korelacije *Molokanov*-a i sardnika (3.16):

$$Y = 1,0 - \exp \left[ \left( \frac{1,0 + 54,4 \cdot 0,1636}{11,0 + 117,0 \cdot 0,1636} \right) \cdot \left( \frac{0,1636 - 1}{0,1636^{0,5}} \right) \right] = 0,4929$$

Koristeći sada izračunatu vrijednost  $Y$ , broj podova će biti:

$$N = \frac{0,4929 + 11,2301}{1 - 0,4929} = 23,1177$$

Iz korelacije *Barne*-a i saradnika, jednačine (3.18-3.25):

$$Y = \frac{1,7101}{1,2667 + 1} = 0,7544$$

$$Z = \frac{1,2667}{1,2667 + 1} = 0,5588$$

$$\Theta = \frac{0,7544 - 0,5588}{1 - 0,5588} = 0,4433$$

$$A = 0,16 + 0,3 \cdot (1 - 0,5588)^2 - 0,3 \cdot (1 - 0,5588)^3 = 0,1926$$

$$B = 0,56 + 0,5588 - 1,5 \cdot 0,5588^2 + 0,6 \cdot 0,5588^3 = 0,7551$$

$$f = 0,1926 \cdot 0,4433^{-0,7551} = 0,3559$$

$$X = 0,4433 + 0,3559 \cdot \sin(\pi \cdot 0,4433) = 0,7936$$

$$N = \frac{11,2301}{0,7936} = 14,1508$$

Sistem *trihloretilen-tetrahloretlen*

$$X = \frac{1,8897 - 1,3498}{1,8897 + 1} = 0,1868$$

Iz korelacije *Edujee*-a (3.15):

$$Y = 0,75 \cdot (1 - 0,1868^{0,5668}) = 0,4602$$

Broj podova, primjenom ove metode je:

$$N = \frac{0,4602 + 8,9286}{1 - 0,4602} = 17,3931$$

Iz korelacije *Molokanov*-a i sardnika (3.16):

$$Y = 1,0 - \exp \left[ \left( \frac{1,0 + 54,4 \cdot 0,1868}{11,0 + 117,0 \cdot 0,1868} \right) \cdot \left( \frac{0,1868 - 1}{0,1868^{0,5}} \right) \right] = 0,4723$$

Koristeći sada izračunatu vrijednost  $Y$ , broj podova će biti:

$$N = \frac{0,4723 + 8,9286}{1 - 0,4723} = 17,81$$

Iz korelacije *Barne*-a i saradnika, jednačine (3.18-3.25)

$$Y = \frac{1,8897}{1,3498 + 1} = 0,8042$$

$$Z = \frac{1,3498}{1,3498 + 1} = 0,5744$$

$$\Theta = \frac{0,8042 - 0,5744}{1 - 0,5744} = 0,5399$$

$$A = 0,16 + 0,3 \cdot (1 - 0,5744)^2 - 0,3 \cdot (1 - 0,5744)^3 = 0,1912$$

$$B = 0,56 + 0,5744 - 1,5 \cdot 0,5744^2 + 0,6 \cdot 0,5744^3 = 0,7532$$

$$f = 0,1912 \cdot 0,5399^{-0,7532} = 0,3042$$

$$X = 0,5399 + 0,3042 \cdot \sin(\pi \cdot 0,5399) = 0,8417$$

$$N = \frac{8,9286}{0,8417} = 10,6078$$

Nakon što su sprovedeni proračuni primjenom različitih korelacija dobijeni su rezultati koji su prikazani u tabeli 6.9.

Tabela 6.9- Rekapitulacija broja teorijskih podova za različite sisteme primjenom različitih korelacija

Sistem	Korelacija Gillilanda		Korelacija Ebar-Maddoxa
	Jednačina Eduljeea	Jednačina Molkonova i saradnika	Jednačina Barne i saradnika
Benzen-toluen	18,55	<b>18,3596</b>	14,0715
Etilbenzen-stiren	47,6737	<b>48,66</b>	19,0889
N-heptan-N-oktan	22,5738	<b>23,1177</b>	14,1508
Trihloretilen-tetrahloretilen	17,3931	<b>17,81</b>	10,6078

Od dobijenih vrijednosti biramo vrijednosti dobijene proračunom korelacija *Gillilanda* a odnosno jednačina *Molkonov*-a i saradnika jer se u velikoj mjeri slažu sa našim grafičkim i softverskim proračunima.

### 6.4.3 Mjesto napojnog poda

Jednačina koju ćemo koristiti za određivanje mjesta napojnog poda je jednačina (3.36) koju je predložio *Kirkbridge*, a njenu modifikaciju predložili *Akashah*, *Erba* i *Maddox*.

Kako u ovoj relaciji figurišu molski protoci na vrhu i dnu kolone, u nastavku teksta će biti tabelarno prikazani materijalni bilansi za sve ispitivane sisteme, a onda ćemo preći na proračune mjesta napojnog poda.

#### Sistem *benzen-toluen*

Tabela 6.10-Materijalni bilans za sistem benzen-toluen

KOMPONENTE	NAPAJANJE		DESTILAT		OSTATAK	
	kmol/h	% mol.	kmol/h	% mol.	kmol/h	% mol.
Benzen	50	50	47,5	95	2,5	5
Toluen	50	50	2,5	5	47,5	95
UKUPNO	100	100	50	100	50	100

#### Sistem *etilbenzen-stiren*

Tabela 6.11-Materijalni bilans za sistem etilbenzen-stiren

KOMPONENTE	NAPAJANJE		DESTILAT		OSTATAK	
	kmol/h	% mol.	kmol/	% mol.	kmol/h	% mol.
Etilbenzen	106,8198	62	105,7516	99,3847	1,068198	1,6213
Stiren	65,4702	38	0,654702	0,6153	64,8155	98,3787
UKUPNO	172,29	100	106,4063	100	65,8837	100

### Sistem *N-heptan-N-oktan*

Tabela 6.12-Materijalni bilans za sistem *N-heptan-N-oktan*

KOMPONENTE	NAPAJANJE		DESTILAT		OSTATAK	
	kmol/h	% mol	kmol/h	% mol	kmol/h	% mol
N-heptan	70	70	68,6	99,1329	1,4	4,5455
N-oktan	30	30	0,6	0,8671	29,4	95,4545
UKUPNO	100	100	69,2	100	30,8	100

### Sistem *trihloretilen-tetrahloretilen*

Tabela 6.13-Materijalni bilans za sistem *trihloretilen-tetrahloretilen*

KOMPONENTE	NAPAJANJE		DESTILAT		OSTATAK	
	kmol/h	% mol	kmol/h	% mol	kmol/h	% mol
Trihloretilen	119,892	40	118,6931	98,5075	1,19892	0,6689
Tetrahloretilen	179,838	60	1,79838	1,4925	178,0396	99,3311
UKUPNO	299,73	100	120,4915	100	179,2385	100

Pošto smo za sve sisteme prikazali materijalni bilans, u nastavku, koristeći dobijene rezultate, može se izračunati mjesto napojnog poda. Broj podova koji se koristiti u relaciji je broj podova koji je izračunat primjenom korelacije *Gilliland*-a i primjenom jednačine *Molkonov*-a i saradnika.

### Sistem *benzen-toluen*

$$N_R = \frac{N}{1 + \left[ \left( \frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_F \cdot \left( \frac{x_{LK,B}}{x_{HK,D}} \right)^2 \cdot \frac{B}{D} \right]^{0,206}} - 0,5 \cdot \log N =$$

$$= \frac{18,3596}{1 + \left[ \left( \frac{0,5}{0,5} \right)_F \cdot \left( \frac{0,05}{0,05} \right)^2 \cdot \frac{50}{50} \right]^{0,206}} - 0,5 \cdot \log 18,3596$$

$$N_R = 8,5479$$

### Sistem *etilbenzen-stiren*

$$N_R = \frac{48,66}{1 + \left[ \left( \frac{0,38}{0,62} \right)_F \cdot \left( \frac{0,01}{0,01} \right)^2 \cdot \frac{65,8837}{106,4063} \right]^{0,206}} - 0,5 \cdot \log 48,66$$

$$N_R = 25,9065$$

Sistem *N-heptan-N-oktan*

$$N_R = \frac{23,1177}{1 + \left[ \left( \frac{0,3}{0,7} \right)_F \cdot \left( \frac{0,02}{0,02} \right)^2 \cdot \frac{30,8}{69,2} \right]^{0,206}} - 0,5 \cdot \log 23,1177$$
$$N_R = 12,8304$$

Sistem *trihloretilen-tetrahloretilen*

$$N_R = \frac{17,81}{1 + \left[ \left( \frac{0,6}{0,4} \right)_F \cdot \left( \frac{0,01}{0,01} \right)^2 \cdot \frac{179,2385}{120,4915} \right]^{0,206}} - 0,5 \cdot \log 17,81$$
$$N_R = 7,5452$$

## 7. DIMEZIONISANJE KOLONA

### 7.1 Programski paketi za dimenzionisanje

Danas na tržištu ima mnogo gotovih programskih paketa uz pomoć kojih se može izvršiti proračun i simulirati rad destilacionih kolona, od programa u kojima su modeli kolona samo jedan od procesnih jedinica *ASPENPlus* sa *RateFrac* i *MultiFrac AspenTech, Cambridge, Massachusetts*, *ChemCAD Chemstation Houstonm Texas*, sa ravnotežnim i neravnotežnim modelom stacionarnog stanja i dinamičkim modelom, pa do programskih paketa namijenjenih isključivo za proračun i simulaciju destilacionih kolona, *Hysim Hyprotech Calgary, Alberta*, *PD+Plus, Deerhaven, Massachusetts*, *PRO/II Simulation Sciences Fullerton, California*. Stoga će u najvećem broju slučajeva inženjer dati prednost radu sa gotovim programom, a tek u rjeđim slučajevima, ako se radi o specifičnim problemima, napisće svoj vlastiti program.

Taj veliki izbor programa na neki način prisiljava budućeg korisnika da postavi kriterijume na temelju kojih će odabrati najprikladniji program. Detaljni pregled za izbor programskih paketa dali su *Chan* i *sradnici*, međutim s obzirom na brzi razvoj novih i usavršavanje postojećih programskih paketa, te činjenicu da je taj pregled dat 1990. godine, pomenuti pregled može uglavnom služiti kao vodič. Mnogi programi sadrže niz testova unutar programa, iskustvenih podataka ili "trikova" koji na ovaj ili onaj način poboljšavaju program, njegovu robustnost, stabilnost i sl. Poboljšanja takve vrste najvećim dijelom nisu publikovana u literaturi i nerijetko su zaštićena kao vlasništvo, [Gani, Ruiz et al., 1985], [Yeomans, Grossmann, 2000].

1. Tačnost konačnih podataka najvažniji je kriterijum za stroge postupke. Činjenica je da tačnost konačnih rezultata primarno zavisi od raspoloživih postupaka za procjenu  $K$ -vrijednosti i entalpije, a ne od samog algoritma postupka. Stoga program treba omogućiti korisniku da bira, podešava ili primjenjuje vlastite postupke za  $K$ -vrijednosti i entalpije da bi specifični sistem dobio željenu tačnost rezultata proračuna.
2. Pouzdanost ili stabilnost postupka znači njegovu mogućnost za nalaženje rješenja za veliku grupu različitih problema sa širokim spektrom raspona ključanja. To takođe znači i da će program naći rješenje i uz promjene nekih od specifikacija, broj podova, refluksnog odnosa, stanja napajanja itd.
3. Da li je postupak robustan najbolje se vidi testiranjem na različitim kolonama. Robustan program znači da će se dobiti rješenje ako se započne sa minimalnim brojem ili lošim početnim podacima. Kvalitet početnih podataka može biti veoma važan faktor kod nekih postupaka, ali obično će iskusni inženjer znati pod kojim uslovima kolona radi.
4. Fleksibilnost i jednostavnost unosa podataka jedan je od značajnih razloga za ili protiv pojedinog programskog paketa. To znači koliko je lako (ili teško) naučiti unos podataka, kakav je kvalitet priručnika koji podržavaju program, interaktivni rad sa programom, kako program nalazi greške pri unosu i kako odgovara kada se ne postigne rješenje.
5. Kolona se može specificirati na niz različitih načina. Specifikacija nije samo protok produkata ili dužnost kondenzatora ili isparivača već sastav ili neka od osobina. Mogućnost specifikacija takve vrste može biti od velikog značaja.

6. Vrijeme računara potrebno da se načini proračun je u pravilu jako precijenjeno. Kako su na raspolaganju veoma brzi računari, vrijeme potrošeno od računara teško da će biti od značaja.

### 7.1.1 Prikaz ChemCAD-a i postupak dimenzionisanja

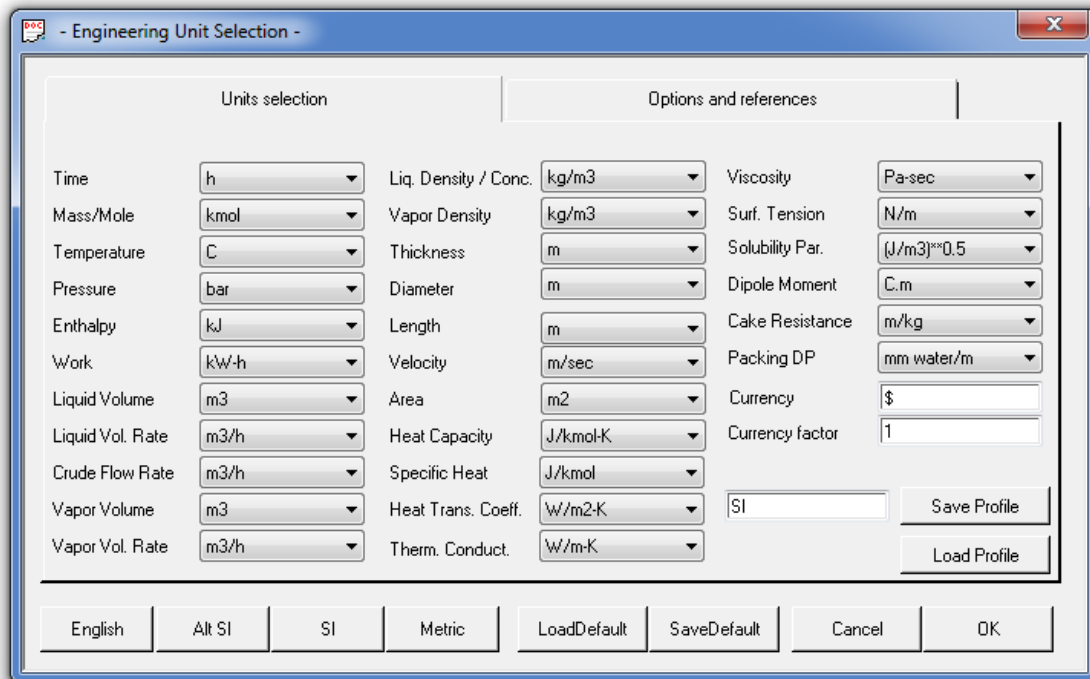
Vođeni prethodno iznijetim kriterijumima ali i mogućnostima kojima raspolažemo na fakultetu, naš izbor za dimenzionisanje destilacionih kolona za sisteme koje obrađujemo u ovom radu jeste ChemCAD. Cijelo poglavlje o dimenzionisanju u ovom radu je napisano iz razloga što ChemCAD koristi veliki broj korelacija i kriterijuma koji su u tom dijelu prikazani. U ovom dijelu potrudimo se, vođeni činjenicama iznijetim u teorijskom dijelu o dimenzionisanju, da na što bolji način objasnimo rad ovog softverskog paketa, tako što ćemo za odabrani sistem, najprije, korak po korak, objasniti na koji način možemo izvršiti dimenzionisanje u ChemCAD-u, o čemu treba da vodimo računa i koja su to ograničenja na koja smo naišli pri proračunu. Nakon toga ćemo prikazati rezultate za svaki sistem, a kasnije u dijelu *Diskusija rezultata istraživanja* izvršiti poređenje i tumačenje svih dobijenih podataka koji su dobijeni kako grafičkim, tako i analitičkim i softverskim proračunima. Na toj osnovi izvešće se ključne grafičke zavisnosti koje će dati jednu okvirnu sliku o svim dešavanjima u ovim veoma složenim ali i interesantnim uređajima bez kojih bi savremena industrija teško funkcionisala.

Za simulaciju destilacije, ChemCAD nudi četiri modela proračuna. Prvi je SHORTCUT model koji korišćenjem *Fenske-Undrewood Gilliland*-ove korelacije simulira jednostavnu destilacionu kolonu i daje samo okvirne podatke o broju podova, napojnom podu i toplotnim dužnostima kondenzatora i rebojlera. O ovoj korelaciji, koju primjenjuje SHORTCUT model, dosta smo govorili u dijelu o analitičkim postupcima proračuna, a primjenu ove korelacije prikazali smo za analizirane sisteme (benzen-toluen, etilbenzenstiren, N-heptan-N-oktan i trihloretilen-tetrahloretilen), pri čemu ćemo kasnije izvršiti poređenje za rezultatima dobijenim i grafičkim i analitičkim i softverskim metodama. Simulacija se odvija prema bilansnim cjelinama standardnih rektifikacionih kolona. Takođe se nude i rigoroznije metode kao što su : *TOWER*, *TOWER+* i *SCDS (Rigorous Simultaneous Correction Distillation)* koje, svaka sa svojim specifičnostima, daju podatke o samoj destilacionoj koloni. Rigorozniji modeli mogu dati podatke kao što su: specifikacije kondenzatora, grijača, pumpi, posuda, detaljni proračuni kolona “pod po pod” itd.

#### 7.1.1.1 Shortcut model

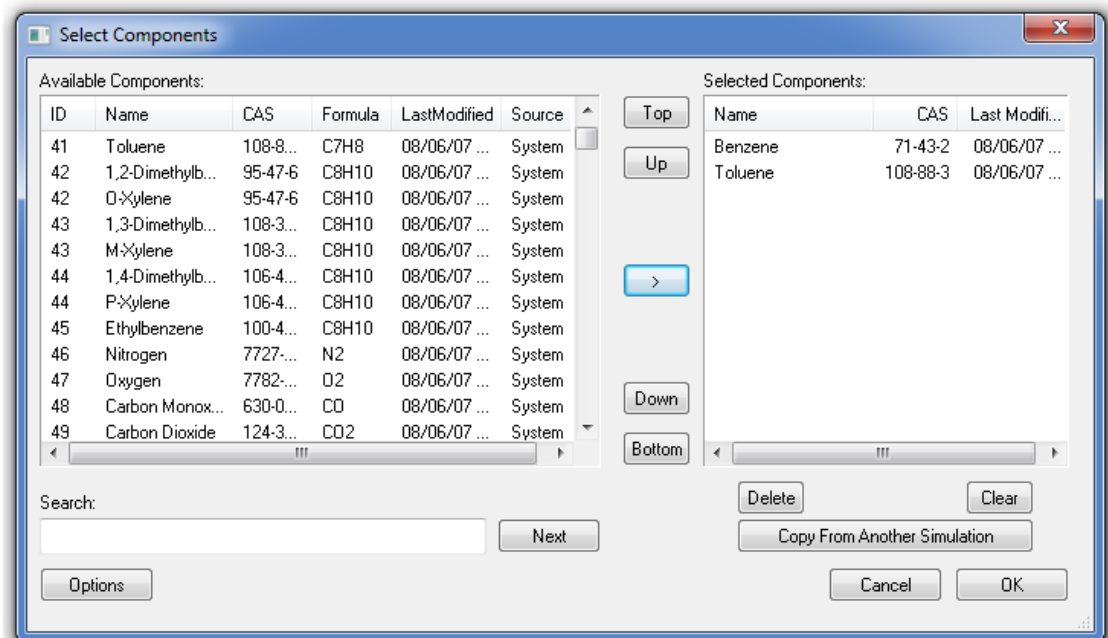
Kada se radi proračun destilacije ChemCAD-om obično se počinje sa SHORTCUT modelom koji daje preliminarni broj podova, napojni pod i preliminarne toplotne dužnosti kondenzatora i rebojlera. Ovaj model računa broj podova po *Fenske-Undrewood-Gilliland* (F-U-G).

Startovanjem ChemCAD-a, najprije ćemo definisati jedinice za određene parametre, a to radim odabirom *Engineering Units...* u *Format* padajućem meniju, otvara se prozor koji je prikazan na sljedećoj slici. Izvršili smo odabir jedinica, kao što je i prikazano na ovom prozoru.



Slika 7.1- Engineering unit prozor u ChemCAD-u-definisanje jedinica za određene parametre

Nakon što smo definisali jedinice, možemo definisati i komponente našeg sistema, u ovom slučaju će to biti benzen i toluen. Odabir komponenata vršimo klikom na *Select Components* u padajućem meniju *Thermophysical*. Nakon otvaranja prozora prikazanog na slici 7.2, izvršimo odabir komponenata iz baze podataka prikazane na lijevoj strani prozora.

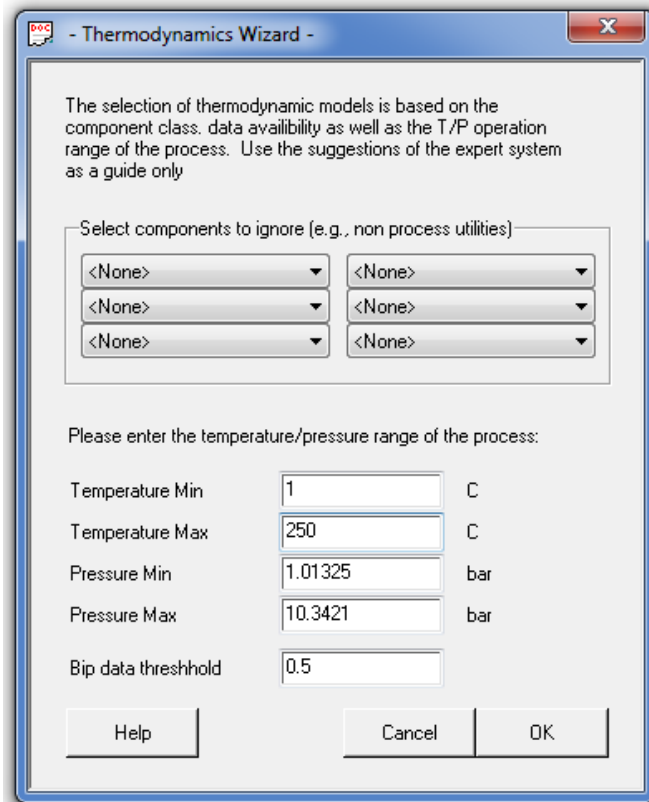


Slika 7.2-Odabir komponenata

Nakon odabira komponenata u prozoru koji se otvara klikom na OK u prethodnom prozoru, otvara se prozor *Thermodynamic Wizards* (slika 7.3), u kome definišemo granične

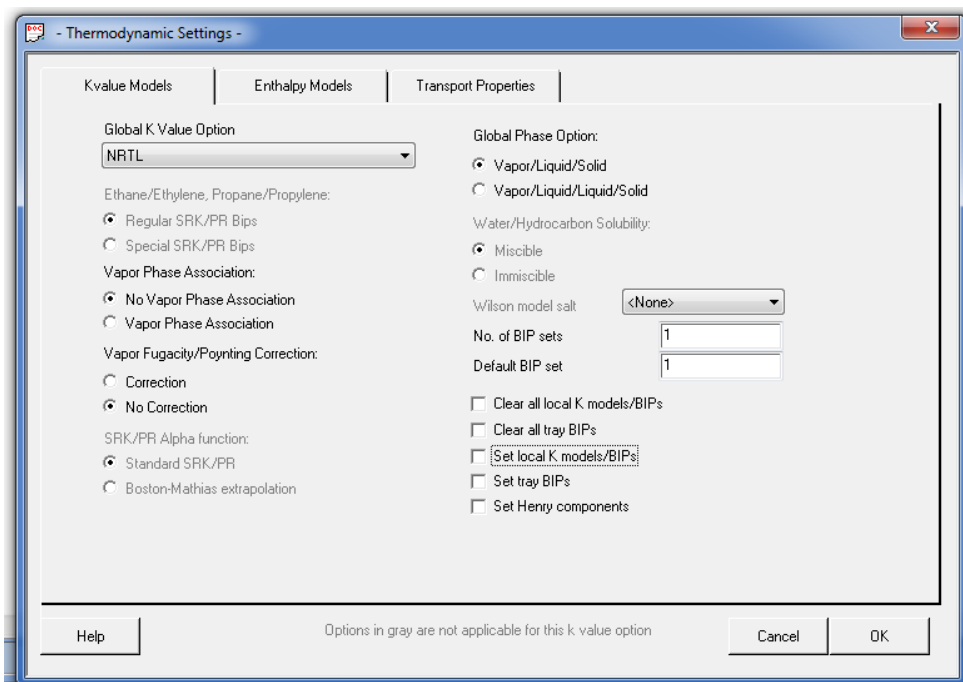


vrijednosti temperature i pritiska, u ovom slučaju će to biti temperaturni interval od 1-250 °C i pritisak od 1 do 10 bar-a.



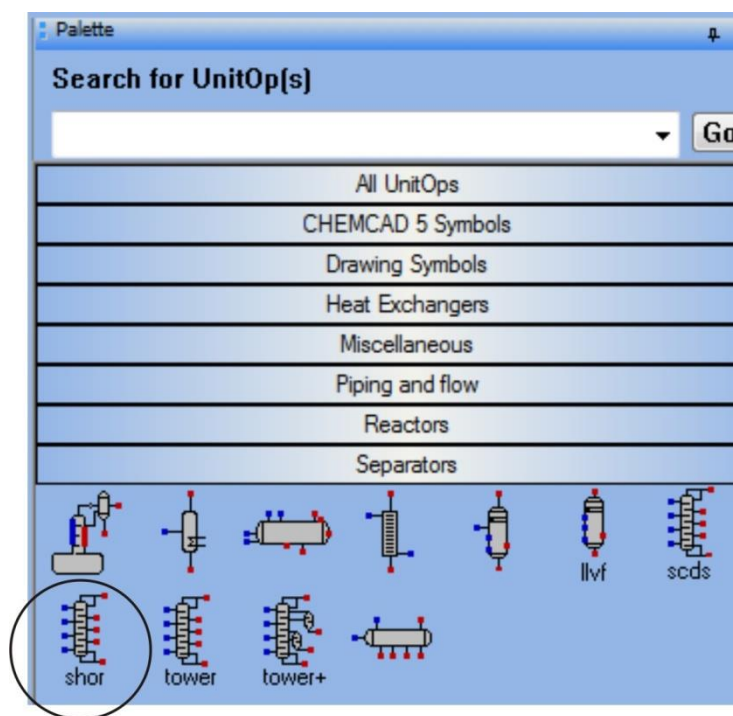
Slika 7.3- Definisanje opsega temperature i pritiska

Klikom na OK, ChemCAD će nam predložiti termodinamički model po kome će vršiti proračun. U ovom slučaju je to NRTL model, a sve to možemo vidjeti na slici 7.4.



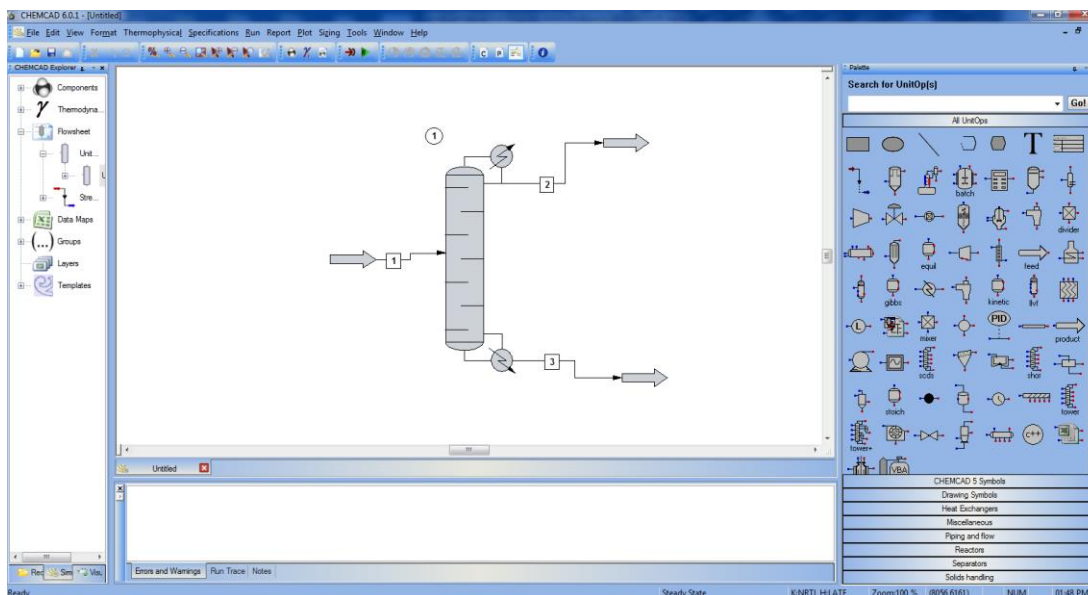
Slika 7.4-Odabir termodinamičkog modela za proračun

Pošto smo izvršili sva podešavanja vezana za termodinamičke modele i jedinice, možemo preći na objašnjenje SHORTCUT modela. U desnom dijelu ChemCAD prozora u dijelu *Separators* odaberemo kolonu sa oznakom *shor*.



Slika 7.5- Odabir kolone shor za proračun po SHORTCUT modelu

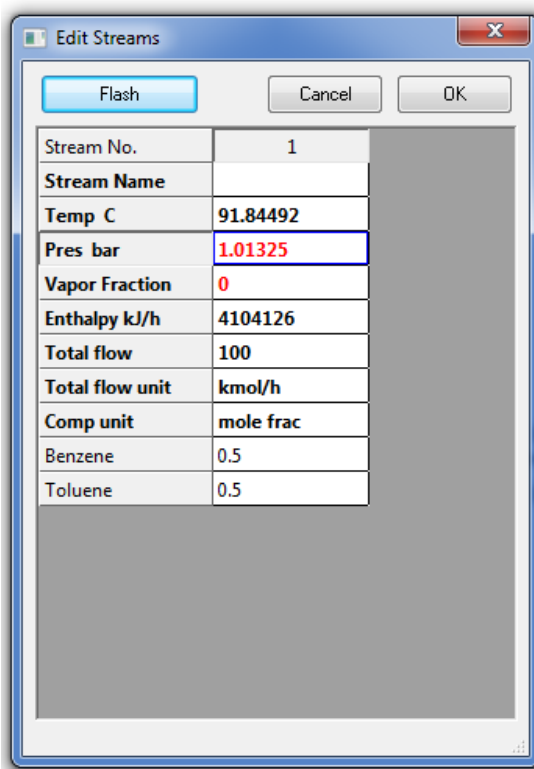
Pošto smo izabrali kolonu, postavimo ulazne i izlazne tokove kao što je to prikazano na slici 7.6.



Slika 7.6- Postavljanje ulaznih i izlaznih tokova

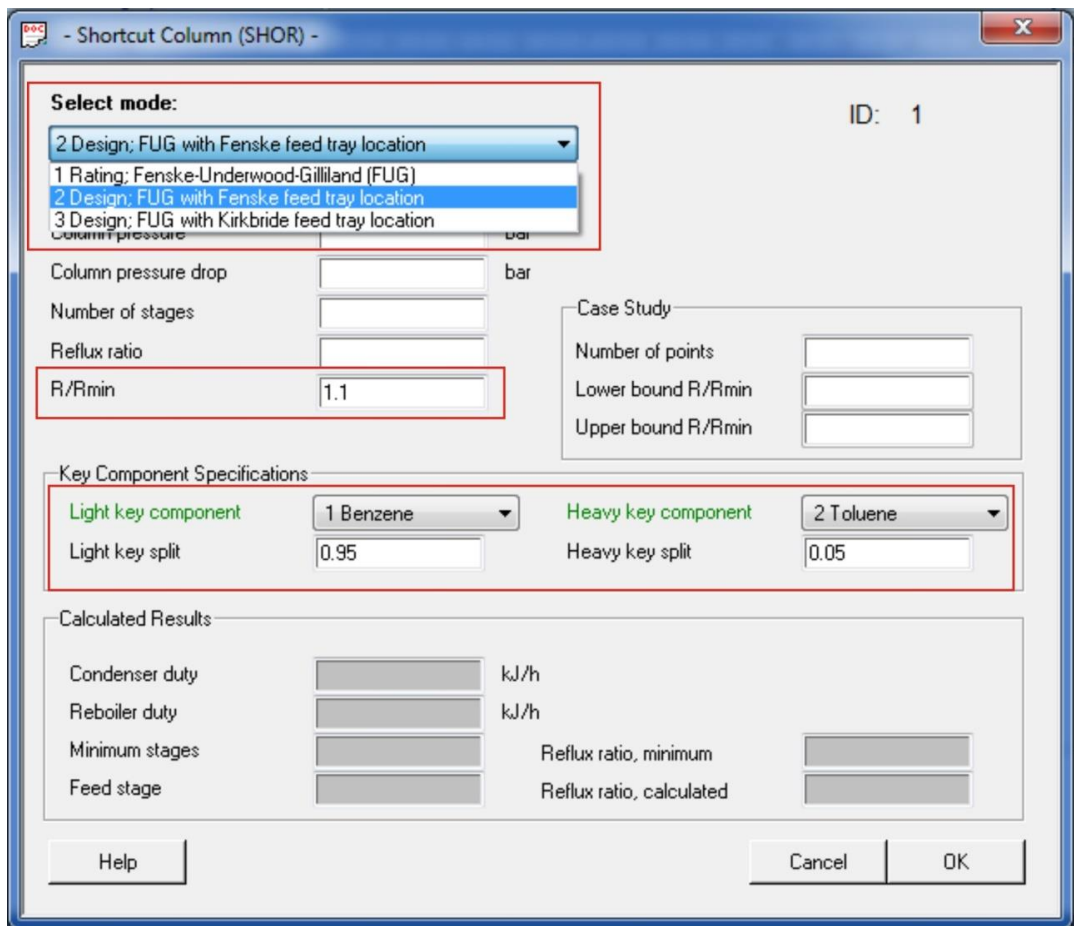
Prema uslovima koji su dati u dijelu o grafičkoj *McCabe-Thiele*-ovoj metodi u ChemCAD-u ćemo definisati sastav i karakteristike napojne smjese. Još jednom ćemo se

podsjetiti da je za sistem benzen-toluen, sastav benzena u napojnoj smjesi 50 mol.%, a toluena takođe 50 mol. %. Protok smješe je 100 kmol/h. Smješa ulazi na temperaturi ključanja pri pritisku od 1,01325 bar-a. Ove parametre definišemo klikom na kvadrat 1 tj. tok 1, a definisani parametri su prikazani na slici 7.7.



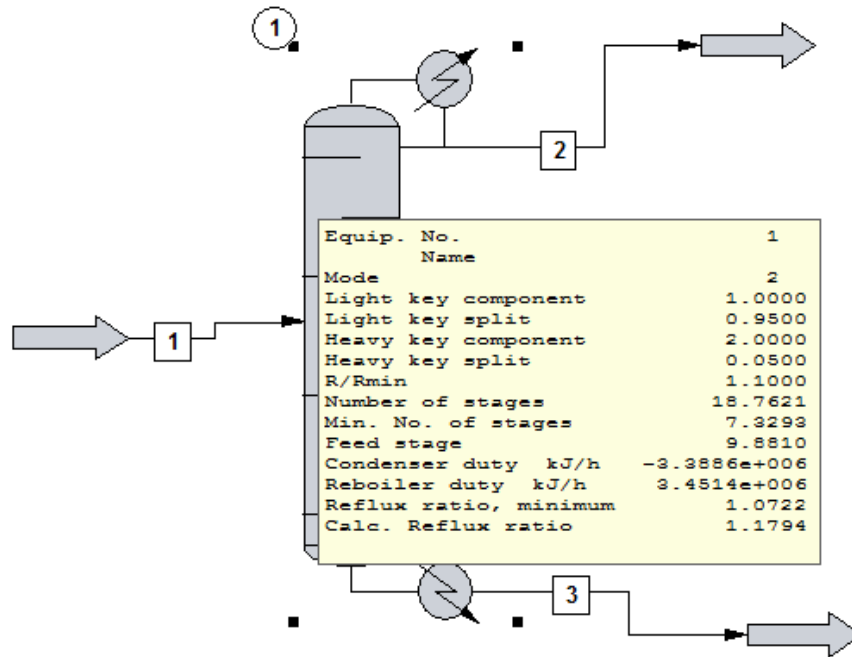
Slika 7.7- Definisanje napojnog toka

Sad duplim klikom na kolonu otvara nam se prozor u kome ćemo definisati korelaciju za proračun u dijelu *Select mod*, odabirom opcije 2, zatim definišemo koeficijent refluksnog donosa  $R/R_{min}$ , koji je prema uslovima projektnog zadatka 1,1 i definišemo željeni sastav lakše i teže ključale komponente u destilatu. Odabrani parametri su prikazani na slici 7.8, nakon čijeg zadavanja možemo pokrenuti program klikom na *Run* padajući meni, a potom na *Run all*, nakon čega ćemo dobiti podatke koje ova metoda obezbjeđuje.



*Slika 7.8- Definisiranje parametara razdvajanja*

Klikom na OK i pokretanjem programa proračun je završen. Priloženjem strelice na kolonu možemo vidjeti izračunate vrijednosti za broj podova potreban za razdvajanje, broja napojnog poda, kao i neke karakteristike koje su u vezi sa toplotnim bilansom kolone. Sa slike 7.9 vidimo da je broj podova potreban za razdvajanje smješe benzen-toluen pri zadatim uslovima: 18,7621, a mjesto napojnog poda je 9,8810, vrijednost minimalnog refleksnog odnosa je 1,0722, a refleksni odnos je 1,1794.



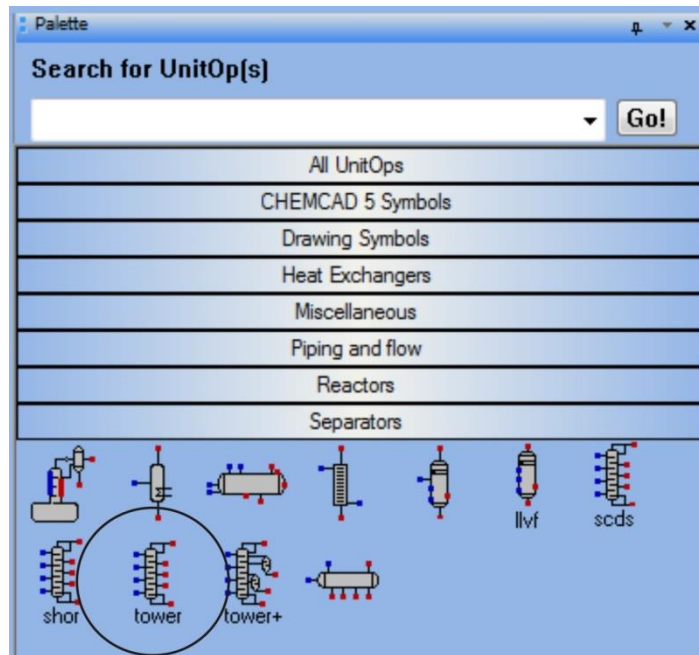
Slika 7.9-Izračunate vrijednosti za kolonu primjenom SHORTCUT modela

Primjena SHORTCUT modela je izvedena na isti način i za ostale sisteme, s tim što treba napomenuti da je za sistem etilbenzen-stiren bilo potrebno izabrati drugi termodinamički model, a to je UNIFAC LLE, koji na najbolji način vrši proračun za ovaj sistem primjenom SHORTCUT modela. Rezultati proračuna za ove sisteme prikazani su u dijelu *Diskusija rezultata istraživanja*, gdje će biti prikazani i rezultati proračuna dobijeni primjenom grafičke i analitičke metode.

### 7.1.1.2 Tower model

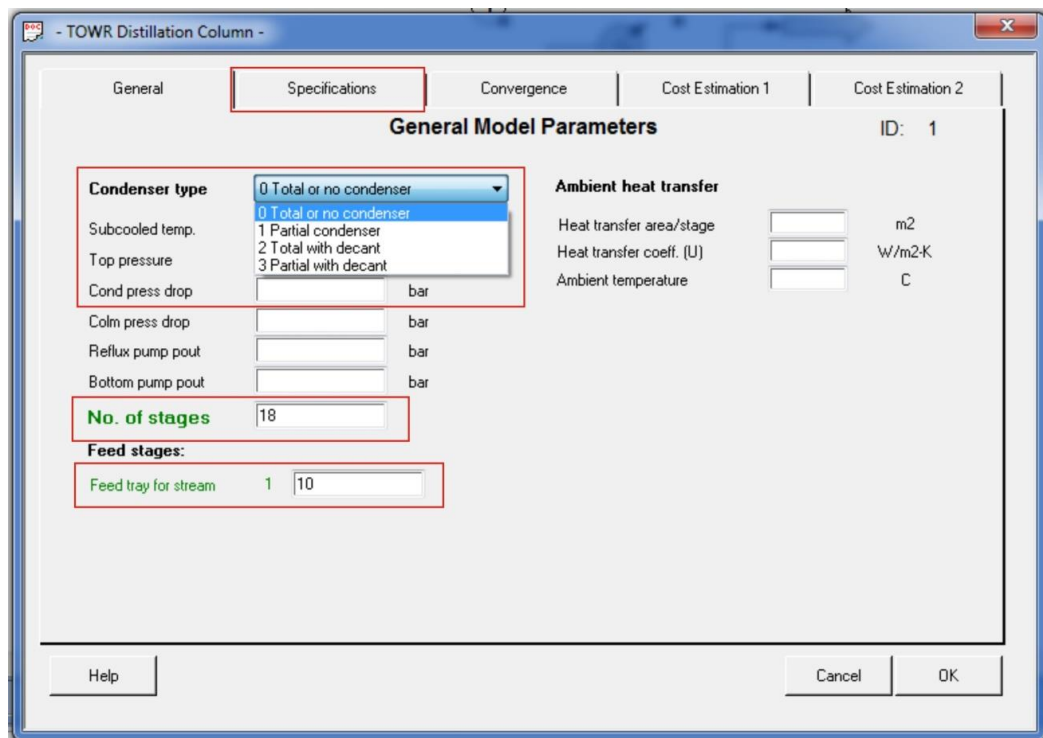
Nakon što je izvršen proračun primjenom SHORTCUT modela, dobili smo rezultate koji će nam poslužiti za proračun primjenom TOWER modela. Još jednom ćemo napomenuti, da je za razliku od prethodnog modela, ovaj model rigorozniji, koji radi proračun “pod po pod”. Ovaj model je pogodan i za dimenzionisanje kolona, tako da ćemo ga i koristiti u ovom radu kako bismo dimenzionisali kolone za naše sisteme. Takođe, trebalo bi napomenuti da je teorijski dio koji se odnosi na dimenzionisanje kolona zapravo osnova po kojoj i funkcioniše TOWER model u ChemCAD-u.

Dio koji se odnosi na definisanje jedinica i ulaznih parametara, poput pritiska, temperature i termodinamičkog modela, u ovom slučaju nećemo definisati, jer je princip definisanja isti kao i kod prethodnog modela. U ovom slučaju, pri objašnjenju modela polazimo od odabira tipa modela, tako što ćemo sa desne strane ChemCAD prozora iz dijela *Separators* odabrati kolonu *tower*, a zatim je spojiti sa napojnim i izlaznim tokovima, a nakon toga preći na specifikaciju kolone. Pozicija *tower* kolone je prikazana na slici 7.10.



Slika 7.10- Odabir kolone *tower* za proračun po TOWER modelu

Pošto smo na isti način definisali napojni tok, možemo preći na specifikaciju kolone. Duplim klikom na kolonu, otvara nam se prozor *TOWER Distillation Column*, u kome je potrebno da izaberemo tip kondenzatora, kao što se vidi sa slike 7.11, ponuđena su četiri tipa i to: 0-*potpuna kondenzacija ili bez kondenzacije*, 1-*djelimična kondenzacija*, 2- *potpuna kondenzacija sa dekantiranjem vode* i 3- *djelimična kondenzacija sa dekantiranjem vode*.



Slika 7.11-Specifikacija kolone po TOWER modelu

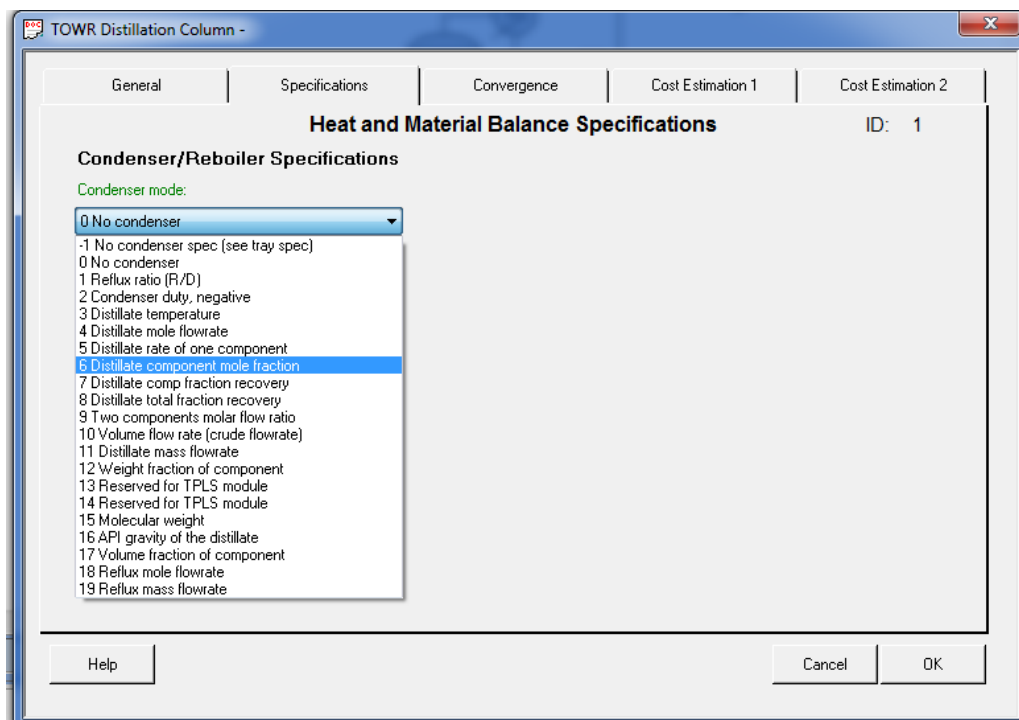
U našem slučaju mi smo odabrali tip kondenzatora sa oznakom 0 tj. *kondenzator sa potpunom kondenzacijom*. Nakon definisanja tipa kondenzatora, neophodno je da unesemo i podatke o broju podova u koloni, kao i mjesto napojnog poda uz napomenu da vrijednosti koje unosimo moraju biti cijeli broj. SHORTCUT metodom smo izračunali da kolona ima oko 18 podova i da je napojni pod između 9. i 10. poda, tako da vođeni tim podacima, za naš slučaj unosimo da je broj podova 18, a broj napojnog poda 10.

Pošto smo ispoštovali proceduru i unijeli tražene vrijednosti, u istom prozoru otvaramo prozor *Specifications*. U ovom prozoru od nas se traži da unesemo specifikacije kondenzatora i rebojlera, pri tome nam se otvara niz osobina koje je moguće definisati pri čemu nije potrebno unositi sve podatke. Na slici 7.12 i 7.13 prikazan je prozor sa veličinama koje je moguće definisati. Specifikacija kondenzatora:

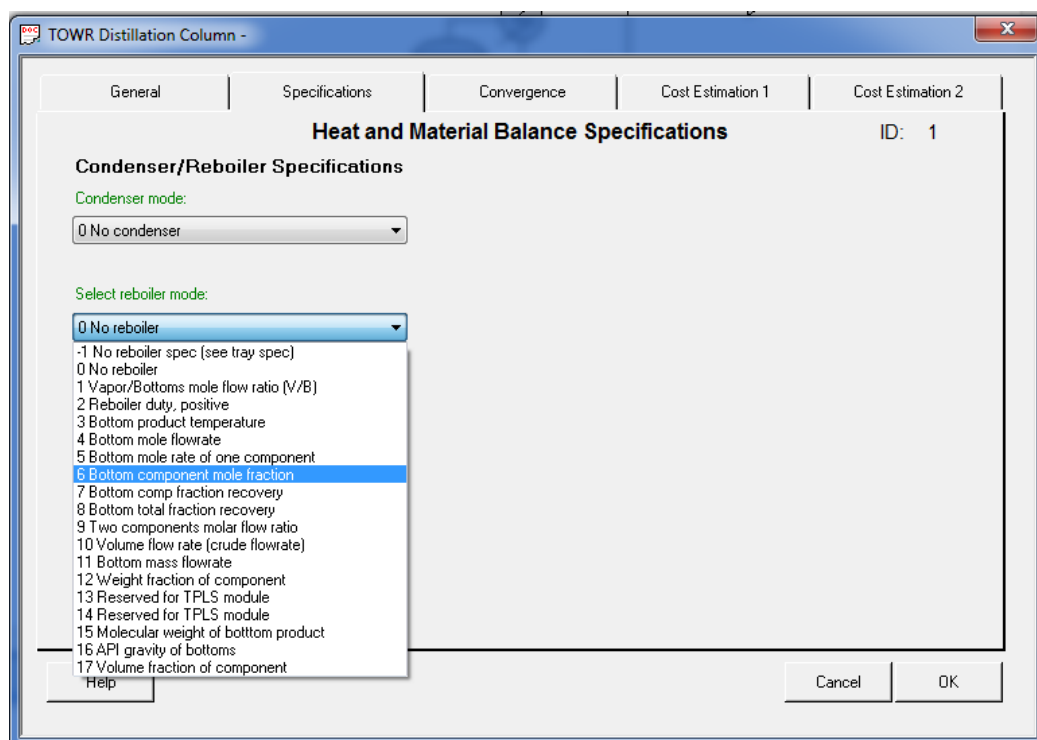
- 1- *ima kondenzator*
- 0- *bez kondenzatora*
- 1- *refluksni odnos*
- 2- *toplotna dužnost kondenzatora*
- 3- *temperatura destilata*
- 4- *ukupni molski protok destilata*
- 5- *molski protok jedne komponente u destilatu*
- 6- *molski udio jedne komponente u destilatu*
- 7- *udio lakše isparljive komponente u destilatu*
- 8- *udio količine napojne smješe u destilatu*
- 9- *odnos protoka dviju komponenata u destilatu*
- 10- *zapreminski protok destilata*
- 11- *maseni protok destilata*
- 12- *maseni udio jedne komponente u destilatu*
- 15- *molekulska masa destilata*
- 16- *API gustina destilata*
- 17- *zapreminski udio jedne komponente u destilatu*

Specifikacija rebojlera:

- 1- *ima rebojler*
- 0- *bez rebojlera*
- 1- *boil-up odnos*
- 2- *toplotna dužnost rebojlera*
- 3- *temperatura rebojlera*
- 4- *ukupni molski protok dna*
- 5- *molski protok jedne komponente na dnu*
- 6- *molski udio jedne komponente na dnu*
- 7- *udio lakše isparljive komponente na dnu*
- 8- *udio količine napojne smješe na dnu*
- 9- *odnos protoka dviju komponenata na dnu*
- 10- *zapreminski protok dna*
- 11- *maseni protok dna*
- 12- *maseni udio jedne komponente na dnu*
- 15- *molekulska masa produkta dna*
- 16- *API gustina produkta dna*
- 17- *zapreminski udio jedne komponente na dnu*



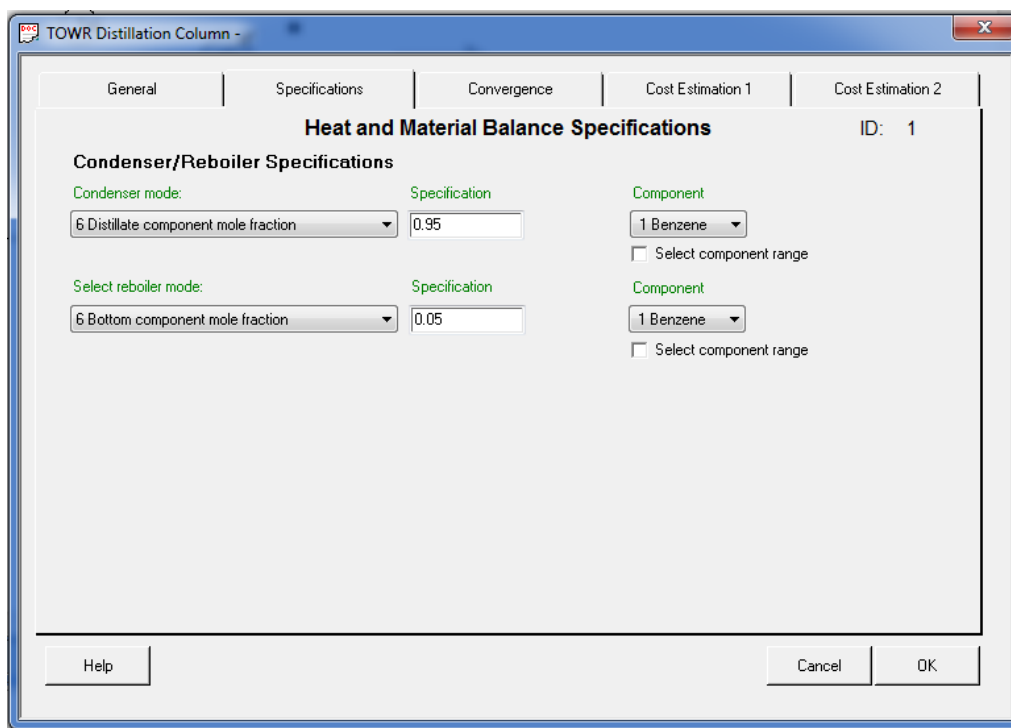
*Slika 7.12-Specifikacija kondenzatora*



*Slika 7.13-Specifikacija rebojlera*

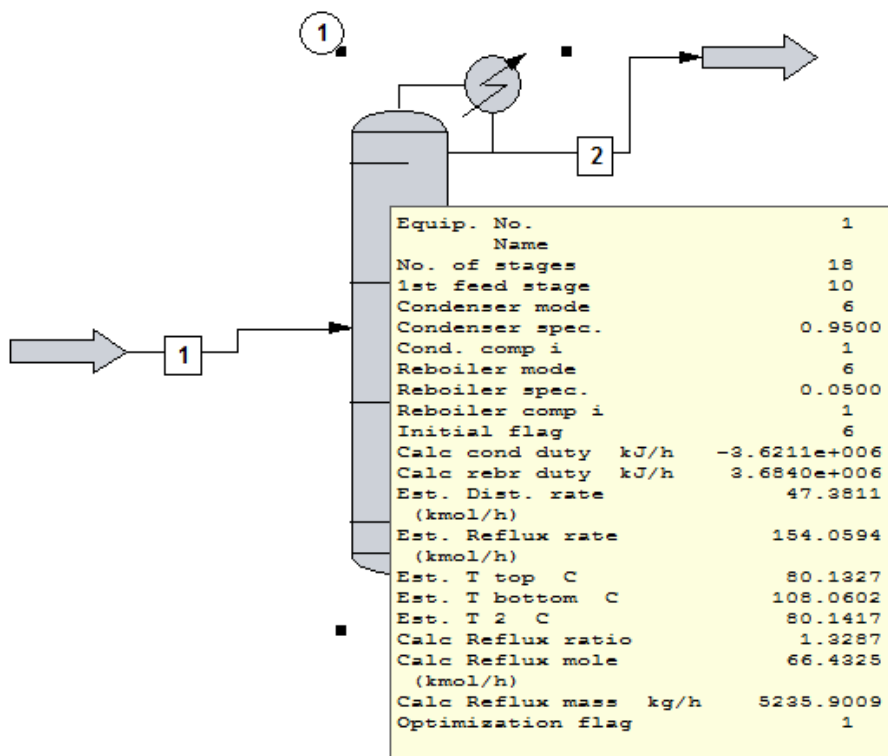
U našem slučaju, mi smo se opredjelili za veličine pod rednim brojem 6 i za kondenzator i za rebojler, a to su: molski udio jedne komponente u destilatu i molski udio jedne komponente na dnu. Odabrana komponenta je benzen, a njen molski udio u destilatu je 0,95, a u ostatku 0,05, što se jasno vidi sa slike 7.14.





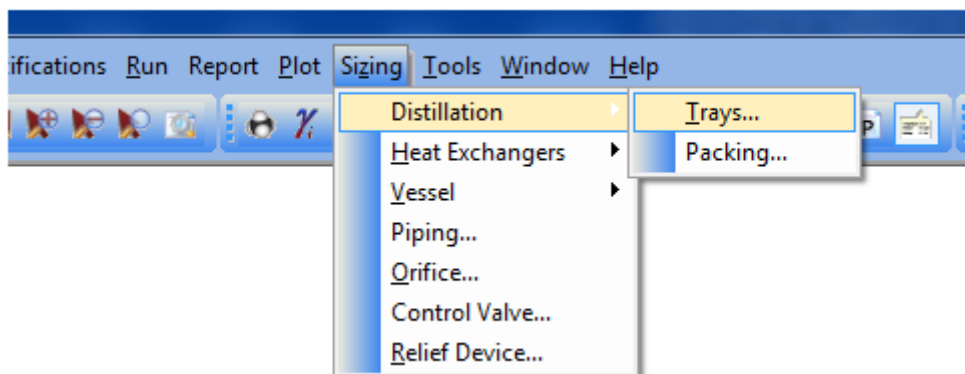
Slika 7.14- Definisanje vrijednosti molskih udjela jedne komponente u destilatu i u ostatku

Nakon što smo unijeli sve tražene vrijednosti, možemo pokrenuti program, pri čemu ćemo dobiti rezultate, koji se ispisuju prinošenjem strelice na kolonu.



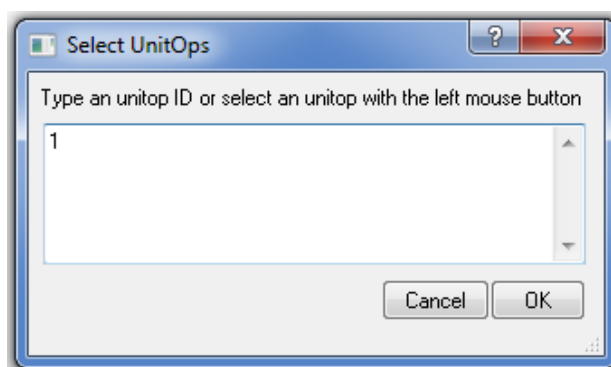
Slika 7.15- Izračunate vrijednosti za kolonu primjenom TOWER modela

Pošto smo objasnili oba modela sada možemo preći na oblast dimenzionisanja kolona primjenom ChemCAD-a. U *Sizing* padajućem meniju odaberemo *Distillation*, a potom *Trays...* Treba napomenuti da ćemo u ovom radu isključivo govoriti o podovima i to sitastim i ventilskim, dok će kolone sa punilima biti analizirane u nekim budućim radovima.



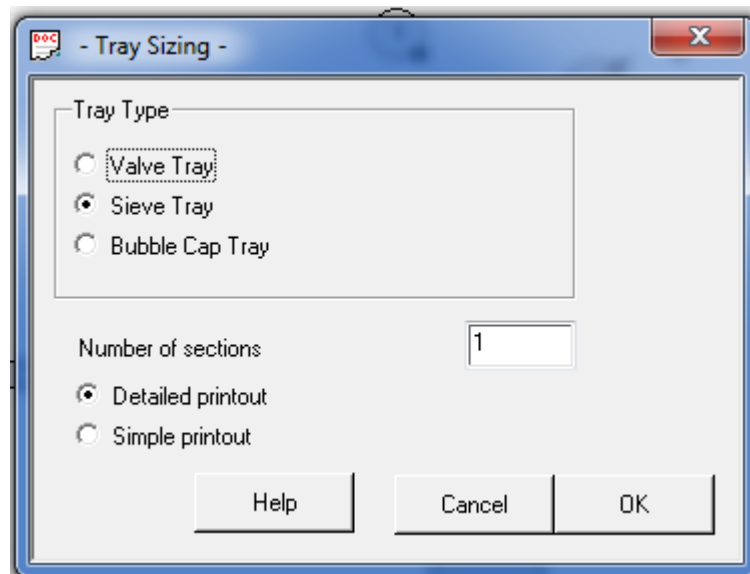
Slika 7.16-Padajući meni za dimenzionisanje opreme kod destilacionih kolona

Pošto izaberemo *Trays...* pojaviće nam se prozor u koji treba da unesemo broj uređaja tj. broj kolone. Broj možemo upisati u za to predviđen prostor ili da kliknemo na uređaj tj. kolonu koju želimo da dimenzionišemo.

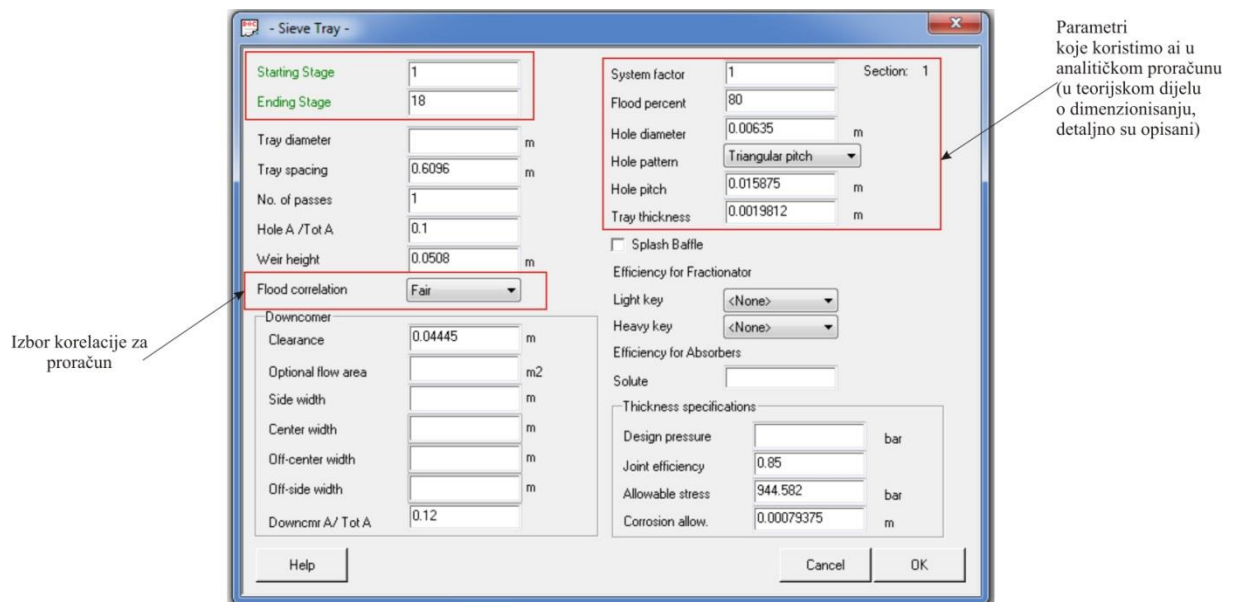


Slika 7.17-Selektovanje kolone koju želimo da dimenzionišemo

Pošto potvrdimo unos, otvara nam se novi prozor, *Tray Sizing*. U ovom prozoru potrebno je da izaberemo tip poda koji želimo da dimenzionišemo, na raspolaganju su: ventilski podovi (*Valve tray*), sitasti podovi (*Sieve tray*), zvonasti podovi (*Bubble cap tray*), kao i ispis podataka tj. da li želimo da dobijemo detaljne podatke (*Detailed printout*) ili jednostavniji ispis, samo sa osnovnim podacima (*Simple printout*). Na slici 7.18 je prikazan prozor na kome je označen tip poda i vrsta ispisa podataka za analizirani slučaj.



Slika 7.18-Tray Sizing prozor



Slika 7.19-Sieve tray (sitasti pod) prozor

S obzirom da smo odabrali sitasti pod, otvara nam se prozor *Sieve Tray*, u koji je neophodno unijeti početni i krajnji pod. Takođe, potrebno je odabrati i korelaciju po kojoj će se vršiti proračun. Na raspolaganju su dvije korelacije, prva je *Fair*-ov korelacija, a druga je korelacija *Kister*-a i *Hass*-a. Obje korelacije su detaljno opisane u teorijskom dijelu o dimenzionisanju. U gornjem desnom uglu *Sieve tray* prozora nalaze se podaci koji se odnose na: faktor plavljenja, faktor curenja, faktor sastava, razmak između podova, visina pregrade preliva, zazor između pregrade i poda, prečnik otvora, debljina lima poda i dozvoljeni pad pritiska. Sve ove veličine ćemo u kasnijem proračunu koristiti za analitičke proračune koje ćemo porediti sa rezultatima dobijenim u ChemCAD-u.

Nakon unosa svih potrebnih podataka, otvara nam se dokument u kome se nalazi detaljan opis svakog poda, sa svim važnim parametrima, krenuvši od osnovnih fizičko-hemijskih, pa do projektnih karakteristika. Na ovaj način smo zaokružili jednu cjelinu u kojoj

smo prikazali put određivanja osnovnih karakteristika destilacionih kolona, kao i određene napomene koje mogu poslužiti ukoliko bi se javili eventualni problemi tokom primjene ovog programa ali i u toku proračuna primjenom navedenih relacija.

Svi rezultati koji su dobijeni proračunima u ovom programu ali i u proračunima i grafičkim određivanjima u prethodnim poglavljima prikazaćemo u poglavlju *Diskusija rezultata istraživanja*.

## 7.2 Dimenzionisanje kolona sa sitastim podovima

Za zadane uslove projektnog zadatka, izvršićemo dimenzionisanje destilacionih kolona za razdvajanje navedenih sistema. Bitno je napomenuti, da je prema uslovima zadatka potrebno izvršiti analitički proračun i proračun softverskim paketom ChemCAD. Početni uslovi za proces dimenzionisanja svih sistema prikazani su u tabeli 7.1.

Tabela 7.1-Početne vrijednosti primarnih parametara za postupak dimenzionisanja

Faktor plavljenja	$F_{pl}$	0,8
Faktor curenja	$F_w$	0,6
Faktor sistema	$SF$	1
Razmak između podova	$T_s$	610 mm
Visina pregrade preliva	$h_w$	50,8 mm
Zazor između pregrade i poda	$h_z$	44,45 mm
Prečnik otvora	$d_h$	6,35 mm
Debljina lima poda	$t_t$	1,98 mm
Dozvoljeni pad pritiska	$\Delta p_{max}$	250 mm H <sub>2</sub> O ( $\approx 25$ mbar)

Takođe, kada je riječ o dimenzionisanju u ChemCAD-u potrebno je u jednom dijelu programa unijeti i vrijednosti za broj podova potrebnih za razdvajanje, kao i broj napojnog poda. Te vrijednosti su prikazane u tabeli 7.2.

Tabela 7.2-Vrijednosti broja podova i mjesta napojnog poda određeni ChemCAD-om

Sistem	Broj podova	Napojni pod
<b>Benzen-toluen</b>	18	10
<b>Etilbenzen-stiren</b>	56	29
<b>N-heptan-N-oktan</b>	22	12
<b>Trihloretilen-tetrahloretilen</b>	22	11

Dimenzionisanje podova podrazumjeva dimenzionisanje svakog pojedinačnog poda, njihovo grupisanje po zonama, nalaženje dimenzija za svaku zonu i kontrolisanje dimenzionisanih podova na plavljenje, odnošenje, režim rada i pad pritiska.

Zbog obimnosti proračuna, postupak računanja nećemo prikazivati, ali ćemo se pozvati na relacije koje smo koristili pri proračunu, a rezultate proračuna za sve sisteme i sve analizirane parametre, priložili smo u Prilogu ovog rada. Takođe treba napomenuti da je proračun rađen u *Excel*-u. Za proračun ovih sistema, od polaznih podataka potrebne su vrijednosti, masenih i zapreminskih protoka za paru i tečnost na svakom podu, a od fizičko-hemijskih osobina bitne su vrijednosti viskoziteta i površinskog napona, takođe, za parnu i tečnu fazu u koloni. Sve te vrijednosti prikazane su u tabelama 7.3-7.6.

Sistem *benzen-toluen*

Tabela 7.3-Fizičko-hemijske karakteristike parne i tečne faze u sistemu benzen-toluen

Br. poda	PARA NA PODU					TEČNOST NA PODU				
	°C	kg/h	m <sup>3</sup> /h	kg/m <sup>3</sup>	mPa·s	kg/h	m <sup>3</sup> /h	kg/m <sup>3</sup>	mPa·s	mN·m
1	81,1	9176,65	3.301,521	2,78	0,00	5.235,901	6,434	813,772	0,3	21
2	82,5	9177,15	3.294,961	2,785	0,00	5.236,4	6,449	811,960	0,3	21
3	84,2	9183,36	3.288,406	2,793	0,00	5.242,612	6,474	809,814	0,3	21
4	86,1	9195,17	3.282,816	2,801	0,00	5.254,422	6,507	807,563	0,3	21
5	87,8	9210,19	3.278,707	2,809	0,00	5.269,445	6,542	805,470	0,3	20
6	89,3	9225,30	3.276,046	2,816	0,00	5.284,555	6,575	803,723	0,3	20
7	90,4	9238,30	3.274,5	2,821	0,00	5.297,549	6,602	802,388	0,3	20
8	91,2	9248,38	3.273,696	2,825	0,00	5.307,631	6,653	801,433	0,3	20
9	91,8	9256,11	3.273,462	2,828	0,00	5.315,367	6,638	800,799	0,3	20
10	92,2	9268,00	3.272,988	2,832	0,00	13.840	17,293	800,344	0,3	20
11	92,7	9284,79	3.270,951	2,839	0,00	13.856,788	17,328	799,682	0,3	20
12	93,7	9321,80	3.270,78	2,85	0,00	13.893,802	17,398	798,609	0,3	20
13	95,2	9380,36	3.270,710	2,868	0,00	13.952,359	17,507	796,953	0,3	20
14	97,3	9470,23	3.272,867	2,894	0,00	14.042,234	17,672	794,600	0,3	19
15	100	9601,78	3.282,374	2,925	0,00	14.173,785	17,905	791,617	0,3	19
16	103	9761,36	3.299,727	2,958	0,00	14.333,364	18,181	788,352	0,3	19
17	105,8	9922,96	3.322,411	2,987	0,00	14.494,959	18,457	785,325	0,3	19
18	108,1	9922,96	3.322,411	2,987	0,00	4.572,003	5,839	782,945	0,3	18

Sistem *N-heptan-N-oktan*

Tabela 7.4-Fizičko-hemijske karakteristike parne i tečne faze u sistemu N-heptan-N-oktan

Br. poda	PARA NA PODU					TEČNOST NA PODU				
	°C	kg/h	m <sup>3</sup> /h	kg/m <sup>3</sup>	mPa·s	kg/h	m <sup>3</sup> /h	kg/m <sup>3</sup>	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
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

Sistem *etilbenzen-stiren*

Tabela 7.5-Fizičko-hemijske karakteristike parne i tečne faze u sistemu *etilbenzen-stiren*

Br. poda	PARA NA PODU					TEČNOST NA PODU				
	°C	kg/h	m <sup>3</sup> /h	kg/m <sup>3</sup>	mPa·s	kg/h	m <sup>3</sup> /h	kg/m <sup>3</sup>	mPa·s	mN·m
1	136,3	116805,167	35.670,105	3,275	0,00	105.441	138,653	760,469	0,2	17
2	136,3	116798,519	35.672,709	3,274	0,00	105.434,336	138,628	760,556	0,2	17
3	136,3	116790,786	35.675,728	3,274	0,00	105.426,625	138,599	760,657	0,2	17
4	136,3	116781,729	35.679,210	3,273	0,00	105.417,567	138,566	760,775	0,2	17
5	136,4	116771,416	35.683,265	3,272	0,00	105.407,269	138,528	760,210	0,2	17
6	136,4	116775,612	35.692,858	3,272	0,00	105.411,458	138,505	761,067	0,2	17
7	136,5	116765,456	35.699,299	3,271	0,00	105.401,323	138,459	761,248	0,2	17
8	136,5	116754,130	35.706,76	3,270	0,00	105.390	138,406	761,455	0,2	17
9	136,6	116741,267	35.715,293	3,269	0,00	105.377,112	138,346	761,692	0,2	17
10	136,7	116727	35.725,061	3,267	0,00	105.362,81	138,278	761,962	0,2	17
11	136,8	116711,308	35.736,241	3,266	0,00	105.347,154	138,202	762,268	0,2	17
12	136,9	116694,072	35.748,892	3,264	0,00	105.330	138,117	762,613	0,2	17
13	137,0	116675,283	35.763,144	3,262	0,00	105.311,129	138,023	762,999	0,2	17
14	137,0	116655,049	35.779,112	3,26	0,00	105.290,88	137,918	763,430	0,2	17
15	137,2	116633,404	35.796,848	3,258	0,00	105.269,221	137,804	763,907	0,2	17
16	137,4	116610,682	35.816,441	3,256	0,00	105.246,513	137,68	764,429	0,2	18
17	137,6	116586,84	35.837,841	3,253	0,00	105.222,650	137,546	764,998	0,2	18
18	137,7	116562,452	35.861,069	3,250	0,00	105.198,255	137,404	765,610	0,2	18
19	137,9	116537,490	35.885,922	3,247	0,00	105.173,308	137,255	766,264	0,2	18
20	138,1	116512,415	35.912,302	3,244	0,00	105.148,240	137,099	766,953	0,2	18
21	138,3	116487,701	35939,997	3,241	0,00	105123,512	136,938	767,673	0,2	18
22	138,5	116463,434	35968,665	3,238	0,00	105099,266	136,774	768,416	0,2	18
23	138,8	116440,166	35998,055	3,235	0,00	105076	136,609	769,174	0,2	19
24	139,0	116418	36027,758	3,231	0,00	105053,736	136,444	769,938	0,2	19
25	139,2	116397,132	36057,457	3,228	0,00	105033	136,283	770,698	0,2	19
26	139,4	116357,492	36080,452	3,225	0,00	104993,302	136,099	771,446	0,2	19
27	139,6	116346,379	36111,059	3,220	0,00	104982,175	135,957	772,173	0,2	19
28	139,8	116336,513	36140,534	3,219	0,00	104972,331	135,821	772,873	0,2	19
29	140,0	116323	36180,688	3,215	0,00	123087,747	159,123	773,539	0,2	20
30	140,3	116310,198	36225,214	3,211	0,00	123075,032	158,921	774,441	0,2	20
31	140,6	116299,815	36274,196	3,206	0,00	123064,628	158,707	775,422	0,2	20
32	140,9	116291,849	36237,040	3,201	0,00	123056,676	158,482	776,472	0,2	20
33	141,2	116244,533	36369,914	3,196	0,00	123009,36	158,195	777,579	0,2	21
34	141,5	116231,344	36424,849	3,191	0,00	122996,178	158,945	778,726	0,2	21
35	141,9	116235,029	36485,479	3,186	0,00	122999,863	157,714	778,894	0,2	21
36	142,2	116227,743	36542,026	3,181	0,00	122992,578	157,468	781,062	0,2	22
37	142,5	116223	36597,77	3,176	0,00	122987,829	157,231	782,210	0,2	22
38	142,9	116220,692	36651,798	3,171	0,00	122985,519	157,005	783,320	0,2	22
39	143,2	116220,599	36703,343	3,166	0,00	122985,433	156,794	784,377	0,2	23
40	143,5	116222,385	36751,777	3,162	0,00	122987,234	156,599	785,366	0,2	23
41	143,7	116225,823	36796,694	3,159	0,00	122990,664	156,421	786,279	0,2	23
42	144,0	116230,422	36837,794	3,155	0,00	122995,271	156,261	787,112	0,2	23
43	144,2	116235,589	36874,888	3,152	0,00	123000,445	156,119	787,862	0,2	24
44	144,4	116241,018	36908,010	3,149	0,00	123005,859	155,994	788,530	0,2	24
45	144,5	116246,234	36937,243	3,147	0,00	123011,076	155,884	789,120	0,2	24
46	144,7	116251,472	36962,942	3,145	0,00	123016,320	155,789	789,636	0,2	24
47	144,8	116256,419	36985,306	3,143	0,00	123021,253	155,706	790,085	0,2	24
48	144,9	116256,724	37003,299	3,142	0,00	123021,565	155,630	790,472	0,2	24
49	145,0	116313,012	37036,556	3,140	0,00	123077,853	155,636	790,805	0,2	24
50	145,1	116311,311	37049,097	3,139	0,00	123076,138	155,578	791,090	0,2	25
51	145,2	116309,659	37059,684	3,138	0,00	123074,528	155,528	791,333	0,2	25
52	145,2	116307,484	37068,413	3,138	0,00	123072,339	155,385	791,539	0,2	25
53	145,3	116305,230	37075,657	3,137	0,00	123070,071	155,448	791,713	0,2	25
54	145,3	116303,068	37081,672	3,136	0,00	123068	155,416	791,860	0,2	25
55	145,4	116301,254	37086,752	3,136	0,00	123066,116	155,390	791,984	0,2	25
56	145,4	116299,865	37091,055	3,136	0,00	123064,713	155,367	792,089	0,2	25
57	145,4	116299,805	37091,055	3,136	0,00	6764,846	8,540	792,177	0,2	25

## Sistem trihloretilen-tetrahloretilen

Tabela 7.6-Fizičko-hemijske karakteristike parne i tečne faze u sistemu trihloretilen-tetrahloretilen

Br. poda	PARA NA PODU					TEČNOST NA PODU				
	°C	kg/h	m <sup>3</sup> /h	kg/m <sup>3</sup>	mPa·s	kg/h	m <sup>3</sup> /h	kg/m <sup>3</sup>	mPa·s	mN·m
1	87,0	14471,058	3155,6	4,586	0,00	9228,641	6,831	1351,031	0,4	21
2	87,1	14478,216	3153,981	4,590	0,00	9235,801	6,829	1352,378	0,4	21
3	87,3	14486,795	3151,939	4,596	0,00	9244,381	6,827	1354,090	0,4	21
4	87,5	14497,381	3149,241	4,603	0,00	9254,966	6,823	1356,383	0,4	21
5	87,8	14510,689	3145,478	4,613	0,00	9268,277	6,817	1359,636	0,4	21
6	88,3	14527,508	3139,954	4,627	0,00	9285,093	6,805	1364,543	0,4	21
7	89,2	14549,281	3131,659	4,646	0,00	9306,866	6,782	1372,254	0,4	21
8	90,7	14583,376	3120,241	4,674	0,00	9340,962	6,750	1383,920	0,4	21
9	93,3	14648,867	3108,719	4,712	0,00	9406,452	6,726	1398,534	0,4	21
10	96,6	14750,813	3102,295	4,755	0,00	9508,398	6,734	1412,084	0,4	21
11	99,8	14769,765	3099,800	4,765	0,00	24732,850	17,397	1421,635	0,4	21
12	100,4	14829,250	3100,674	4,783	0,00	24792,335	17,418	1423,361	0,4	21
13	101,6	14934,245	3102,807	4,813	0,00	24897,331	17,458	1426,123	0,4	21
14	103,4	15108	3107,73	4,861	0,00	25071,074	17,531	1430,075	0,4	21
15	105,9	15366,010	3117,559	4,929	0,00	25329,098	17,652	1434,928	0,4	21
16	109,1	15695,857	3133,521	5,009	0,00	25658,943	17,820	1439,907	0,4	21
17	112,3	16050,726	3154,031	5,089	0,00	26013,813	18,013	1444,180	0,4	21
18	115,1	16373,644	3175,154	5,157	0,00	26396,728	18,197	1447,343	0,4	21
19	117,3	16628,617	3193,252	5,207	0,00	26591,700	18,346	1449,451	0,4	21
20	118,9	16809,417	3206,767	5,242	0,00	26772,505	18,454	1450,767	0,4	21
21	119,9	16928,353	3215,946	5,264	0,00	26891,442	18,526	1451,561	0,4	21
22	120,5	16928,353	3215,946	5,264	0,00	9963,089	6,861	1452,031	0,4	20

Na osnovu svih ovih određenih parametara i uz sve napomene koje smo naveli, možemo početi sa dimenzionisanjem sitastih podova za analizirane sisteme.

### Aktivna površina poda

Za nalaženje početne vrijednosti za aktivnu površinu poda, polazimo najprije od određivanja faktora kapaciteta, gdje proračun vršimo primjenom jednačina (5.17) i (5.19), pomoću kojih ćemo izračunati  $CF_0 [m \cdot s^{-1}]$ . Takođe, za proračun aktivne površine potrebno je da izračunamo i opterećenje poda parom,  $V_{LOAD} [m^3 \cdot s^{-1}]$ , primjenom relacije (4.1), a aktivnu površinu ćemo izračunati relacijom (5.2). Sve pomenute vrijednosti za svih 18 podova prikazane su u tabelama 1a-1d u *Prilogu 3*.

### Površina preliva, ukupna površina poda i prečnik kolone

Nakon što smo odredili aktivnu površinu poda, možemo preći na proračun površine preliva. Površina preliva, kako smo u teorijskim razmatranjima mogli vidjeti, procjenjuje se iz dopuštene brzine tečnosti u prelivu. Dozvoljenu brzinu možemo očitati iz ChemCAD-a ili je izračunavamo postupcima *Glitsch-a*, *Koch-a* i *Nutter-a*.

U našem slučaju za sistem benzen-toluen, za razmak između podova 610 mm, dozvoljenu brzinu računali smo pomoću relacija (4.30-4.32), pri čemu smo izabrali manju izračunatu vrijednost. Dakle, poznavajući ovu vrijednost i primjenom relacije (5.5) možemo izračunati površinu preliva  $A_D$ . Tako da se, pošto je poznata aktivna površina poda  $A_A$  i

površina preliva  $A_D$ , lako možemo doći do ukupne površine poda i dijametra kolone, koristeći izraze (5.6) i (5.7). Dobijene rezultate prikazali smo u tabeli 2a, 2b, 2c i 2d u *Prilogu 3*.

### ***Kontrola plavljenja podova i preliva***

Nakon prethodno izvršenih proračuna slijede rezultati proračuna za % plavljenja poda, kao i % plavljenja preliva. Kontrolu plavljenja poda izvršićemo nalaženjem *Snouder-Brown*-ovog koeficijenta plavljenja za podove primjenom korelacije *Kister*-a i *Hass*-a (4.19). Za kontrolu plavljenja preliva koristili smo *Koch*-ovu korelaciju (4.34). Za ostale parametre koji su nam neophodni da bismo izračunali % plavljenja koristili smo relacije (4.21), (4.11), (4.20), (4.18) i (4.4). Rezultati proračuna prikazani su u tabelama 3a, 3b, 3c i 3d u *Prilogu 3*.

### ***Režim rada kolone***

Procjenu u kojem režimu rade sitasti podovi možemo vidjeti iz korelacije za procjenu tačke prelaza iz jednog u drugi režim rada. Za prelaz iz režima raspršene tečnosti u režim pjene koristimo jednačinu *Pinczewsky*-og i *Fell*-a, jednačina (4.10) ili jednačinu *Johnson*-a i *Fair*-a (4.12). Za tačku prelaza iz režima pjene u režim emulzije računamo jednačinom (4.13). Vrijednosti kojima procjenjujemo režim rada kolona prikazane su u tabeli 4a- 4d u *Prilogu 3*.

### ***Odnosjenje***

Procjenu odnošenja radićemo po *Fair*-ovoj korelaciji. Relacije koje ćemo koristiti za proračun odnošenja su: (4.8), (4.38) i (4.39). Rezultati proračuna prikazani su u tabeli 5a, 5b, 5c i 5d u *Prilogu 3*.

### ***Pad pritiska***

Vrijednosti parametara za pad pritiska računamo iz relacija (4.42) i (4.49) ili nomogramom na slici 7.27 u literaturi [Beer, 2006] i relacije za visinu aerisane tečnosti  $h_f = h_l / y_f$ , gdje je:

$$h_l = h_c + h_\sigma$$

$$h_\sigma = \frac{6 \cdot \sigma}{g \cdot \rho_L \cdot d_B}$$

$$d_B = 1,27 \cdot \left[ \frac{d_h \cdot \sigma}{g \cdot (\rho_L - \rho_V)} \right]^{1/3}$$

$$h_c = y_{f,e} \cdot \left[ h_w + 15326 \cdot C_0 \cdot \left( \frac{Q_L}{y_{f,e}} \right)^{2/3} \right]$$

$$C_0 = 0,0327 + 0,0286 \cdot \exp(-0,1378 \cdot h_w)$$

$$y_{f,e} = \exp(-12,55 \cdot C_0^{0,91})$$



Poštujući navedene relacije na jednostavan način može se doći do parametara, koji su neophodni za proračun pada pritiska. Za dalje rješavanje potrebna je vrijednost *Reynolds*-ovog kriterijuma, koji se računa po relaciji:

$$Re = \frac{r_h \cdot u_f \cdot \rho_L}{\mu_L}$$

gdje je u relaciji za *Reynolds*-ov kriterijum:

$$u_f = \frac{1}{3,6} \cdot \frac{Q_L}{h_f} \cdot \frac{L_w}{D_f}$$

$$r_h = \frac{h_f \cdot D_f}{2 \cdot h_f + 1000 \cdot D_f}$$

Za dalji proces proračuna koristimo nomogram na slici 7.29 u literature [Beer, 2006] i koristimo relacije:

$$\Delta_H = \frac{1000 \cdot f \cdot u_f \cdot L_f}{g \cdot r_H}$$

$$\Phi = 0,58 + 0,48 \cdot \exp(-1,62 \cdot u_A \cdot \sqrt{\rho_V})$$

Ukupan pritisak računamo iz bilansa pritisaka, a pad pritiska na podu računamo na osnovu izraza:

$$\Delta p = \frac{h_t + y_L}{10}$$

Izračunate vrijednosti su prikazane u tabelama 6a-6d, 6.1a-6.1d, 6.2a-6.2d i 6.3a-6.3d u *Prilogu 3*.

### 7.3 Dimenzionisanje kolona sa ventilskim podovima

U ovom dijelu prikazan je način dimenzionisanja podova sa ventilima uz napomenu da nije prikazano dimenzionisanje svakog poda pojedinačno već samo po dva poda iz svakog sistema. Prilikom dimenzionisanja podova sa ventilima korišćeni su neki podaci iz dijela o dimenzionisanju sitastih podova. Proračun je vođen redoslijedom koji je dat u teorijskom dijelu o dimenzionisanju ventilskih podova. Polazni podaci za ovu vrstu podova prikazani su u tabeli 7.7.

Tabela 7.7-Polazni podaci za proračuna ventilskih podova

Parametar		Vrijednost
Faktor plavljenja	$F_{pl}$	0,8
Faktor sistema	$SF$	1
Faktor curenja	$F_{wp}$	0,6
Razmak između podova		
Sekcija rektifikacije	$T_s$	610
Sekcija stripovanja	$T_s$	610
Visina pregrade, mm	$h_w$	50,8
Visina zazora, mm	$h_z$	44,45
Tip ventila		V-1
Debljina lima ventila, mm	$t_v$	2,642
Materijal		N.Č.
Gustina, $kg/m^3$	$\rho_v$	8024
Dopušteni pad pritiska, mm $H_2O$	$\Delta p_{max}$	250 ( $\approx 25$ mbar)

#### Benzen-toluen

Za sistem benzen-toluen za zonu rektifikacije odabrali smo pod broj 5, a za zonu stripovanja pod broj 15.

Jednačinama koje su prikazane u teorijskom dijelu uz pridržavanje redoslijeda dimenzionisanja, koji je takođe prikazan, dolazi se do svih potrebnih parametara za ovaj tip podova.

#### Faktor kapaciteta i opterećenje poda parom

Tabela 7.8-Vrijednosti faktora kapaciteta i opterećenja poda parom

	Rektifikacija	Stripovanje
$Q_{v,v} m^3 \cdot s^{-1}$	0,9108	0,9118
$\rho_v kg \cdot m^{-3}$	2,809	2,925
$\rho_L kg \cdot m^{-3}$	805,470	791,617
$T_s mm$	610	610
$SF$	1	1
$CF_0$ (jed. 5.17)	0,137574	0,137539

\*Nastavak tabele 7.8

$CF_0$ (jed. 5.19)	0,178215	0,178083
$CF$ (jed. 5.20)	0,137574	0,137539
$V_{LOAD}$ (jed. 4.1)	0,053878	0,055526

### Dozvoljena brzina tečnosti u prelivu

Tabela 7.9-Vrijednosti dozvoljenih brzina tečnosti u prelivu

	Rektifikacija	Stripovanje
$\rho_V \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$	2,809	2,925
$\rho_L \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$	805,470	791,617
$T_S \text{ mm}$	610	610
$SF$	1	1
$u_{LD,max} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ (jed. 4.30)	0,170	0,170
$u_{LD,max} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ (jed. 4.31)	0,198318	0,196587
$u_{LD,max} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ (jed. 4.32)	0,177031	0,175486
$u_{LDdes} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$	0,170	0,170

### Preliminarni prečnik kolone

#### Rektifikacija

Za  $Q_{v,V} = 0,9108 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$  i  $Q_{v,L} = 0,001814 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$  iz nomograma koji je prikazan na slici 5.6, očitamo da je dijametar kolone sa jednim prelazom:  $d_T = 0,9$ .

#### Stripovanje

Za  $Q_{v,V} = 0,9118 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$  i  $Q_{v,L} = 0,004974 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$  iz nomograma koji je prikazan na slici 5.6, očitamo da je dijametar kolone sa jednim prelazom:  $d_T = 0,92$ .

### Aktivna površina poda, površina preliva, ukupna površina poda i dijametar kolone

Tabela 7.10-Aktivna površina poda, površina preliva, ukupna površina i dijametar kolone

	Rektifikacija	Stripovanje
$L_f \text{ [m]}$ (jed. 5.21)	0,675	0,69
$A_{A,min} \text{ [m}^2\text{]}$ (jed. 5.22)	0,50476	0,547178
$A_{D,min} \text{ [m}^2\text{]}$ (jed. 5.23)	0,036716	0,079763
$A_{D,min} \text{ [m}^2\text{]}$ (jed. 5.24)	0,055524	0,06019
$A_{D,min} \text{ [m}^2\text{]}$ (jed. 5.25)	0,073432	0,1595
$A_D \text{ [m}^2\text{]}$	0,055524	0,06019
$A_T,min \text{ [m}^2\text{]}$ (jed. 5.26)	0,615807	0,667557
$A_T,min \text{ [m}^2\text{]}$ (jed. 5.27)	0,626607	0,645934
$A_T \text{ [m}^2\text{]}$	0,626607	0,667557

\*Nastavak tabele 7.10

$d_T$ [m] (jed. 5.28)	0,893225	0,921949
		S.P.
$A_D/A_T$	0,11719	0,090164
$L_w/d_T$	0,736657	0,713705
$L_w$ , [m]	0,658	0,658
$H$ , [m] (jed. 5.29)	0,14	0,14
$Q_L$ , [m <sup>3</sup> · h <sup>-1</sup> · m <sup>-1</sup> ]	9,963526	27,231

### Broj ventila na podu

Tabela 7.11-Broj ventila na analiziranim podovima

	Rektifikacija	Stripovanje
$h_w$ [mm]	50,8	50,8
$Q_{v,L}$ [m <sup>3</sup> · s <sup>-1</sup> ]	0,001821	0,004977
$L_w$ , [m]	0,658	0,658
$h_c$ [mm s.t.]	61,7201	72,1465
$C_0$ (jed. 4.48)	0,0146	0,0146
$\rho_v$ [kg · m <sup>-3</sup> ]	2,809	2,925
$\rho_L$ [kg · m <sup>-3</sup> ]	805,470	791,617
$u_{v,min}$ [m · s <sup>-1</sup> ] (jed. 5.34)	3,1204	3,3370
$N_v$ (jed. 5.33)	148	139

### Dimenzije i raspodjela površine podova

Tabela 7.12-Dimenzije i raspodjela površine podova

		Rektifikacija	Stripovanje
Prečnik kolone	$m$	0,893225	0,921949
Površina presjeka kolone	$m^2$	0,626607	0,645934
Aktivna površina poda	$m^2$	0,50476	0,547178
Razmak između podova	$mm$	610	610
Broj prelaza tečnosti		1	1
Segmentni preliv			
-površina	$m^2$	0,055524	0,06019
-dužina	$m$	0,524	0,658
-širina	$m$	0,083	0,140
Visina pregrade	$mm$	50,8	50,8
Dužina toka tečnosti	$m$	0,675	0,690
Broj ventila		148	139

## Pad pritiska

Tabela 7.13- Pad pritiska na analiziranim podovima

	Rektifikacija	Stripovanje
$Q_{v,V} [m^3 \cdot s^{-1}]$	0,910752	0,911771
$A_V [m^2] (N_V/845)$	0,175122	0,16394
$t_v [mm]$	2,642	2,642
$\rho_{mv} [kg \cdot m^{-3}]$	8025	8025
$\rho_V [kg \cdot m^{-3}]$	2,809	2,925
$\rho_L [kg \cdot m^{-3}]$	805,470	791,617
$K_1$ (tabela 5.4)	9,2014	9,2014
$K_2$ (tabela 5.4)	251,5	251,5
$u_v [m \cdot s^{-1}]$	5,200683	5,561614
$h_d [mm \text{ s.t.}]$	36,40381	37,20861
$h_d [mm \text{ s.t.}]$	23,7228	28,74393
$h_t [mm \text{ s.t.}]$ (jed. 5.38)	77,56492	132,2219
$h_t [mm \text{ s.t.}]$	113,9687	169,4305
$\Delta p [bar.]$	4,4250	6,0621

## Visina tečnosti u prelivu

Tabela 7.14-Vrijednost visine tečnosti u prelivu

	Rektifikacija	Stripovanje
$h_w [mm]$	50,8	50,8
$Q_{v,L} [m^3 \cdot s^{-1}]$	0,001814	0,004974
$L_w, [m]$	0,658	0,658
$h_t [mm \text{ s.t.}]$	113,9687	169,4305
$A_z [m^2]$	0,02925	0,02925
$u_{ud} [m \cdot s^{-1}]$	0,574425	0,949639
$h_{ud} [mm \text{ s.t.}]$ (jed. 5,41)	62,26425	170,1725
$h_{DL} [mm]$ (jed. 5.40)	108,6617	163,9613

## Procenat plavljenja

Tabela 7.15-Procenat plavljenja na analiziranim podovima

	Rektifikacija	Stripovanje
$Q_L [m^3 \cdot h^{-1} \cdot m^{-1}]$	9,963526	27,231
$V_{LOAD}$	0,053878	0,055526
$Q_{v,L} [m^3 \cdot s^{-1}]$	0,001821	0,004977
$L_F [m]$	0,675	0,690

\*Nastavak tabele 7.15

$A_A [m^2]$	0,50476	0,547178
$CF$	0,1376	0,1375
% plavljenja (jed. 5.43)	80	80
$A_D [m^2]$	0,026781	0,06019
$u_{LD} [m \cdot s^{-1}]$	0,062	0,078
$F_{DL}$	1,7329	1,7329
% plavljenja (jed. 5.44)	81,53	77,53

### Etilbenzen-stiren

Za sistem etilbenzen-stiren za zonu rektifikacije odabrali smo pod broj 25, a za zonu stripovanja pod brojem 51. Polazni parametri za oba poda su prikazani u sljedećim tabelama:

#### Faktor kapaciteta i opterećenje poda parom

Tabela 7.16-Vrijednosti faktora kapaciteta i opterećenja poda parom

	Rektifikacija	Stripovanje
$Q_{v,V} m^3 \cdot s^{-1}$	10,01596	10,29436
$\rho_V kg \cdot m^{-3}$	3,228	3,138
$\rho_L kg \cdot m^{-3}$	770,698	791,333
$T_s mm$	610	610
$SF$	1	1
$CF_0$ (jed. 5.17)	0,137446	0,137473
$CF_0$ (jed. 5.19)	0,177739	0,177842
$CF$ (jed. 5.20)	0,137446	0,137473
$V_{LOAD}$ (jed. 4.1)	0,649574	0,649544

#### Dozvoljena brzina tečnosti u prelivu

Tabeal 7.17-Vrijednosti dozvoljenih brzina tečnosti u prelivu

	Rektifikacija	Stripovanje
$\rho_V kg \cdot m^{-3}$	3,228	3,138
$\rho_L kg \cdot m^{-3}$	770,698	791,333
$T_s mm$	610	610
$SF$	1	1
$u_{LD,max} m \cdot s^{-1}$ (jed. 4.30)	0,17	0,17
$u_{LD,max} m \cdot s^{-1}$ (jed. 4.31)	0,193923	0,196524
$u_{LD,max} m \cdot s^{-1}$ (jed. 4.32)	0,173108	0,175429
$u_{LDdes} m \cdot s^{-1}$	0,17	0,17

## Preliminarni prečnik kolone

### Rektifikacija

Za  $Q_{v,V} = 10,016 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$  i  $Q_{v,L} = 0,0379 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$  iz nomograma koji je prikazan na slici 5.6, očitamo da je dijametar kolone sa jednim prelazom:  $d_T = 3,12$ .

### Stripovanje

Za  $Q_{v,V} = 10,2944 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$  i  $Q_{v,L} = 0,0432 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$  iz nomograma koji je prikazan na slici 5.6, očitamo da je dijametar kolone sa jednim prelazom:  $d_T = 3,3$ .

## Aktivna površina poda, površina i dimenzije preliva

Tabela 7.18-Aktivna površina poda, površina preliva, ukupna površina i dijametar kolone

	Rektifikacija	Stripovanje
$L_f$ [m] (jed. 5.21)	2,34	2,475
$A_A, \min$ [m <sup>2</sup> ] (jed. 5.22)	7,00562	7,231257
$A_D, \min$ [m <sup>2</sup> ] (jed. 5.23)	0,739383	0,871013
$A_D, \min$ [m <sup>2</sup> ] (jed. 5.24)	0,770618	0,795438
$A_D, \min$ [m <sup>2</sup> ] (jed. 5.25)	1,478765	1,742025
$A_D$ [m <sup>2</sup> ]	0,770618	0,795438
$A_T, \min$ [m <sup>2</sup> ] (jed. 5.26)	8,546857	8,822133
$A_T, \min$ [m <sup>2</sup> ] (jed. 5.27)	7,561665	7,559802
$A_T$ [m <sup>2</sup> ]	8,546857	8,822133
$d_T$ [m] (jed. 5.28)	3,298878	3,351582
$A_D/A_T$	0,173019	0,197461
$L_w/d_T$	0,645977	0,678486
$L_w$ , [m]	2,131	2,274
$H$ , [m] (jed. 5.29)	0,406	0,445
$Q_L$ , [m <sup>3</sup> · h <sup>-1</sup> · m <sup>-1</sup> ]	63,9526	68,3940

## Broj ventila na podu

Tabela 7.19-Broj ventila na analiziranim podovima

	Rektifikacija	Stripovanje
$h_w$ [mm]	50,8	50,8
$Q_{v,L}$ [m <sup>3</sup> · s <sup>-1</sup> ]	0,037856	0,043202
$L_w$ , [m]	2,131	2,274
$h_c$ [mm s.t.]	88,51581	90,2424

\*Nastavak tabele 7.19

$C_0$	0,0146	0,0146
$\rho_V [kg \cdot m^{-3}]$	3,228	3,138
$\rho_L [kg \cdot m^{-3}]$	770,698	791,333
$u_{h,min} [m \cdot s^{-1}]$ (jed. 5.34)	3,554234	3,696439
$N_V$ (jed. 5.33)	1429	1412

### Dimenzije i raspodjela površina podova

Tabela 7.20-Dimenzije i raspodjela površine podova

		<b>Rektifikacija</b>	<b>Stripovanje</b>
Promjer kolone	$m$	3,298878	3,351582
Površina presjeka kolone	$m^2$	8,546857	8,822133
Aktivna površina poda	$m^2$	7,00562	7,231257
Razmak između podova	$mm$	610	610
Broj prelaza tečnosti		1	1
Segmentni preliv			
-površina	$m^2$	0,770618	0,795438
-dužina	$m$	2,131	2,274
-širina	$m$	0,406	0,445
Visina pregrade	$mm$	50,8	50,8
Dužina toka tečnosti	$m$	2,34	2,475
Broj ventila		1429	1412

### Pad pritiska

Tabela 7.21- Pad pritiska na analiziranim podovima

	<b>Rektifikacija</b>	<b>Stripovanje</b>
$Q_{v,V} [m^3 \cdot s^{-1}]$	10,01596	10,29436
$A_V [m^2]$ ( $N_V/845$ )	1,690822	1,670963
$t_v [mm]$	2,642	2,642
$\rho_{mv} [kg \cdot m^{-3}]$	8025	8025
$\rho_V [kg \cdot m^{-3}]$	3,228	3,138
$\rho_L [kg \cdot m^{-3}]$	770,698	791,333
$K_1$ (tabela 5.4)	9,2014	9,2014
$K_2$ (tabela 5.4)	251,5	251,5
$u_v [m \cdot s^{-1}]$	5,923723	6,160732
$h_d [mm \text{ s.t.}]$	38,49112	37,5552
$h_d [mm \text{ s.t.}]$	36,96382	37,85265
$h_l [mm \text{ s.t.}]$	218,0323	227,0834
$h_t [mm \text{ s.t.}]$	256,5235	264,6386
$\Delta p [bar]$	9,6270	9,6860



### Visina tečnosti u prelivu

Tabela 7.22-Vrijednost visine tečnosti u prelivu

	<b>Rektifikacija</b>	<b>Stripovanje</b>
$h_w$ [mm]	50,8	50,8
$Q_{v,L}$ [m <sup>3</sup> · s <sup>-1</sup> ]	0,037856	0,043202
$L_w$ , [m]	2,131	2,274
$h_t$ [mm s.t.]	256,5235	264,6386
$A_z$ [m <sup>2</sup> ]	0,094723	0,101079
$u_{ud}$ [m · s <sup>-1</sup> ]	1,455312	1,504998
$h_{ud}$ [mm s.t.]	399,6538	427,4092
$h_{DL}$ [mm] (jedn. 5.41)	251,2722	260,3186

### Procenat plavljenja

Tabela 7.23-Procenat plavljenja na analiziranim podovima

	<b>Rektifikacija</b>	<b>Stripovanje</b>
$Q_L$ [m <sup>3</sup> · h <sup>-1</sup> · m <sup>-1</sup> ]	63,9526	68,3940
$V_{LOAD}$	0,649574	0,649544
$Q_{v,L}$ [m <sup>3</sup> · s <sup>-1</sup> ]	0,037856	0,043202
$L_F$ [m]	2,34	2,475
$A_A$ [m <sup>2</sup> ]	7,00562	7,231257
$CF$	0,137446	0,137473
% plavljenja (jedn. 5.43)	80	80
$A_D$ [m <sup>2</sup> ]	0,556712	0,635327
$u_{LD}$ [m · s <sup>-1</sup> ]	0,065	0,062
$F_{DL}$	1,172001	1,08267
% plavljenja (jedn. (5.44)	70,89	68,66

## N-heptan-N-oktan

Za sistem N-heptan-N-oktan za zonu rektifikacije odabrali smo pod broj 5, a za zonu stripovanja pod brojem 18. Polazni parametri za oba poda su prikazani u sljedećim tabelama:

### *Faktor kapaciteta i opterećenje poda parom*

*Tabela 7.24-Vrijednosti faktora kapaciteta i opterećenja poda parom*

	<b>Rektifikacija</b>	<b>Stripovanje</b>
$Q_{v,V} \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$	1,3737	0,009561
$\rho_V \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$	3,443	3,603
$\rho_L \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$	615,403	614,231
$T_S \text{ mm}$	610	610
$SF$	1	1
$CF_0$ (jed. 5.17)	0,13738	0,137331
$CF_0$ (jed. 5.19)	0,177496	0,177314
$CF$ (jed. 5.20)	0,13738	0,137331
$V_{LOAD}$ (jed. 4.1)	0,104068	0,105517

### *Dozvoljena brzina tečnosti u prelivu*

*Tabela 7.25-Vrijednosti dozvoljenih brzina tečnosti u prelivu*

	<b>Rektifikacija</b>	<b>Stripovanje</b>
$\rho_V \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$	3,443	3,603
$\rho_L \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$	615,403	614,231
$T_S \text{ mm}$	610	610
$SF$	1	1
$u_{LD,max} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ (jed. 4.30)	0,17	0,17
$u_{LD,max} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ (jed. 4.31)	0,173165	0,172976
$u_{LD,max} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ (jed. 4.32)	0,154578	0,154409
$u_{LDdes} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$	0,17	0,17

### *Preliminarni prečnik kolone*

#### *Rektifikacija*

Za  $Q_{v,V} = 1,3874 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$  i  $Q_{v,L} = 0,004549 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$  iz nomograma koji je prikazan na slici 5.6, očitamo da je dijametar kolone sa jednim prelazom:  $d_T = 1,32$ .

#### *Stripovanje*

Za  $Q_{v,V} = 1,3737 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$  i  $Q_{v,L} = 0,009561 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$  iz nomograma koji je prikazan na slici 5.6, očitamo da je dijametar kolone sa jednim prelazom:  $d_T = 1,2$ .

### Aktivna površina poda, površina i dimenzije preliva

Tabela 7.26-Aktivna površina poda, površina preliva, ukupna površina i dijametar kolone

	<b>Rektifikacija</b>	<b>Stripovanje</b>
$L_f$ [m] (jed. 5.21)	0,99	0,90
$A_{A,min}$ [m <sup>2</sup> ] (jed. 5.22)	1,0028	1,06718
$A_{D,min}$ [m <sup>2</sup> ] (jed. 5.23)	0,118453	0,18675
$A_{D,min}$ [m <sup>2</sup> ] (jed. 5.24)	-	-
$A_{D,min}$ [m <sup>2</sup> ] (jed. 5.25)	-	-
$A_D$ [m <sup>2</sup> ]	0,118453	0,18675
$A_T,min$ [m <sup>2</sup> ] (jed. 5.26)	1,239658	1,440677
$A_T,min$ [m <sup>2</sup> ] (jed. 5.27)	1,212038	1,229346
$A_T$ [m <sup>2</sup> ]	1,239658	1,440677
$d_T$ [m] (jed. 5.28)	1,25636	1,354398
-	-	-
$A_D/A_T$	0,095553	0,129624
$L_w/d_T$	0,698844	0,737597
$L_w$ , [m]	0,878	0,999
$H$ , [m] (jed. 5.29)	0,159	0,216
$Q_L$ , [m <sup>3</sup> · h <sup>-1</sup> · m <sup>-1</sup> ]	18,65034	34,45546

### Broj ventila na podu

Tabela 7.27-Broj ventila na analiziranim podovima

	<b>Rektifikacija</b>	<b>Stripovanje</b>
$h_w$ [mm]	50,8	50,8
$Q_{v,L}$ [m <sup>3</sup> · s <sup>-1</sup> ]	0,004549	0,009561
$L_w$ , [m]	0,878	0,999
$h_c$ [mm s.t.]	67,3860	75,7722
$C_0$	0,0146	0,0146
$\rho_v$ [kg · m <sup>-3</sup> ]	3,443	3,603
$\rho_L$ [kg · m <sup>-3</sup> ]	615,403	614,231
$u_{h,min}$ [m · s <sup>-1</sup> ] (jed. 5.34)	2,6004	2,7295
$N_v$ (jed. 5.33)	271	255

## Dimenzije i raspodjela površina podova

Tabela 7.28-Dimenzije i raspodjela površine podova

		<b>Rektifikacija</b>	<b>Stripovanje</b>
Promjer kolone	$m$	1,25636	1,354398
Površina presjeka kolone	$m^2$	1,239658	1,440677
Aktivna površina poda	$m^2$	1,0028	1,06718
Razmak između podova	$mm$	610	610
Broj prelaza tečnosti		1	1
Segmentni preliv			
-površina	$m^2$	0,118453	0,18675
-dužina	$m$	0,878	0,999
-širina	$m$	0,159	0,216
Visina pregrade	$mm$	50,8	50,8
Dužina toka tečnosti	$m$	0,99	0,9
Broj ventila		271	255

## Pad pritiska

Tabela 7.29- Pad pritiska na analiziranim podovima

	<b>Rektifikacija</b>	<b>Stripovanje</b>
$Q_{v,V} [m^3 \cdot s^{-1}]$	1,387433	1,373656
$A_v [m^2] (N_v/845)$	0,320132	0,301956
$t_v [mm]$	2,642	2,642
$\rho_{mv} [kg \cdot m^{-3}]$	8025	8025
$\rho_v [kg \cdot m^{-3}]$	3,443	3,603
$\rho_L [kg \cdot m^{-3}]$	615,403	614,231
$K_1$ (tabela 5.4)	9,2014	9,2014
$K_2$ (tabela 5.4)	251,5	251,5
$u_v [m \cdot s^{-1}]$	4,333945	4,549188
$h_d [mm \text{ s.t.}]$	47,47754	47,71636
$h_d [mm \text{ s.t.}]$	26,42909	30,53081
$h_l [mm \text{ s.t.}]$	107,2666	151,2282
$h_t [mm \text{ s.t.}]$	154,7442	198,9446
$\Delta p [bar.]$	5,5953	7,1120

### Visina tečnosti u prelivu

Tabela 7.30-Vrijednost visine tečnosti u prelivu

	<b>Rektifikacija</b>	<b>Stripovanje</b>
$h_w$ [mm]	50,8	50,8
$Q_{v,L}$ [m <sup>3</sup> · s <sup>-1</sup> ]	0,004549	0,009561
$L_w$ , [m]	0,878	0,999
$h_t$ [mm s.t.]	154,7442	198,9446
$A_z$ [m <sup>2</sup> ]	0,039027	0,044406
$u_{ud}$ [m · s <sup>-1</sup> ]	0,785905	1,068208
$h_{ud}$ [mm s.t.]	116,5501	215,3197
$h_{DL}$ [mm] (jed. 5.41)	139,273	184,1526

### Procenat plavljenja

Tabela 7.31-Procenat plavljenja na analiziranim podovima

	<b>Rektifikacija</b>	<b>Stripovanje</b>
$Q_L$ [m <sup>3</sup> · h <sup>-1</sup> · m <sup>-1</sup> ]	18,65034	34,45546
$V_{LOAD}$	0,104068	0,105517
$Q_{v,L}$ [m <sup>3</sup> · s <sup>-1</sup> ]	0,004549	0,009561
$L_F$ [m]	0,99	0,90
$A_A$ [m <sup>2</sup> ]	1,0028	1,06718
$CF$	0,13738	0,137331
% plavljenja (jed. 5.43)	80	80
$A_D$ [m <sup>2</sup> ]	0,118453	0,18675
$u_{LD}$ [m · s <sup>-1</sup> ]	0,048	0,064
$F_{DL}$	1,7329	1,7329
% plavljenja (jed. 5.44)	78,34	68,37

## Trihloretilen-tetrahloretilen

Za sistem trihloretilen-tetrahloretilen za zonu rektifikacije odabrali smo pod broj 6, a za zonu stripovanja pod brojem 16. Polazni parametri za oba poda su prikazani u sljedećim tabelama:

### *Faktor kapaciteta i opterećenje poda parom*

Tabela 7.32-Vrijednosti faktora kapaciteta i opterećenja poda parom

	<b>Rektifikacija</b>	<b>Stripovanje</b>
$Q_{v,v} \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$	0,8722	0,8704
$\rho_v \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$	4,627	5,009
$\rho_L \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$	1364,543	1439,907
$T_s \text{ mm}$	610	610
$SF$	1	1
$CF_0$ (jed. 5.17)	0,137017	0,136899
$CF_0$ (jed. 5.19)	0,176153	0,175720
$CF$ (jed. 5.20)	0,137017	0,136899
$V_{LOAD}$ (jed. 4.1)	0,050876	0,051427

### *Dozvoljena brzina tečnosti u prelivu*

Tabela 7.33-Vrijednosti dozvoljenih brzina tečnosti u prelivu

	<b>Rektifikacija</b>	<b>Stripovanje</b>
$\rho_v \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$	4,627	5,009
$\rho_L \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$	1364,543	1439,907
$T_s \text{ mm}$	610	610
$SF$	1	1
$u_{LD,max} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ (jed. 4.30)	0,17	0,17
$u_{LD,max} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ (jed. 4.31)	0,258139	0,26516
$u_{LD,max} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ (jed. 4.32)	0,230431	0,236699
$u_{LDdes} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$	0,17	0,17

### *Preliminarni prečnik kolone*

#### *Rektifikacija*

Za  $Q_{v,v} = 0,8722 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$  i  $Q_{v,L} = 0,00189 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$  iz nomograma koji je prikazan na slici 5.6, očitamo da je dijemetar kolone sa jednim prelazom:  $d_T = 0,9$ .

#### *Stripovanje*

Za  $Q_{v,v} = 0,8704 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$  i  $Q_{v,L} = 0,00495 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$  iz nomograma koji je prikazan na slici 5.6, očitamo da je dijemetar kolone sa jednim prelazom:  $d_T = 0,9$ .

### Aktivna površina poda, površina i dimenzije preliva

Tabela 7.34-Aktivna površina poda, površina preliva, ukupna površina i dijametar kolone

	Rektifikacija	Stripovanje
$L_f$ [m] (jed. 5.21)	0,675	0,675
$A_{A,min}$ [m <sup>2</sup> ] (jed. 5.22)	0,480008	0,511156
$A_{D,min}$ [m <sup>2</sup> ] (jed. 5.23)	0,050273	0,079327
$A_{D,min}$ [m <sup>2</sup> ] (jed. 5.24)	0,052801	0,056227
$A_{D,min}$ [m <sup>2</sup> ] (jed. 5.25)	0,100547	0,158654
$A_D$ [m <sup>2</sup> ]	0,052801	0,056227
$A_T,min$ [m <sup>2</sup> ] (jed. 5.26)	0,58561	0,62361
$A_T,min$ [m <sup>2</sup> ] (jed. 5.27)	0,594102	0,601054
$A_T$ [m <sup>2</sup> ]	0,594102	0,62361
$d_T$ [m] (jed. 5.28)	0,869748	0,891086
$A_D/A_T$	0,088875	0,090164
$L_w/d_T$	0,66111	0,738425
$L_w$ , [m]	0,575	0,658
$H$ , [m] (jed. 5.29)	0,102	0,140
$Q_L$ , [m <sup>3</sup> · h <sup>-1</sup> · m <sup>-1</sup> ]	11,83478	27,08207

### Broj ventila na podu

Tabela 7.35-Broj ventila na analiziranim podovima

	Rektifikacija	Stripovanje
$h_w$ [mm]	50,8	50,8
$Q_{v,L}$ [m <sup>3</sup> · s <sup>-1</sup> ]	0,00189	0,00495
$L_w$ , [m]	0,575	0,658
$h_c$ [mm s.t.]	63,0478	72,0686
$C_0$	0,0146	0,0146
$\rho_v$ [kg · m <sup>-3</sup> ]	4,627	5,009
$\rho_L$ [kg · m <sup>-3</sup> ]	1364,543	1439,907
$u_{h,min}$ [m · s <sup>-1</sup> ] (jed. 5.34)	3,2062	3,4368
$N_v$ (jed. 5.33)	138	128

## Dimenzije i raspodjela površina podova

Tabela 7.36-Dimenzije i raspodjela površine podova

		<b>Rektifikacija</b>	<b>Stripovanje</b>
Promjer kolone	$m$	0,869748	0,891086
Površina presjeka kolone	$m^2$	0,594102	0,62361
Aktivna površina poda	$m^2$	0,480008	0,511156
Razmak između podova	$mm$	610	610
Broj prelaza tečnosti		1	1
Segmentni preliv			
-površina	$m^2$	0,052801	0,056227
-dužina	$m$	0,575	0,658
-širina	$m$	0,102	0,140
Visina pregrade	$mm$	50,8	50,8
Dužina toka tečnosti	$m$	0,675	0,675
Broj ventila		138	128

## Pad pritiska

Tabela 7.37- Pad pritiska na analiziranim podovima

	<b>Rektifikacija</b>	<b>Stripovanje</b>
$Q_{v,V} [m^3 \cdot s^{-1}]$	0,872209	0,870423
$A_v [m^2] (N_v/845)$	0,163222	0,151958
$t_v [mm]$	2,642	2,642
$\rho_{mv} [kg \cdot m^{-3}]$	8025	8025
$\rho_v [kg \cdot m^{-3}]$	4,627	5,009
$\rho_L [kg \cdot m^{-3}]$	1364,543	1439,907
$K_1$ (tabela 5.4)	9,2014	9,2014
$K_2$ (tabel 5.4)	251,5	251,5
$u_v [m \cdot s^{-1}]$	5,343705	5,728055
$h_d [mm \text{ s.t.}]$	21,86703	20,92844
$h_d [mm \text{ s.t.}]$	24,35203	28,70575
$h_l [mm \text{ s.t.}]$	84,52494	131,8135
$h_l [mm \text{ s.t.}]$	108,877	160,5192
$\Delta p [bar.]$	4,0580	5,8392



### Visina tečnosti u prelivu

Tabela 7.38-Vrijednost visine tečnosti u prelivu

	<b>Rektifikacija</b>	<b>Stripovanje</b>
$h_w$ [mm]	50,8	50,8
$Q_{v,L}$ [ $m^3 \cdot s^{-1}$ ]	0,00189	0,00495
$L_w$ [m]	0,575	0,658
$h_t$ [mm s.t.]	108,877	160,5192
$A_z$ [ $m^2$ ]	0,025559	0,029248
$u_{ud}$ [ $m \cdot s^{-1}$ ]	0,626047	0,947039
$h_{ud}$ [mm s.t.]	73,95815	169,2418
$h_{DL}$ [mm] (jed. 5.41)	115,627	163,4446

### Procenat plavljenja

Tabela 7.39-Procenat plavljenja na analiziranim podovima

	<b>Rektifikacija</b>	<b>Stripovanje</b>
$Q_L$ [ $m^3 \cdot h^{-1} \cdot m^{-1}$ ]	11,83478	27,08207
$V_{LOAD}$	0,050876	0,051427
$Q_{v,L}$ [ $m^3 \cdot s^{-1}$ ]	0,00189	0,00495
$L_F$ [m]	0,675	0,675
$A_A$ [ $m^2$ ]	0,480008	0,511156
$CF$	0,137017	0,136899
% plavljenja (jed. 5.43)	80	80
$A_D$ [ $m^2$ ]	0,052801	0,056227
$u_{LD}$ [ $m \cdot s^{-1}$ ]	0,047	0,078
$F_{DL}$	1,732862	1,732862
% plavljenja (jed. 5.44)	81,29	77,23

## 8. DISKUSIJA REZULTATA ISTRAŽIVANJA

Rezultate dobijene u ovom radu možemo podijeliti u dva dijela. Prvi dio rezultata odnosi se na određivanje broja podova grafičkim, analitičkim i softverskim metodama, a drugi dio rezultata odnosi se na dimenzionisanje kolona za analizirana četiri sistema. Drugi dio rezultata opet možemo podijeliti na rezultate koji se odnose na dimenzionisanje sitastih podova i rezultate koji se odnose na dimenzionisanje ventilskih podova. Takođe, u ovom poglavlju prikazaće se i poređenje određenih rezultata, a isto tako i istražiti određene zavisnosti koje su dobijene tokom ovog ispitivanja.

U Poglavlju 6, je prikazano kako se može primjeniti *McCabe-Thiele*-ova metoda za određivanje broja podova, pri čemu je takođe prikazano na koji način se konstruiše *McCabe-Thiele*-ov dijagram i na kraju grafičkim putem došlo se do odgovora, koji broj podova je potreban da bi se izvršilo razdvajanje analiziranih sistema. Provjera *McCabe-Thiele*-ove metode izvršena je analitičkim proračunom ali i programom koji je razvijen u MATLAB-u i primjenom ChemCAD paketa, gdje je način određivanja broja podova opisan u poglavlju 7. Rezultati svih tih ispitivanja prikazani su u tabeli 8.1.

Tabela 8.1-Teorijski broj podova dobijen različitim postupcima

Sistem	Broj podova grafički	Broj podova analitički	Broj podova MATLAB	Broj podova ChemCad
Benzen-toluen	17	18,3596	18,6216	18,7621
Etilbenzen-stiren	50	48,66	51	56,7423-
N-heptan-N-oktan	23	23,1177	21,3077	22,4342
Trihloretilen-tetrahloretilen	21	17,81	17,7857	22,2163

Sa *McCabe-Thiele*-ovih dijagrama takođe se može odrediti i napojni pod, a vrijednosti koje su dobijene za analizirane sisteme, kao i u prethodnom slučaju provjerene su na prethodno pomenute načine. Rezultati koji se odnose na mjesto napojnog poda prikazani su u tabeli 8.2.

Tabela 8.2-Mjesto napajanja kolona za različite sisteme

Sistem	Napojni pod grafički	Napojni pod analitički	Napojni pod MATLAB	Napojni pod ChemCad
Benzen-toluen	7	8,5479	10	9,8810
Etilbenzen-stiren	23	25,9065	26	28,8711
N-heptan-N-oktan	11	12,8304	10	11,7171
Trihloretilen-tetrahloretilen	10	7,5452	9	11,6082

Iz prikazanih rezultata se vidi da su dobijene vrijednosti približno jednake i da grafička metoda, kao i program koji smo pisali u MATLAB-u daje rezultate koji se u velikoj mjeri slažu sa rezultatima dobijenim analitičkim postupkom i SHORTCUT modelom u ChemCAD-u. Bitno je napomenuti da je pri određivanju broja podova, kao i napojnog poda u ChemCAD-u za sistem etilbenzen-stiren, za razliku od drugih sistema, potrebno odabrati UNIFAC LLE termodinamički model, jer ovaj termodinamički model daje rezultate koji su približni rezultatima dobijenim prikazanim postupcima. Za određivanje broja podova za ostale sisteme u ChemCAD-u smo koristili NRTL termodinamički model. Takođe, bitno je

napomenuti da su vrijednosti prikazane u tabelama 8.1 i 8.2 dobijene za uslove koje smo postavili projektnim zadatkom.

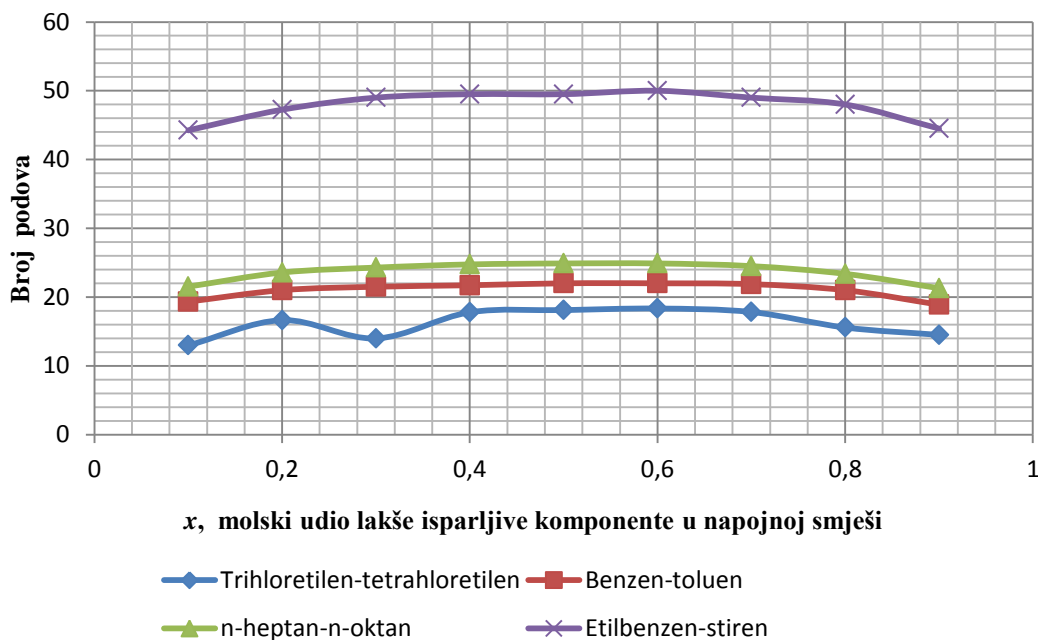
U nastavku ovog dijela prikazaće se određene zavisnosti koje su istraživane koristeći program napisan u MATLAB-u. Zavisnosti koje su izvedene odnose se na najbitnije veličine kada je u pitanju destilacija i kada su u pitanju destilacione kolone, kao osnovni uređaji velikohemijske industrije, u kojima se destilacija odvija.

Najprije je prikazano kako broj podova, potreban za razdvajanje ispitivanih smješa varira sa promjenom sastava lako isparljive komponente u sistemu. Pri tome je praćena promjena broja potrebnih podova u zavisnosti od molskog udjela lako isparljive komponente tj. benzena, etilbenzena, N-heptana i trihloretilena. Treba napomenuti da su zavisnosti izvedene za sljedeće vrijednosti parametara: koeficijent refluksnog odnosa  $\beta$  je za sve sisteme 1,4, dok je molski udio benzena u destilatu 0,99.

Dobijene vrijednosti su prikazane u tabeli 8.3 i na slici 8.1. U tabeli je rednim brojem 1 označen broj podova za sistem *benzen-toluen*, rednim brojem 2 za sistem *etilbenzen-stiren*, rednim bojem 3 za sistem *N-heptan-N-oktan* i rednim brojem 4 za sistem *trihloretilen-tetrahloretilen*.

Tabela 8.3-Zavisnost broja podova od molskog udjela lako isparljive komponente u ispitivanim sistemima pri rigoroznim uslovima

x	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
1.	19,33	21	21,5	21,71	22	22	21,875	21	18,89
2.	44,25	47,25	49	49,5	49,5	50	49	48	44,5
3.	21,52	23,57	24,29	24,75	24,89	24,89	24,5	23,38	21,29
4.	12,97	16,64	13,98	17,79	18,1	18,33	17,82	15,57	14,5



Slika 8.1- Grafička zavisnost broj podova-molski udio lako isparljive komponente u napojnoj smješi za rigorozni postupak izdvajanja

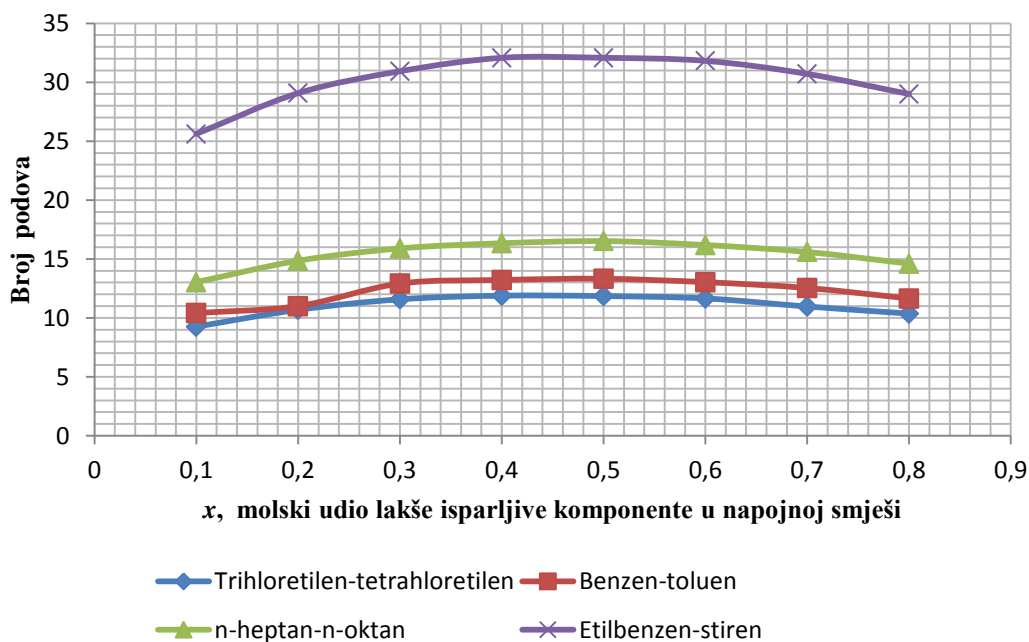
Na osnovu dobijenih rezultata vidimo da za sistem *benzen-toluen* i *N-heptan-N-oktan* broj podova ne varira u znatnoj mjeri, dok za sisteme *etilbenzen-stiren* i *trihloretilen-tetrahloretilen* bilježe znatnija odstupanja, što se sa grafika može i vidjeti. Za sistem

*etilbenzen-stiren* najveći broj podova se bilježi pri molskom udjelu etilbenzena u napojnoj smješi 0,6, dok kod sistema *trihloretilen-tetrahloretilen* bilježi se nagla promjena broja podova kod molskog udjela trihloretilena od 0,3, dok je maksimalan broj podova takođe pri molskom udjelu 0,6.

Prethodna zavisnost je izvedena i za nešto manje rigorozne uslove i to pri koeficijentu refleksnog odnosa  $\beta = 1,4$  uz molski udio lakše isparljive komponente u destilatu od 0,95. Pri tome su dobijene zavisnosti prikazane u tabeli 8.4 i na slici 8.2 uz iste oznake kao i u prethodnom slučaju.

*Tabela 8.4-Zavisnost broja podova od molskog udjela lako isparljive komponente u ispitivanim sistemima pri manje rigoroznim uslovima*

<i>x</i>	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8
1.	10,41	11,00	12,92	13,22	13,32	13,03	12,54	11,65
2.	25,62	29,07	30,93	32,07	32,07	31,81	30,71	29,00
3.	13,04	14,85	15,90	16,33	16,51	16,19	15,60	14,61
4.	9,26	10,69	11,58	11,89	11,85	11,65	10,97	10,37



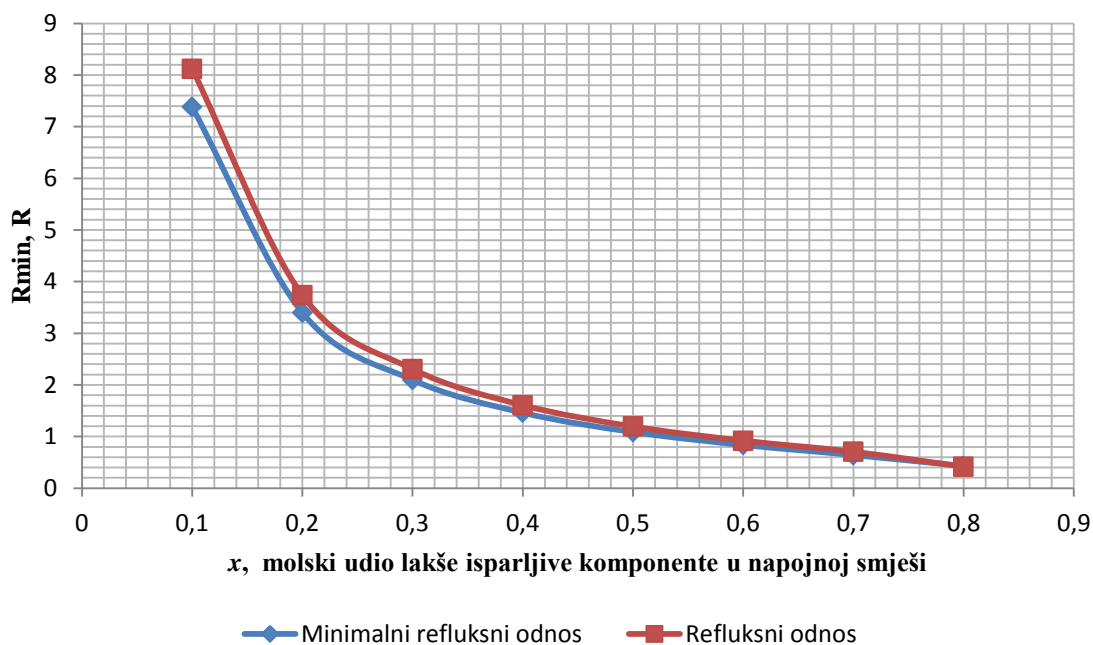
*Slika 8.2- Grafička zavisnost broj podova-molski udio lako isparljive komponente u napojnoj smješi za manje rigorozni postupak izdvajanja*

Kako je u ovim procesima veoma važna veličina refleksni odnos, u ovom radu smo pratili kako se refleksni odnos mijenja sa promjenom nekih veličina i s druge strane smo pratili kako se neke veličine mijenjaju sa promjenom refleksnog odnosa i minimalnog refleksnog odnosa. U tabelama 8.5-8.8 i slikama 8.3-8.6 prikazane su zavisnosti minimalnog refleksnog odnosa i radnog refleksnog odnosa od udjela lako isparljive komponente u napojnom toku.

### Sistem *benzen-toluen*

Tabela 8.5-Zavisnost refleksnog odnosa i minimalnog refleksnog odnosa od molskog udjela lako isparljive komponente za sistem benzen-toluen

$x$	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8
$R$	8,121	3,7383	2,3076	1,607	1,195	0,9204	0,706	0,4176
$R_{min}$	7,3828	3,3985	2,0978	1,4609	1,0864	0,8367	0,6418	0,4287

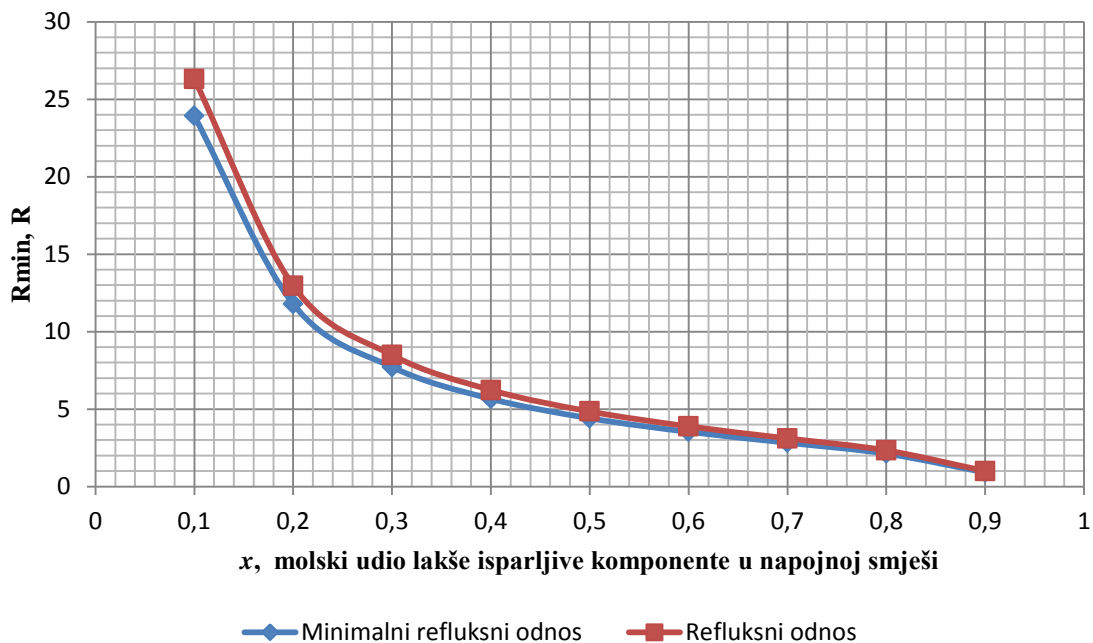


Slika 8.3- Grafička zavisnost refleksni odnos i minimalni refleksni odnos-molski udio lako isparljive komponente za sistem benzen-toluen

### Sistem *etilbenzen-stiren*

Tabela 8.6-Zavisnost refleksnog odnosa i minimalnog refleksnog odnosa od molskog udjela lako isparljive komponente za sistem etilbenzen-stiren

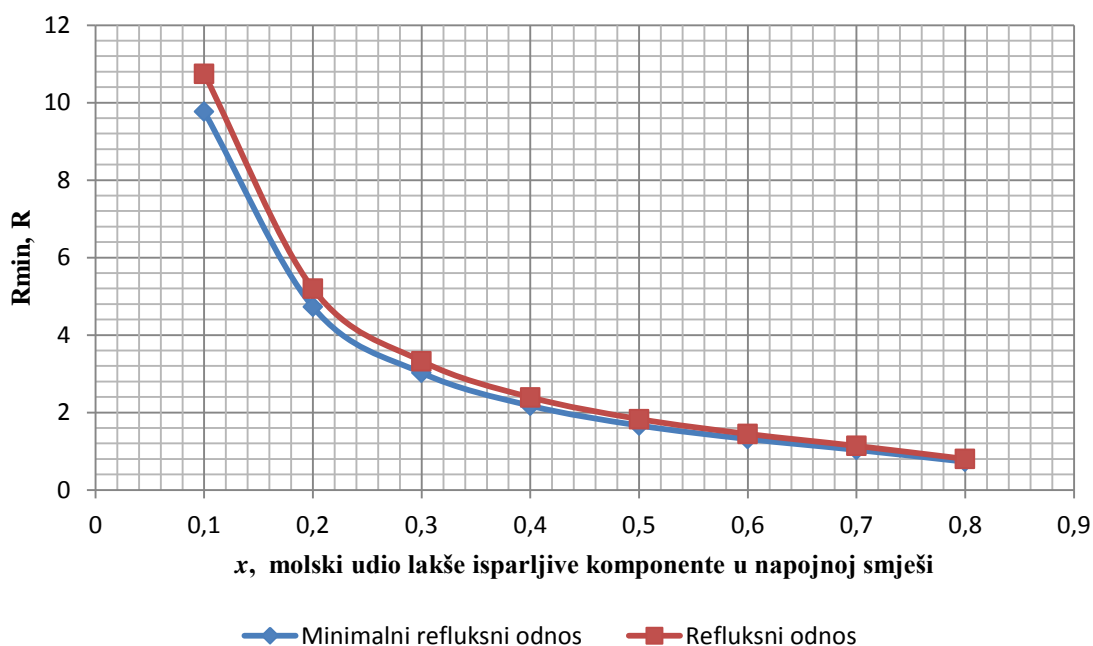
$x$	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8
$R$	26,3126	12,9651	8,4873	6,2299	4,8495	3,8852	3,1123	2,3351
$R_{min}$	23,9206	11,7864	7,7157	5,6635	4,4086	3,532	2,8294	2,1228



Slika 8.4- Grafička zavisnost refluksni odnos i minimalni refluksni odnos-molski udio lako isparljive komponente za sistem etilbenzen-stiren  
Sistem *N*-heptan-*N*-oktan

Tabela 8.7-Zavisnost refluksnog odnosa i minimalnog refluksnog odnosa od molskog udjela lako isparljive komponente za sistem *N*-heptan-*N*-oktan

$x$	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8
$R$	10,745	5,1968	3,3263	2,3925	1,8315	1,4471	1,1381	0,8018
$R_{min}$	9,7682	4,7244	3,0239	2,175	1,665	1,3155	1,0346	0,72887

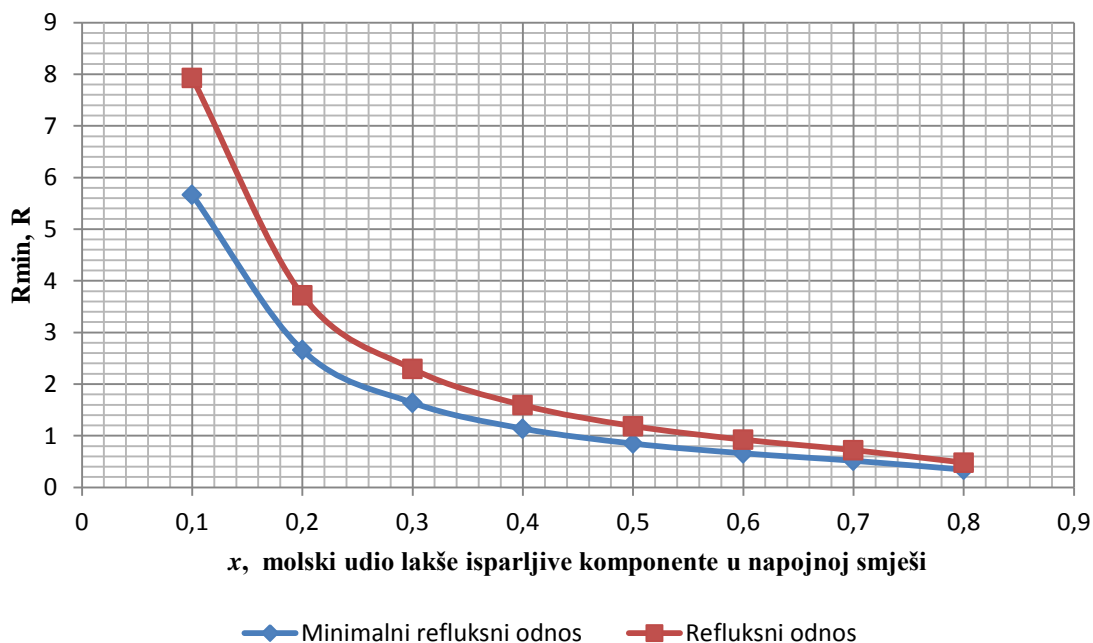


Slika 8.5- Grafička zavisnost refluksni odnos i minimalni refluksni odnos-molski udio lako isparljive komponente za sistem *N*-heptan-*N*-oktan

### Sistem *trihloretilen-tetrahlloretilen*

Tabela 8.8-Zavisnost refleksnog odnosa i minimalnog refleksnog odnosa od molskog udjela lako isparljive komponente za sistem trihlloretilen-tetrahlloretilen

$x$	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8
$R$	7,9305	3,721	2,2937	1,5931	1,1874	0,9245	0,7218	0,4801
$R_{min}$	5,6647	2,6578	1,6384	1,1379	0,8481	0,6603	0,5156	0,343



Slika 8.6- Grafička zavisnost refleksni odnos i minimalni refleksni odnos-molski udio lako isparljive komponente za sistem trihlloretilen-tetrahlloretilen

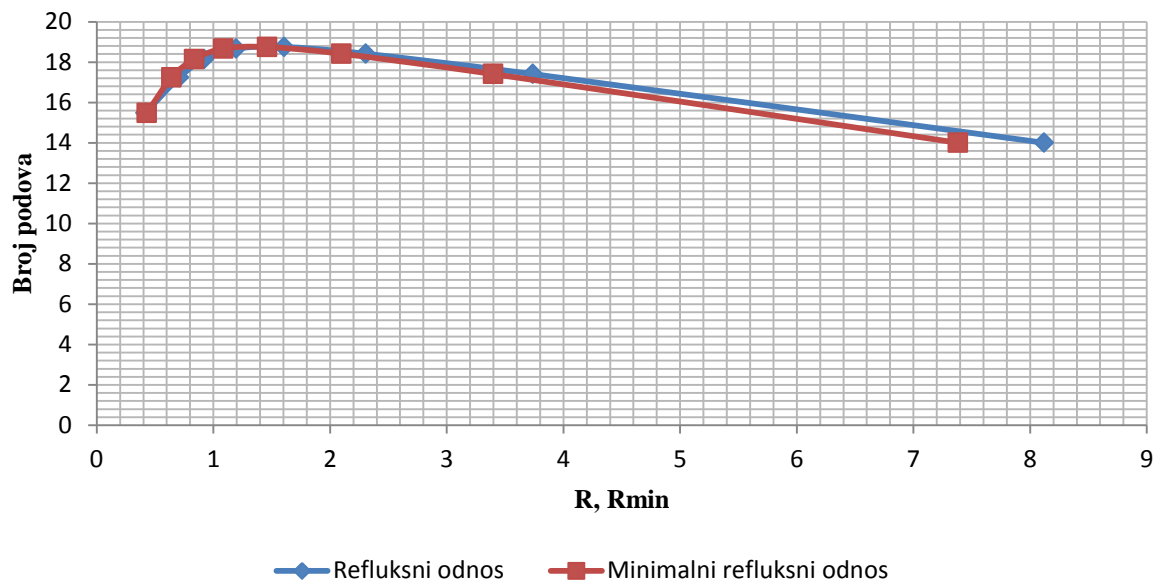
Iz dobijenih zavisnosti možemo izvesti opšti zaključak, a to je da minimalni refleksni odnos i radni refleksni odnos opadaju sa porastom udjela lako isparljive komponente u napojnoj smješi. Za analizirane sisteme nisu primjećena velika odstupanja, s tim što bi se mogao izdvojiti sistem trihlloretilen-tetrahlloretilen kod koga, u odnosu na ostale sisteme, zavisnost minimalnog refleksnog odnosa od udjela lako isparljive komponente u napojnoj struji ima blaži nagib u odnosu na ostale sisteme.

Takođe, za analizirane sisteme pratili smo i promjenu broja podova sa minimalnim refleksnim odnosom i radnim refleksnim odnosom, za iste uslove za koje su izvedene i prethodne zavisnosti. Te zavisnosti možemo vidjeti na dijagramima 8.7-8.10 i tabelama 8.9-8.12.

### Sistem *benzen-toluen*

Tabela 8.9-Zavisnost broja podova od refleksnog odnosa i minimalnog refleksnog odnosa za sistem benzen-toluen

$R$	8,121	3,7383	2,3076	1,607	1,195	0,9204	0,706	0,4176
$R_{min}$	7,3828	3,3985	2,0978	1,4609	1,0864	0,8367	0,6418	0,4287
$N$	14	17,4074	18,4138	18,75	18,6667	18,1429	17,2333	15,4857

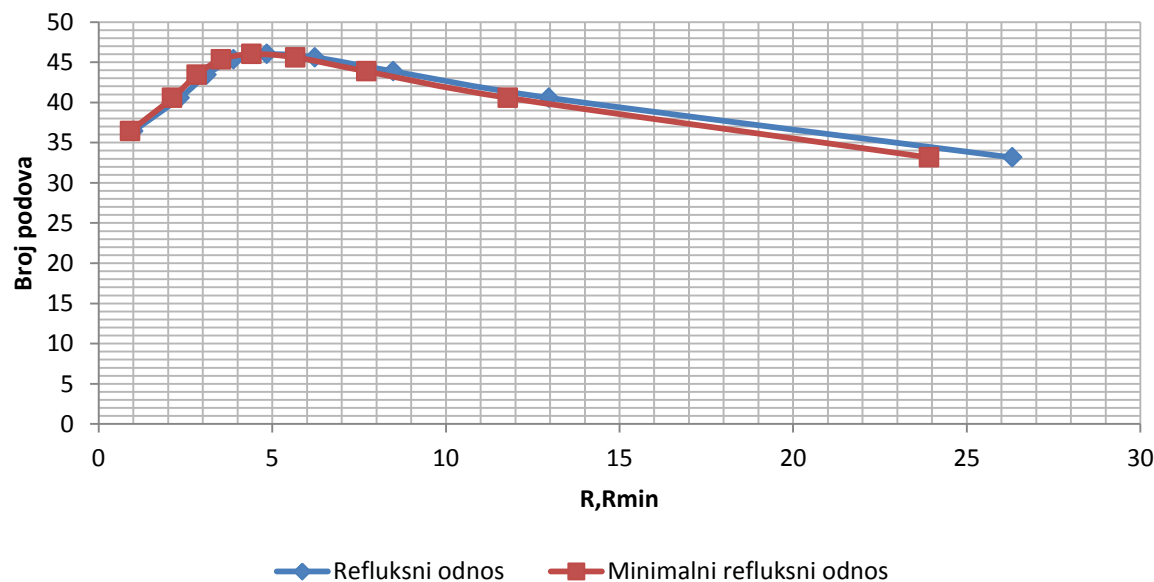


Slika 8.7- Grafička zavisnost broj teorijskih podova-refluksni odnos i minimalni refluksni za sistem benzen-toluen

#### Sistem *etilbenzen-stiren*

Tabela 8.10- Zavisnost broja podova od refluksnog odnosa i minimalnog refluksnog odnosa za sistem etilbenzen-stiren

$R$	26,3126	12,9651	8,4873	6,2299	4,8495	3,8852	3,1123	2,3351
$R_{min}$	23,9206	11,7864	7,7157	5,6635	4,4086	3,532	2,8294	2,1228
$N$	33,1429	40,5714	43,8667	45,6	46	45,3333	43,4375	40,5625



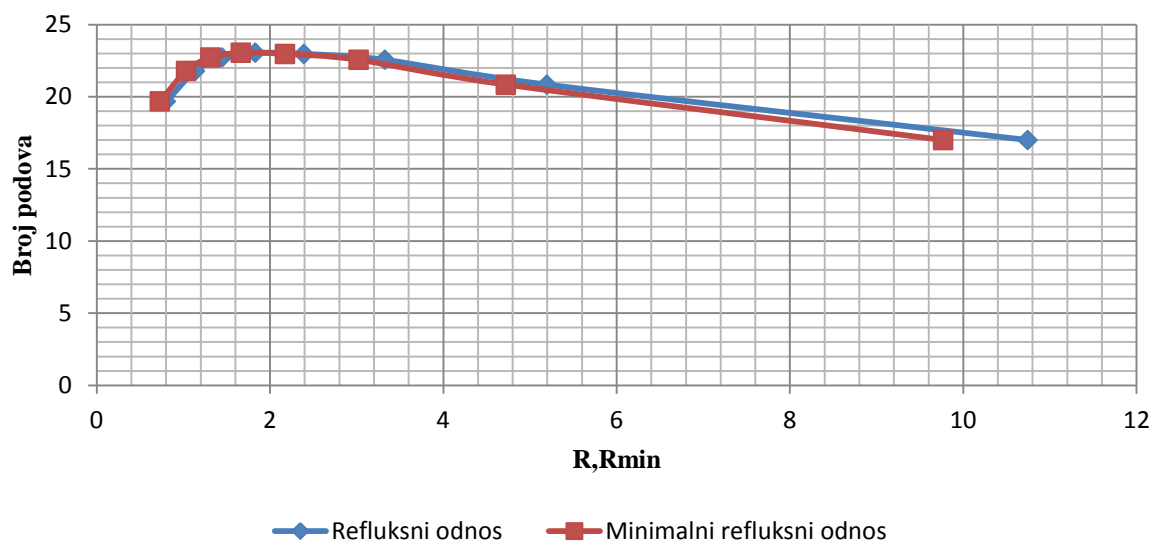
Slika 8.8- Grafička zavisnost broj teorijskih podova-refluksni odnos i minimalni refluksni za sistem etilbenzen-stiren



### Sistem *N*-heptan-*N*-oktan

Tabela 8.11- Zavisnost broja podova od refleksnog odnosa i minimalnog refleksnog odnosa za sistem *N*-heptan-*N*-oktan

$R$	10,745	5,1968	3,3263	2,3925	1,8315	1,4471	1,1381	0,8018
$R_{min}$	9,7682	4,7244	3,0239	2,175	1,665	1,3155	1,0346	0,72887
$N$	17	20,84	22,5556	22,9667	23,04	22,7188	21,7941	19,6667

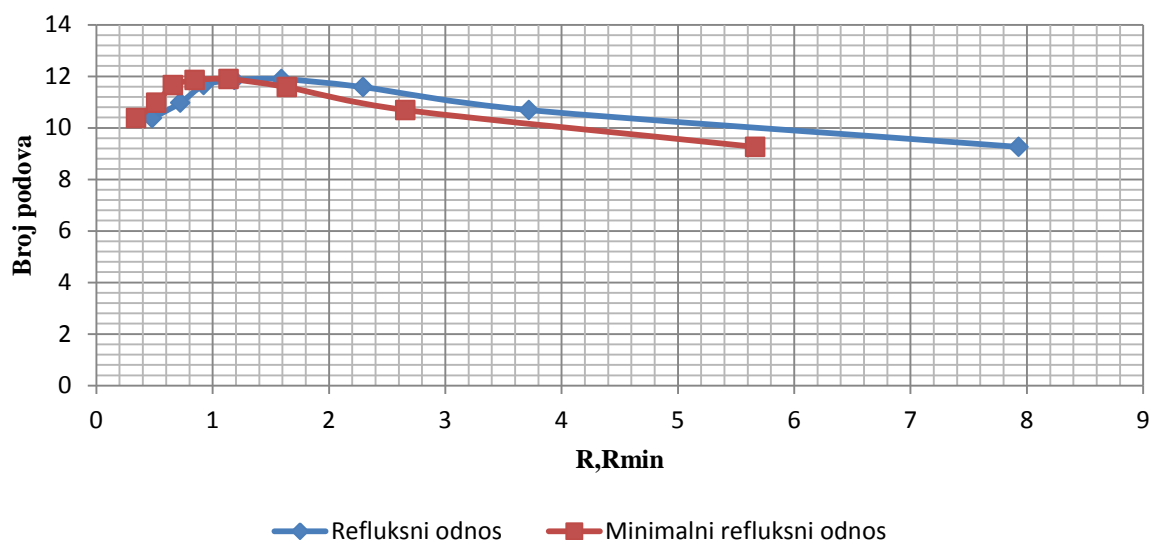


Slika 8.9- Grafička zavisnost broj teorijskih podova-refleksni odnos i minimalni refleksni za sistem *N*-heptan-*N*-oktan

### Sistem *trihloretilen-tetrahlloretilen*

Tabela 8.12- Zavisnost broja podova od refleksnog odnosa i minimalnog refleksnog odnosa za sistem *trihloretilen-tetrahlloretilen*

$R$	7,9305	3,721	2,2937	1,5931	1,1874	0,9245	0,7218	0,4801
$R_{min}$	5,6647	2,6578	1,6384	1,1379	0,8481	0,6603	0,5156	0,343
$N$	9,26	10,69	11,58	11,89	11,85	11,65	10,97	10,37



Slika 8.10- Grafička zavisnost broj teorijskih podova-refluksni odnos i minimalni refluksni za sistem trihloretilen-tetrahloretilen

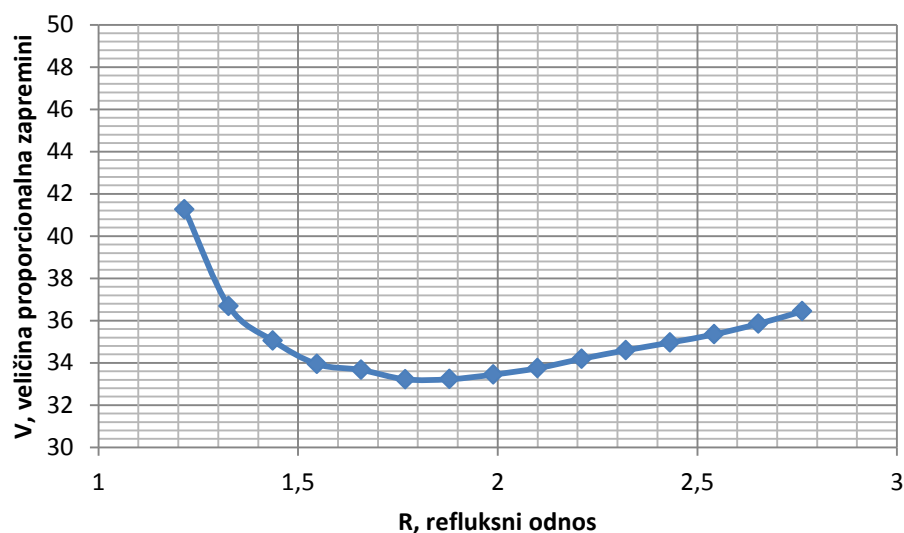
Na osnovu dobijenih zavisnosti zaključujemo da broj podova za sve analizirane sisteme sa povećanjem minimalnog refluksnog odnosa i radnog refluksnog odnosa najprije raste, a potom opada. I u ovom slučaju u manjoj mjeri izdvaja se sistem trihloretilen-tetrahloretilen, gdje zavisnost broja podova od minimalnog refluksnog odnosa ima veći nagib.

U programu koji smo razvili u MATLABU-u pored uobičajenih parametara koji su određeni i praćeni u ovom radu, za analizirane sisteme pri pomenutim uslovima, određivali smo i veličinu koja je direktno proporcionalna zapremini destilacione kolone. U toj relaciji figurišu broj podova i refluksni odnos. Vođeni time, u radu je određena i zavisnost te veličine od radnog refluksnog odnosa, pri čemu su dobijeni sljedeći rezultati koji su prikazani u tabelama 8.13-8.16 i grafički prikazane zavisnosti na slikama 8.11-8.14.

#### Sistem *benzen-toluen*

Tabela 8.13- Zavisnost veličine koja je direktno proporcionalna zapremini kolone od refluksnog odnosa za sistem benzen-toluen

R -refluksni odnos	V-veličina koja zavisi od zapremine kolone
1,2158	41,2619
1,3263	36,6845
1,4369	35,0478
1,5474	33,9403
1,6579	33,667
1,7684	33,2214
1,879	33,2249
1,9895	33,4451
2,1	33,7481
2,2106	34,1925
2,3211	34,5947
2,4316	34,9596
2,5421	35,3461
2,6527	35,8472
2,7632	36,4388

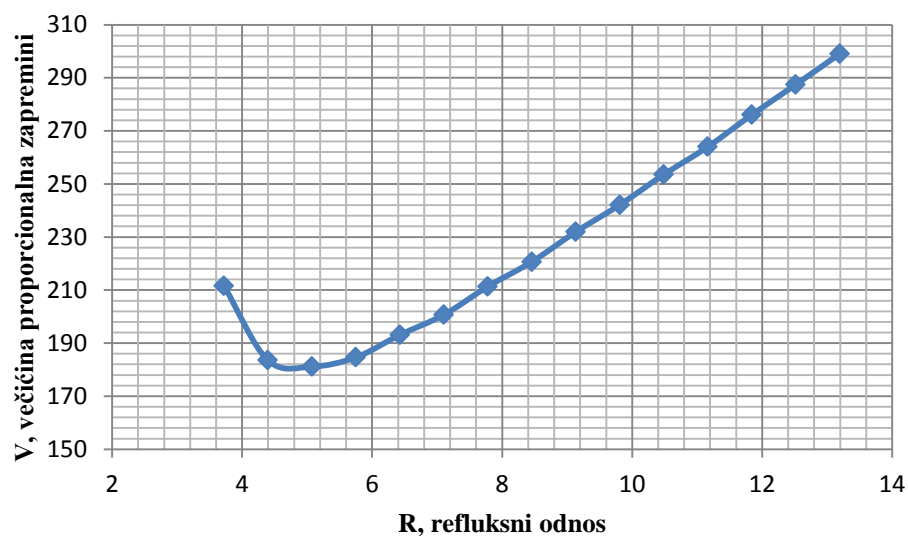


Slika 8.11- Grafička zavisnost veličine koja je direktno proporcionalna zapremini kolone od refluksnog odnosa za sistem benzen-toluen

Sistem *etilbenzen-stiren*

Tabela 8.14- Zavisnost veličine koja je direktno proporcionalna zapremini kolone od refluksnog odnosa za sistem etilbenzen-stiren

R -refluksni odnos	V-veličina koja zavisi od zapremine kolone
3,7210	211,5581
4,3975	183,5151
5,0740	181,1493
5,7506	184,6409
6,4271	193,1051
7,1037	200,6847
7,7802	211,3518
8,4567	220,6571
9,1333	231,9393
9,8098	242,1398
10,4863	253,5202
11,1629	264,0062
11,8394	276,0477
12,5160	287,4395
13,1925	299,0564

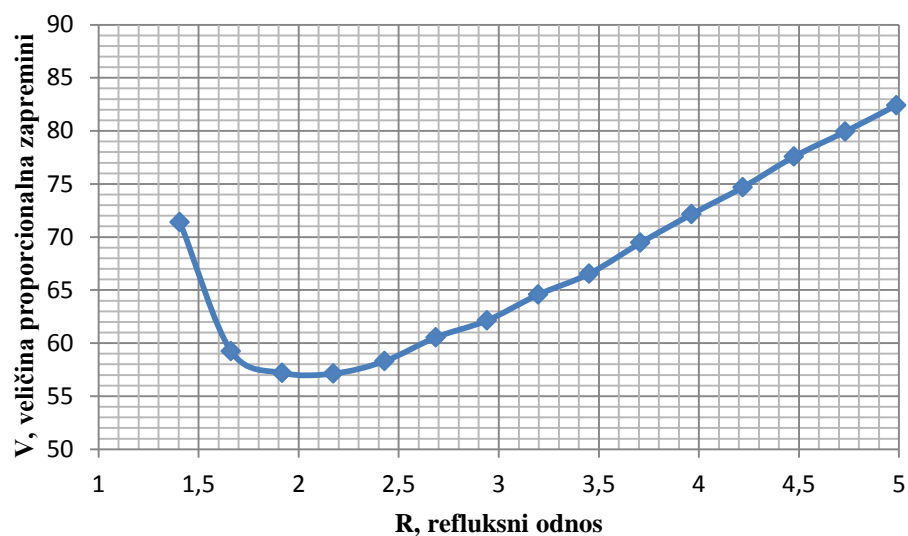


Slika 8.12- Grafička zavisnost veličine koja je direktno proporcionalna zapremini kolone od refluksnog odnosa za sistem etilbenzen-stiren

Sistem *N*-heptan-*N*-oktan

Tabela 8.15- Zavisnost veličine koja je direktno proporcionalna zapremini kolone od refluksnog odnosa za sistem *N*-heptan-*N*-oktan

<b>R -refluksi odnos</b>	<b>V-veličina koja zavisi od zapremine kolone</b>
1,4066	71,3971
1,6624	59,2384
1,9182	57,1958
2,1739	57,1303
2,4297	58,3042
2,6854	60,5461
2,9412	62,1313
3,1969	64,568
3,4527	66,5427
3,7084	69,4493
3,9642	72,1461
4,2199	74,6852
4,4757	77,5722
4,7314	79,9281
4,9872	82,412

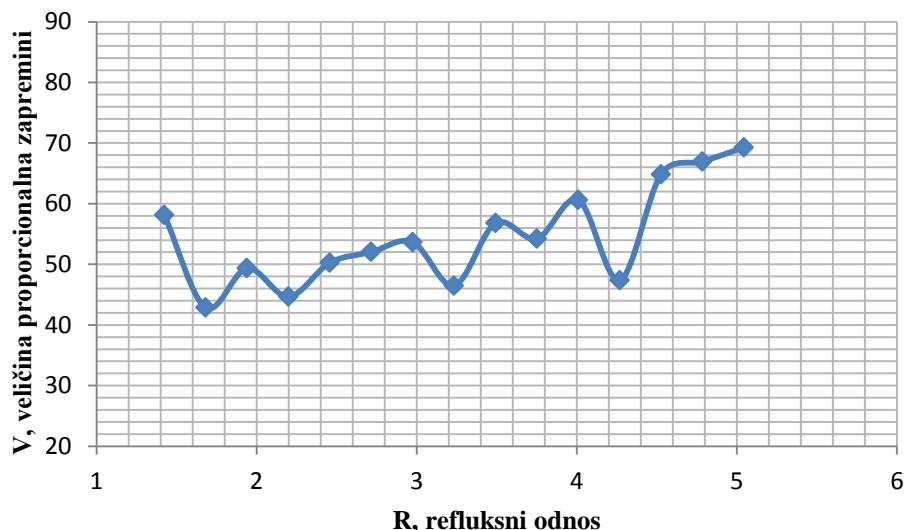


Slika 8.13- Grafička zavisnost veličine koja je direktno proporcionalna zapremini kolone od refluksnog odnosa za sistem N-heptan-N-oktan

Sistem *trihloretilen-tetrahloretilen*

Tabela 8.16- Zavisnost veličine koja je direktno proporcionalna zapremini kolone od refluksnog odnosa za sistem trihloretilen-tetrahloretilen

R -refluksni odnos	V-veličina koja zavisi od zapremine kolone
1,4227	58,1455
1,6814	42,8642
1,9401	49,3514
2,1988	44,6684
2,4574	50,2659
2,7161	52,0257
2,9748	53,6598
3,2335	46,472
3,4922	56,7937
3,7508	54,2387
4,0095	60,6151
4,2682	47,3582
4,5269	64,8486
4,7855	66,947
5,0442	69,2761



Slika 8.14- Grafička zavisnost veličine koja je direktno proporcionalna zapremini kolone od refluksnog odnosa za sistem trihloretilen-tetrahloretilen

Na osnovu dobijenih vrijednosti i grafičkih zavisnosti uočava se da je za prva tri sistema dobijena takva zavisnost u kojoj jasno možemo uočiti minimum funkcije, što možemo tumačiti kao tačku u kojoj ćemo imati takav refluks pri kome će zapremina destilacione kolone biti najmanja. Ako ovu činjenicu posmatramo sa stanovišta investicionih troškova, jasno je da će investicioni troškovi biti manji ukoliko je zapremina kolone manja i obratno. Kada je u pitanju četvrti sistem, trihloretilen-tetrahloretilen, na grafičkoj zavisnosti uočavamo veći broj minimuma, što predstavlja interesantan slučaj za matematičare i procesne inženjere. Ovako dobijenu zavisnost bi trebalo prilagoditi tako da se dobije zavisnost kakva je za prva tri sistema, što zahtijeva primjenu posebnih postupaka matematičke analize.

Drugi dio rezultata koji su dobijeni u ovom radu odnosi se na dimenzionisanje destilacionih kolona. Rezultati koji su dobijeni odnose se na osnovne dimenzije sitastih i ventilskih podova. Detaljan proračun ovih podova prikazan je u poglavlju 7, a rezultati su prikazani u tabelama 8.17-8.37.

### Sitasti podovi

Vođeni teorijskim dijelom koji se odnosi na dimenzionisanje kolona, najprije smo odredili aktivnu površinu sitastih podova analitičkim postupkom i strogim postupkom proračuna u ChemCAD-u pri čemu su dobijeni rezultati prikazani u tabeli 8.17.

Tabela 8.17- Srednje vrijednosti aktivne površine sitastih podova izračunate analitičkim postupkom i programom u ChemCAD-u

	ANALITIČKI POSTUPAK	ChemCAD
Sistem	$A_A [m^2]$	$A_A [m^2]$
Benzen-toluen	0,4964	0,667
Etilbenzen-stiren	5,9095	7,297
N-heptan- N-oktan	0,9511	1,381
Trihloretilen- tetrahloretilen	0,4677	0,667

Iz rezultata dobijenih analitičkim postupkom proračuna i rezultata dobijenih strogim postupkom dimenzionisanja u ChemCAD-u, uočeno je izvjesno odstupanje u dobijenim vrijednostima aktivnih površina dobijenih primjenom navedenih postupaka proračuna. Međutim, dobijeni rezultati su u opsegu dozvoljenih granica za ovaj tip proračuna s jedne strane i s druge strane ovo odstupanje neće u velikoj mjeri uticati na dalji tok proračuna što će se jasno vidjeti u nastavku.

Nakon određivanja aktivne površine, određena je i površina preliva sitastih podova za zonu rektifikacije i zonu stripovanja, a rezultati su prikazani u tabeli 8.18.

*Tabela 8.18- Srednje vrijednosti površine preliva sitastih podova izračunate analitičkim postupkom i programom u ChemCAD-u za zone rektifikacije i zone stripovanja*

Sistem	ANALITIČKI POSTUPAK		ChemCAD	
	$A_D [m^2]$ rektifikacija	$A_D [m^2]$ stripovanje	$A_D [m^2]$ rektifikacija	$A_D [m^2]$ stripovanje
Benzen-toluen	0,1419	0,1304	0,1130	0,1130
Etilbenzen-stiren	1,4886	1,3400	1,1920	1,1920
N-heptan- N-oktan	0,2742	0,2754	0,2220	0,2220
Trihloretilen- tetrahloretilen	0,1405	0,1415	0,1130	0,1130

Površine preliva dobijene analitičkim proračunom se razlikuju za zone rektifikacije i zone stripovanja svih sistema, dok vrijednosti površine preliva dobijenih strogim proračunom u ChemCAD-u su jednake i za jednu i za drugu zonu. Međutim, razlike u površinama preliva u zonama rektifikacije i stripovanja dobijenih analitičkim proračunom nisu velike tako da se praktično mogu izjednačiti, dok su odstupanja između dva korišćena postupka proračuna takođe u granicama dozvoljenog za ovaj tip proračuna

Nakon prethodno izračunatih površina u tabeli 8.19 su prikazane ukupne površine sitastih podova.

*Tabela 8.19- Srednje vrijednosti ukupnih površina sitastih podova izračunate analitičkim postupkom i programom u ChemCAD-u*

Sistem	ANALITIČKI POSTUPAK	ChemCAD
	$A_T [m^2]$	$A_T [m^2]$
Benzen-toluen	0,6516	0,6670
Etilbenzen-stiren	8,7409	9,2486
N-heptan- N-oktan	1,5007	1,8240
Trihloretilen- tetrahloretilen	0,7497	0,8940

U ovom slučaju imamo relativno dobra slaganja između dva sprovedena postupka proračuna, što predstavlja jednu potvrdu da se primjenom ovih sistema dobijaju vrijednosti koje okvirno mogu pomoći u praćenju procesa, a isto tako pomoći u brzom rješavanju problema nastalih u procesu.

Od rezultata dimenzionisanja koji su dobijeni važan je i dijametar kolona čije su vrijednosti prikazane tabelom 8.20.

Tabela 8.20- Srednje vrijednosti dijametra kolona izračunate analitičkim postupkom programom u ChemCAD-u za zone rektifikacije i zone stripovanja

Sistem	ANALITIČKI POSTUPAK		ChemCAD	
	$d_T$ [m] rektifikacija	$d_T$ [m] stripovanje	$d_T$ [m] rektifikacija	$d_T$ [m] stripovanje
Benzen-toluen	0,9922	0,9857	1,0670	1,0670
Etilbenzen-stiren	3,3650	3,3057	3,5050	3,3584
N-heptan- N-oktan	1,3976	1,3858	1,5240	1,5240
Trihloretilen- tetrahloretilen	0,9734	0,9815	1,0670	1,0670

Vrijednosti dijametra kolona, primjenom oba postupka proračuna, se u velikoj mjeri međusobno podudaraju, a isto tako se slažu sa vrijednostima dimenzija konkretnih industrijskih sistema.

Ostali vršeni proračuni se odnose na hidrauličke parametre od kojih su u ovom dijelu izdvojeni parametri prikazani u tabelama 8.21-8.25.

Tabela 8.21- Srednje vrijednosti % plavljenja sitastih podova izračunate analitičkim postupkom i programom u ChemCAD-u za zone rektifikacije i zone stripovanja

Sistem	ANALITIČKI POSTUPAK		ChemCAD	
	% plavljenja rektifikacija	% plavljenja stripovanje	% plavljenja rektifikacija	% plavljenja stripovanje
Benzen-toluen	74,31	74,93	63,14	71,19
Etilbenzen-stiren	75,14	72,86	75,49	74,93
N-heptan- N-oktan	77,45	77,30	66,27	72,04
Trihloretilen- tetrahloretilen	71,79	71,17	59,45	66,71

Tabela 8.22- Srednje vrijednosti odnošenja i udjela odnošenja sitastih podova izračunatih analitičkim postupkom i programom u ChemCAD-u

Sistem	$F_{LV}$	$F_{LV,ir}$	$\psi$	$e_m$ [kg/h]
Benzen-toluen	0,0600	0,0023	0,0780	631,2079
Etilbenzen-stiren	0,0630	0,0086	0,0611	7332,3784
N-heptan- N-oktan	0,0661	0,0030	0,0651	9119,9441
Trihloretilen- tetrahloretilen	0,0682	0,0032	0,0662	972,4355



Tabela 8.23- Srednje vrijednosti visine tečnosti iznad pregrade preliva, visina pjene na podu i Reynolds-ovog kriterijuma sitastih podova izračunatih analitičkim postupkom i programom u ChemCAD-u za zone rektifikacije i zone stripovanja

Sistem	REKTIFIKACIJA			STRIPOVANJE		
	$h_{ow}$ [mm]	$h_f$ [mm]	$Re$	$h_{ow}$ [mm]	$h_f$ [mm]	$Re$
Benzen-toluen	10,1235	20,9817	13759,3900	19,1056	49,1935	36737,30
Etilbenzen-stiren	38,0001	72,6370	123321,6645	41,0349	79,1670	144849,1284
N-heptan-N-oktan	15,2768	470,1873	16931,8956	26,7273	767,2092	27762,6320
Trihloretilen-tetrahloretilen	10,2910	329,2883	11113,8815	19,8386	629,1519	22232,3384

Tabela 8.24 Srednje vrijednosti pada pritiska na suvom podu, pada pritiska na podu pri prolazu pare kroz aerisanu tečnost i ukupnog pada pritiska na sitastim podovima izračunatih analitičkim postupkom i programom u ChemCAD-u za zone rektifikacije i zone stripovanja

Sistem	REKTIFIKACIJA			STRIPOVANJE	
	$h_d$ [mm s.t.]	$h_l$ [mm s.t.]	$h_t$ [mm s.t.]	$h_i$ [mm s.t.]	$h_r$ [mm s.t.]
Benzen-toluen	114,7308	42,6320	157,4004	33,8657	148,5610
Etilbenzen-stiren	52,4187	35,0489	85,7023	36,3631	90,2123
N-heptan-N-oktan	45,8587	10,7850	56,5641	18,5715	63,2558
Trihloretilen-tetrahloretilen	42,2534	7,3426	51,4649	18,8668	58,3479

Tabela 8.25 Srednje vrijednosti pada pritiska sitastih podova izračunatih analitičkim postupkom i programom u ChemCAD-u

Sistem	ANALITIČKI POSTUPAK	ChemCAD
	$\Delta p$ [mbar]	$\Delta p$ [mbar]
Benzen-toluen	5,6796	5,8889
Etilbenzen-stiren	6,5610	7,7018
N-heptan-N-oktan	2,2354	2,2727
Trihloretilen-tetrahloretilen	2,0520	2,4432

Rezultati proračuna hidrauličkih parametara destilacionih kolona dobijenih primjenom pomenutih metoda odstupaju u dozvoljenim granicama, pri čemu treba zaključiti da se % plavljenja dosta dobro slaže sa pretpostavljenim faktorom plavljenja od 0,8, koji je pretpostavljen u uslovima projektnog zadatka, što predstavlja 80 % plavljenja pada. Takođe, dobijene vrijednosti pada pritiska na suvom podu, visine tečnosti na podu i pada pritiska su zadovoljavajuće tj. nalaze se u granicama dozvoljenih vrijednosti koje su predočene uslovima projektnog zadatka.

## Ventilski podovi

Na sličan način, kao i kod sitastih podova, izvršen je proračun i za ventilske podove, pri čemu su rezultati proračuna primjenom analitičkog načina kao i strogog postupka dimenzionisanja u ChemCAD-u prikazani tabelama 8.26-8.34.

Tabela 8.26- Srednje vrijednosti aktivne površine ventilskih podova izračunate analitičkim postupkom i programom u ChemCAD-u za zonu rektifikacije i zonu stripovanja

Sistem	ANALITIČKI POSTUPAK		ChemCAD	
	$A_A [m^2]$ rektifikacija	$A_A [m^2]$ stripovanje	$A_A [m^2]$ rektifikacija	$A_A [m^2]$ stripovanje
Benzen-toluen	0,5048	0,5472	0,5980	0,5300
Etilbenzen-stiren	7,0056	7,2313	6,8570	7,4410
N-heptan- N-oktan	1,0028	1,0672	1,2870	1,1800
Trihloretilen- tetrahloretilen	0,4800	0,5112	0,5770	0,5300

Tabela 8.27- Srednje vrijednosti površine preliva ventilskih podova izračunate analitičkim postupkom i programom u ChemCAD-u za zonu rektifikacije i zonu stripovanja

Sistem	ANALITIČKI POSTUPAK		ChemCAD	
	$A_D [m^2]$ rektifikacija	$A_D [m^2]$ stripovanje	$A_D [m^2]$ rektifikacija	$A_D [m^2]$ stripovanje
<b>Benzen-toluen</b>	0,0555	0,0602	0,0580	0,0630
<b>Etilbenzen- stiren</b>	0,7706	0,7954	0,5940	0,694
<b>N-heptan- N-oktan</b>	0,1185	0,1868	0,0950	0,1490
<b>Trihloretilen- tetrahloretilen</b>	0,0528	0,0562	0,0400	0,0630

Tabela 8.28- Srednje vrijednosti ukupne površine ventilskih podova izračunatih analitičkim postupkom i programom u ChemCAD-u za zonu rektifikacije i zonu stripovanja

Sistem	ANALITIČKI POSTUPAK		ChemCAD	
	$A_T [m^2]$ rektifikacija	$A_T [m^2]$ stripovanje	$A_T [m^2]$ rektifikacija	$A_T [m^2]$ stripovanje
Benzen-toluen	0,6266	0,6676	0,6570	0,6570
Etilbenzen-stiren	8,5469	8,8221	8,0450	8,8290
N-heptan- N-oktan	1,2397	1,4407	1,4780	1,4780
Trihloretilen- tetrahloretilen	0,5941	0,6236	0,670	0,6570

Tabela 8.29- Srednje vrijednosti dijametara kolona izračunatih analitičkim postupkom i programom u ChemCAD-u za zonu rektifikacije i zonu stripovanja

Sistem	ANALITIČKI POSTUPAK		ChemCAD	
	$d_T$ [m] rektifikacija	$d_T$ [m] stripovanje	$d_T$ [m] rektifikacija	$d_T$ [m] stripovanje
Benzen-toluen	0,8932	0,9220	0,9140	0,9140
Etilbenzen-stiren	3,2989	3,3516	3,2000	3,3530
N-heptan- N-oktan	1,2634	1,3544	1,3720	1,3720
Trihloretilen- tetrahloretilen	0,8698	0,8911	0,9140	0,9140

Tabela 8.30- Broj ventila na ventilskim podovima izračunate analitičkim postupkom i programom u ChemCAD-u za zonu rektifikacije i zonu stripovanja

Sistem	ANALITIČKI POSTUPAK		ChemCAD	
	$N_V$ rektifikacija	$N_V$ stripovanje	$N_V$ rektifikacija	$N_V$ stripovanje
Benzen-toluen	148	139	95	85
Etilbenzen-stiren	1429	1412	1100	1194
N-heptan- N-oktan	271	255	206	189
Trihloretilen- tetrahloretilen	138	128	92	85

Tabela 8.31 Srednje vrijednosti pada pritiska na suvom podu i pada pritiska na podu pri prolazu pare kroz aerisanu tečnost na ventilskim podovima izračunatih analitičkim postupkom i programom u ChemCAD-u za zone rektifikacije i zone stripovanja

Sistem	$h_d$ [mm s.t.] rektifikacija	$h_d$ [mm s.t.] stripovanje	$h_l$ [mm s.t.] rektifikacija	$h_l$ [mm s.t.] stripovanje
	Benzen-toluen	36,4038	37,2086	77,5649
Etilbenzen-stiren	38,4911	37,5552	218,0323	227,0834
N-heptan- N-oktan	26,4291	30,5308	107,2666	151,2282
Trihloretilen- tetrahloretilen	21,8670	20,9284	84,5250	131,8135

Tabela 8.32 Srednje vrijednosti ukupnog pada pritiska i visina tečnosti na ventilskim podovima izračunatih analitičkim postupkom i programom u ChemCAD-u za zone rektifikacije i zone stripovanja

Sistem	$h_t$ [mm s.t.] rektifikacija	$h_t$ [mm s.t.] stripovanje	$h_{DL}$ [mm] rektifikacija	$h_{DL}$ [mm] stripovanje
Benzen-toluen	113,9687	169,4305	108,6617	163,9613
Etilbenzen-stiren	218,0323	227,0834	251,2722	260,3186
N-heptan- N-oktan	154,7442	198,9446	139,2730	184,1526
Trihloretilen- tetrahloretilen	108,8770	160,5192	115,6270	163,4446

Tabela 8.33 Srednje vrijednosti pada pritiska ventilskih podova izračunatih analitičkim postupkom i programom u ChemCAD-u za zonu stripovanja i rektifikacije

Sistem	ANALITIČKI POSTUPAK		ChemCAD	
	$\Delta p$ [mm] rektifikacija	$\Delta p$ [mm] stripovanje	$\Delta p$ [mm] rektifikacija	$\Delta p$ [mm] stripovanje
Benzen-toluen	4,2450	6,0621	7,7750	9,7000
Etilbenzen-stiren	9,6270	9,6860	9,7178	8,8900
N-heptan- N-oktan	5,5953	7,1120	6,3910	6,3727
Trihloretilen- tetrahloretilen	4,0580	5,8392	5,6850	5,2046

Tabela 8.34 Srednje vrijednosti % plavljenja ventilskih podova izračunatih analitičkim postupkom i programom u ChemCAD-u za zonu stripovanja i rektifikacije

Sistem	ANALITIČKI POSTUPAK		ChemCAD	
	% plavljenja rektifikacija	% plavljenja stripovanje	% plavljenja rektifikacija	% plavljenja stripovanje
Benzen-toluen	81,95	77,53	73,15	78,66
Etilbenzen-stiren	70,89	68,66	78,77	74,54
N-heptan- N-oktan	78,34	68,37	63,324	70,148
Trihloretilen- tetrahloretilen	81,29	77,23	70,552	74,92

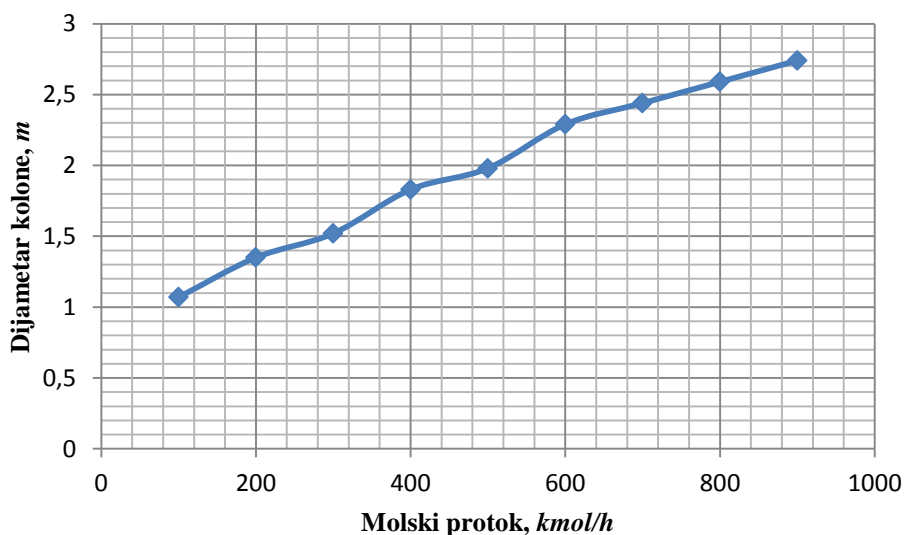
Vrijednosti dobijene proračunom ventilskih podova, primjenom analitičkog proračuna i rigoroznog postupka proračuna u ChemCAD-u, se u velikoj mjeri podudaraju, a u odnosu na rezultate dobijene za proračun sitastih podova, postigli smo u ovom slučaju nešto viši nivo tačnosti. Za razliku od sitastih podova, vrijednosti dijametra kolona sa ventilskim podovima su nešto manje dok je postignuti % plavljenja ovih podova veći. Ono što je karakteristično za ove podove jeste i broj ventila na podovima za sve sisteme, osim sistema etilbenzen-stiren. Naime, broj ventila se kreće od 130-280, dok za sistem etilbenzen-stiren ta vrijednost premašuje cifru od 1400, što nas ponovo navodi na zaključak da primjena ventilskih podova za ovakav sistem ne bi bila ekonomski opravdana. Od ostalih hidrauličnih parametara koje smo prikazali u rezultatima trebalo bi izdvojiti pad pritiska, kao i visinu tečnosti na podu. Pad pritiska na suvom podu, kao i pad pritiska uopšte ne premašuju vrijednost predviđenu u polaznim uslovima za rješavanje projektnog zadatka. Međutim, ako dobijene vrijednosti za

pad pritiska poredimo sa vrijednostima dobijenim za sitaste podove vidi se da je pad pritiska znatno veći, na šta u velikoj mjeri utiče prisustvo ventila na podovima.

Za analizirane sisteme u ChemCAD-u praćene su i određene promjene koje se odnose na dimenzije destilacionih kolona. Posebna pažnja posvećena je promjeni dijametra kolone sa promjenom protoka napojne smješe i za ispitivane slučajeve izvedene su ove zavisnosti koje su prikazane tabelama 8.35-8.38 i na graficima na slikama 8.15-8.18 uz napomenu da su uslovi rada kolone isti kao i za prethodno analizirane slučajeve.

Tabela 8.35 Zavisnost dijametra kolone od molskog protoka napojne smješe za sistem benzen-toluen

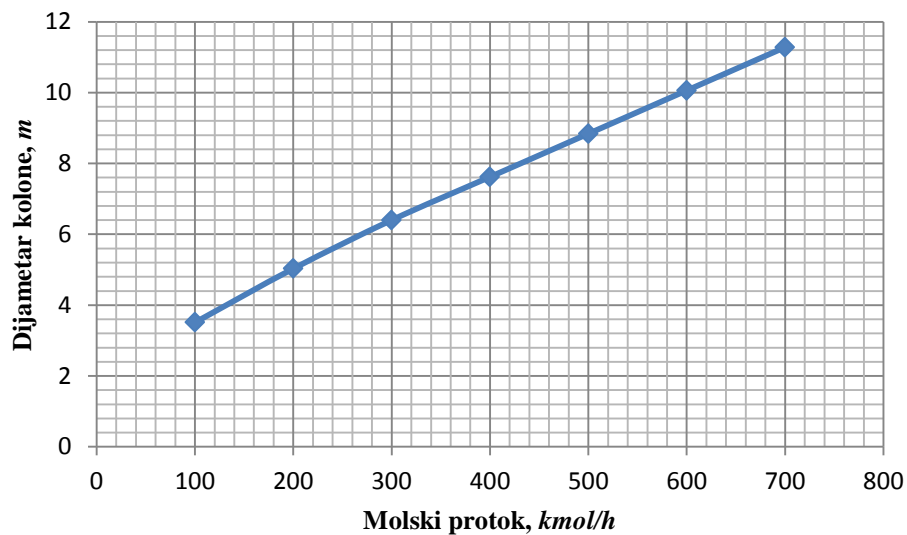
Molski protok (kmol/h)	100	200	300	400	500	600	700	800	900
$d_T$ [m]	1,07	1,35	1,52	1,83	1,98	2,29	2,44	2,59	2,74



Slika 8.15 Grafička zavisnost dijametra kolone od molskog protoka napojne smješe za sistem benzen-toluen

Tabela 8.36 Zavisnost dijametra kolone od molskog protoka napojne smješe za sistem etilbenzen-stiren

Molski protok (kmol/h)	100	200	300	400	500	600	700
$d_T$ [m]	3,51	5,03	6,4	7,62	8,84	10,06	11,28



Slika 8.16 Grafička zavisnost dijametra kolone od molskog protoka napojne smješe za sistem etilbenzen-stiren

Tabela 8.37 Zavisnost dijametra kolone od molskog protoka napojne smješe za sistem N-heptan-N-oktan

Molski protok (kmol/h)	100	200	300	400	500	600	700
$d_T$ [m]	1,52	2,29	2,74	3,2	3,66	3,96	4,27

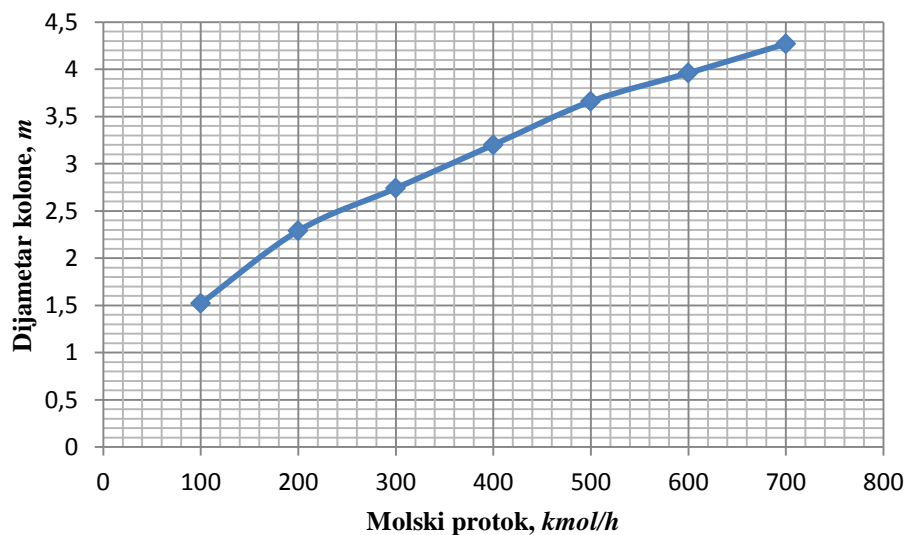


Tabela 8.17 Grafička zavisnost dijametra kolone od molskog protoka napojne smješe za sistem N-heptan-N-oktan

Tabela 8.38 Zavisnost dijametra kolone od molskog protoka napojne smješe za sistem trihloretilen-tetrahloretilen

Molski protok (kmol/h)	100	200	300	400	500	600	700
$d_T$ [m]	1,07	1,37	1,68	1,98	2,13	2,29	2,44

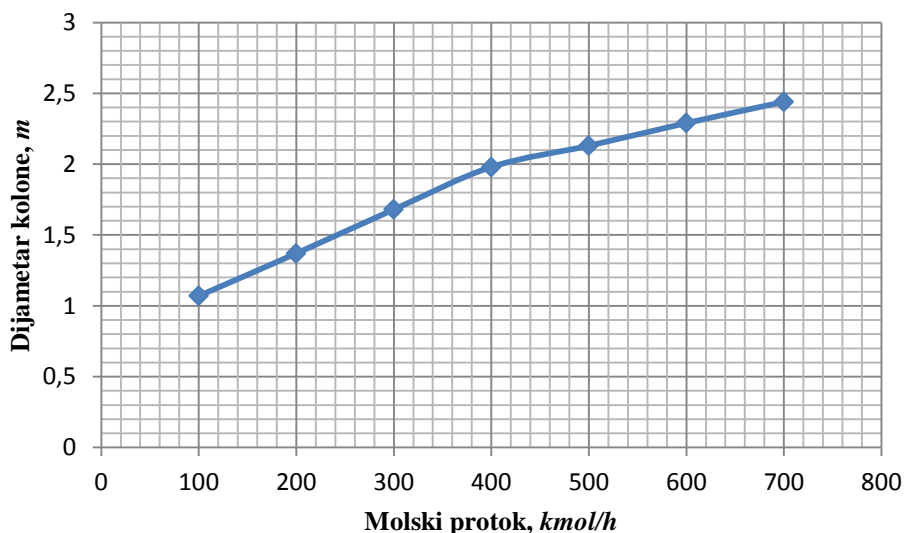


Tabela 8.18 Grafička zavisnost dijametra kolone od molskog protoka napojne smješe za sistem trihloretilen-tetrahloretilen

Na osnovu dobijenih grafičkih zavisnosti opšti zaključak za sve sisteme bi bio da sa porastom protoka napojne smješe skoro linearno dolazi do povećanja dijametra kolone. Za sve sisteme, izuzev sistema etilbenzen-stiren, vrijednosti dijametra sa promjenom protoka dosežu prihvatljive vrijednosti za projektovanje. Vrijednosti dijametra koje se dosežu pri povećanju protoka napojne smješe za sistem etilbenzen-stiren su neprihvatljivo visoke, što navodi na zaključak da je izgradnja jedne takve kolone tehno-ekonomski neopravdana.

Od rezultata, trebalo bi još izdvojiti i dobijene temperaturne profile kolona za razdvajanje smjesa koje su analizirane u radu. Temperaturni profili su nacrtani na osnovu podataka koji su prikazani u tabelama 7.3-7.6. Temperaturni profili za sve četiri kolone su prikazani u Prilogu slikama P5-P8. Na osnovu nacrtanih profila, za sve sisteme, uočava se tačka u kojoj dolazi do infleksije krive. Ova infleksija se dešava na mjesu napojnog poda, a kriva, može se reći, zauzima skoro vertikalni položaj, a zatim nastavlja da se kreće na uobičajen način. Ono što je bitno zaključiti je da temperatura raste od vrha ka dnu kolone, jer se na vrhu nalazi lakše isparljiva komponenta, a na dnu teže isparljiva.

## 9. ZAKLJUČAK

U ovom diplomskom radu izvršena je analiza razdvajanja, destilacijom kao osnovnom jediničnom operacijom, binarnih smjesa: *benzen-toluen*, *etilbenzen-stiren*, *N-heptan-N-oktan* i *trihloretilen-tetrahloretlen*.

Analiza razdvajanja (separacije) ovih binarnih sistema izvedena je primjenom *McCabe-Thiele*-ove metode, primjenom programa razvijenog u MATLAB-u, analitičke metode i primjenom softverskog paketa ChemCAD-a.

Nakon svih izvedenih proračuna, primjenom sve četiri navedene metode može se zaključiti da teorijski broj podova, kao i mjesto napojnog poda, dobijeni grafičkom metodom i MATLAB programom se veoma dobro slažu sa proračunom izvedenim primjenom analitičke metode.

Grafička metoda zahtijeva veliku preciznost pri crtanju ravnotežnih i operativnih linija, a i pri samom konstruisanju *McCabe-Thiele*-ovih dijagrama. Za konstruisanje *McCabe-Thiele*-ovih dijagrama u ovom radu je korišćen program CorelDraw X3.

Verifikacija rezultata analiziranih binarnih smjesa, za koje je predhodno izvršen analitički proračun, izvršena je primjenom ChemCAD-a. Dobijeni rezultati su u granicama normalnih odstupanja, sem jednog izuzetka. Ovaj izuzetak je nastao zbog izbora termodinamičkog modela proračuna u ChemCAD-u. Za sve sisteme, osim sistema etilbenzen-stiren, korišćen je NRTL termodinamički model proračuna koji je dao zadovoljavajuće rezultate. Međutim, za sistem etilbenzen-stiren NRTL model nije dao zadovoljavajuće rezultate, pa su se morali koristiti drugi, u literaturi poznati, termodinamički modeli. Dobre (realne) rezultate je tek dao termodinamički UNIFAC LLE model.

Poseban doprinos ovog rada sastoji se u osmišljanju i razvoju programa u MATLAB-u za analizu razdvajanja binarnih sistema. Primjenom tog programa, ne samo da je izveden proračun destilacije binarnih smjesa, nego su ispitane i određene konkretne zavisnosti relevantne za ovu problematiku, karakterističnih veličina. Posebno je istraživana refleksni odnos i broj teorijskih podova. Kada je u pitanju broj teorijskih podova, može se zapaziti njegova logična zavisnost od sastava lako isparljive komponente u napojnoj smjesi, pri čemu je broj teorijskih podova za sva četiri ispitivana sistema najveći pri molskom udjelu lakoisparljive komponente, u intervalu  $x=0,5-0,6$ . Ova zavisnost je istražena primjenom rigoroznih i manje rigoroznih postupaka. Naravno, rezultati su efektivniji primjenom rigoroznijih postupaka destilacije.

Zavisnost broja podova od refleksnog odnosa ima tendenciju rasta dostižući maksimalnu vrijednost, a zatim daljim povećanjem refleksnog odnosa broj podova opada.

U radu je istražena i zavisnost refleksnog odnosa od molskog udjela lakoisparljive komponente u napojnoj smjesi. Može se izvući zaključak da se refleksni odnos smanjuje što je udio lakoisparljive komponente u napojnoj smjesi veći.

U programu koji je razvijen u MATLAB-u, pored već navedenih osnovnih veličina analiziranih u prethodnom tekstu, istraživana je i veličina koja je direktno proporcionalna zapremini kolone. Zavisnost te veličine (koja je direktno proporcionalna zapremini kolone) od refleksnog odnosa za sve istraživane sisteme, osim sistema trihloretlen-tetrahloretlen je funkcija sa jasno izraženim minimumom. Ovo je dobar način da se odredi optimalni refleksni odnos pri kome je i zapremina kolone najmanja što se, pak, direktno odražava na investicione troškove. To je još jedna od potvrda da je destilacija i projektovanje destilacionih kolona oblast pogodna za razvoj kompjuterskih programa i razvoj novih matematičkih modela, ali i za optimizaciju i simulaciju složenih ali i veoma važnih industrijskih sistema.

Drugi dio ovog diplomskog rada odnosio se na dimenzionisanje kolona za istraživane sisteme. Dimenzionisanje je sprovedeno za kolone koje koriste sitaste podove i kolone koje koriste ventilske podove. Proračun je izveden primjenom izvedenih empirijskih korelacija,



čime su potvrđeni rezultati dobijeni dimenzionisanjem u ChemCAD-u. Na osnovu dobijenih rezultata zaključuje se da se proračun u velikoj mjeri slaže sa proračunom dobijenim ChemCAD-om, a isto tako uočene su i određene prednosti i mane i jedne i druge vrste podova. Kako je pri analizi određivan dijametar kolone, utvrđeno je da je dijametar kolona koje koriste ventilске podove, nešto manji u odnosu na kolone koje koriste sitaste podove. Naravno to u velikoj mjeri utiče na investicione troškove. Možda ovo i jeste jedan od razloga što se u savremenoj hemijskoj industriji koriste kolone sa ovom vrstom podova. Kako se dijametar mijenja, mijenja se i aktivna površina poda. Aktivna površina ventilskih podova je manja u odnosu na aktivnu površinu sitastih podova. Međutim, % plavljenja ventilskih podova je veći nego kod sitastih podova.

Takođe, ispitivanjem hidrauličkih parametara analiziranih sistema utvrđeno je da svi sistemi rade po mehanizmu aerisane tečnosti što se jasno vidi kod odnošnjaka koje je određivano pri dimenzionisanju sitastih podova.

Interesantno je zaključiti da su svi sistemi zadovoljili polazne parametre, a prvenstveno faktor plavljenja i visinu tečnosti na podovima. Za sve sisteme je pretpostavljen procenat plavljenja od 80%, što se, kao što se vidi iz svih izvedenih proračuna u velikoj mjeri i ostvarilo. Takođe, ova dobro pretpostavljena vrijednost se odrazila i na rastojanje između podova. Kako % plavljenja dobro odabrana vrijednost, nismo bili primorani da vršimo smanjenje rastojanja između podova, a samim tim i korekcije ostalih parametara. Još jedna važna veličina je i visina tečnosti na podovima. Za sve sisteme ova vrijednost nije prelazila 40 % visine poda, što je i preporuka *Glitsch*-a, što ponovo govori da su dobro izabrane početne vrijednosti.

Kada se svi analizirani parametri sagledaju, uočava se da sistem etilbenzen-stiren u velikoj mjeri odstupa od ostalih sistema i po broju podova ali i po dimenzijama tih podova. Jedan od razloga za takvo odstupanje su i veoma bliske tačke ključanja komponenata. To u velikoj mjeri otežava razdvajanje ovakvih binarnih smjesa. To je razlog izbjegavanja korišćenja kolona sa podovima za razdvajanje ovakvih smjesa. Više se koriste kolone sa punilima, koje su skuplje ali u velikoj mjeri olakšavaju proces razdvajanja ovakvih smjesa. U ovom radu nisu analizirane kolone sa punilima ali upravo ova problematika bi mogla da posluži kao neki novi zadatak za matematičko modelovanje i rješavanje takvih sistema.

Na osnovu svih izvedenih istraživanja, možemo donijeti jedan opšti zaključak, kada je u pitanju ova vrsta separacionih procesa i ova vrsta uređaja. Pored toga što je najstarija ali i osnovna operacija u mnogim hemijskim procesima, destilacija ali i destilacione kolone, iako su dosta izučene, ostavile su i dosta prostora da nove generacije i dalje istražuju i poboljšavaju ovu vrstu procesa. Posebno, ova vrsta procesa, kao što je već i napomenuto, će biti interesantna u pogledu optimizacije i primjene nove tehnologije u što efikasnijem i što efektnijem rješavanju problema. Ovim radom autor je pokušao da kao predstavnik „nove generacije“, da doprinos razvoju ove oblasti, a isto tako je pokušao da ovaj proces približi svima onima koji smatraju da je to nešto apstraktno i nerješivo.

## 10. LITERATURA

1. Akashah, A., Erbar, H.J, Maddox, N.R., Chem. Eng. Com, **3**, (1979.) 461.
2. Backhrust, R.J., Harker, H.J., Process Plant Design, Heinmann Educational Books, Ltd., London ,1979.
3. Banik, S, Weeping from valve trays, AIChE National Meeting, Houston, April, 1980.
4. Beer, E., Destilacija, HDKI, Kemija u industriji, Zagreb, 2006.
5. Beer, E., Priručnik za dimenzioniranje uređaja kemijske procesne industrije, SKTH, Kemija u industriji, Zagreb, 1985.
6. Brown, G.G., Martin, Z.H., Trans AIChE, **35**, (1939.) 679.
7. Barna, A.B., Ginn, F.R., Hydrocarbon Process **64**, (1985.), 115.
8. Bain, L.J., Winke, Van M., AIChE National Meeting, Hauston, **7**, (1980.), 363.
9. Burgess, M.J., Calderbank, H.P., Chem. Eng. Sci., **30**, (1975) 743 i 1107
10. Burghard, K.J., Warmuzinski, K., Buzek, J., Pytlik, A., Chem. Eng. J. **26** (1983) 71
11. Chase, D.J., Chem. Eng. **73**, (1967) 105.
12. Duduković, A., Osnovi i operacije prenosa mase, Akademska misao, Beograd, 2008.
13. Fenske R.M, Ind. Eng. Chem. 24, 1932.
14. Eduljee, E.H., Hydrocarbon Process, **54**, (1975.), 120.
15. Economopoulos, P.A., Chem. Eng. **54** (1959) 320.
16. Fair, R.J., Smith, B.D., Design of equilibrium stage processes, McGraw-Hill, New York, 1963.
17. Fair, R.J., Petro/Chem Eng. **33** (1961) 45.
18. Friend, L., Lemieux, E.J., Schreiner, W.C., Chem. Eng. **67**, (1960.), 101.
19. Gani, R.; Ruiz, A.C., Cameron, T.I., Computer and Chemical Engineering, **3**, (1985.), 191.
20. Glitch, Inc., Ballast tray design manual, Bulletin 4900, 6<sup>th</sup> edition, Dallas, Texas, 2013.
21. King, J.C., Separation Processes, 2<sup>nd</sup>, McGraw-Hill, New York, 1980.
22. Kirkbridge, G.C., Petroleum refiner, **23** (1944) 321.

23. Kister, Z.H, Distillation design, McGraw-Hill, New York, 1992.
24. Kister, Z.H., Distillation Operation, McGraw-Hill, New York, 1992.
25. Kister, Y.H., Haas, R.J., Chem. Eng. Progr., **86** (1990) 63.
26. Koch Engineering Co., Inc., Design Manual-Flexitray, Bulletin Wichita, Kansas, 1982.
27. Lendanois, M.J., Olivera-Fuentes, C., Ind. Chem. Process Des. Dev., **23**, (1984.), 1-6
28. Lee, W.J., Hanan, S., Lien, M.K., Westerburg, W.A., The Royal Society **10**. (2000.) 1965.
29. Lemienx, J.E., Scott, J.L., Chem. Eng. Progr. **65**, (1969.) 52.
30. Linnhoff, B. Dunford, H., Chemical Engineering Science, **8**, (1983.) 1175.
31. Ludwig, E.E., Applied process design for chemical and petrochemical plants, 3<sup>rd</sup>, Vol.1, The Gulf Publishing Company, Houston, 1999.
32. Lockett, J.M., Gharani, W.A.A., I. Chem. Eng. Symp. Ser. **56**, (1979.) 2.3/43
33. McCabe, W., Thiele, E., Industrial and engineering chemistry, **17** (1925) 605.
34. McCabe, W., Smith, J., Harriott, P., Unit Operations of chemical engineering 7<sup>th</sup>, McGraw-Hill, New York, 2005.
35. McCormic, E.J, Roche, C.E., Schweitzer, P., Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineering, McGraw-Hill, New York, 1979.
36. Molkanov, K.Y., Korablina, P.T., Mazurina, I.N., Nikoforov, A.G., Int. Chem. Eng. **12**, (1972.) 209.
37. Hines, L.A, Maddox, N.R., Mass Transfer, Prentice Hall Englewood Cliffs, New York, 1985.
38. Hall, Stephen, Rules of Thumb for Chemical Engineers, 5<sup>th</sup>, The Gulf Publishing Company, Houston, 2005.
39. Hunt, C., Hanson, N.D., Wilke, R.C., AIChE J, **1** (1955) 441.
40. Hughmark, A.G., O'Connell, E.H., Chem. Eng. Progr., **53** (1957) 127.
41. Henley, J.E., Seader, D.J., Equilibrium-Stage Separation Operations in Chemical Engineering, John Wiley and Sons, new York, 1981.
42. Henley, J.E., Seader, D.J., Roper, K.D., Separation Process Principles, 3<sup>th</sup> John Wiley and Sons, Inc., 2011.

43. Nakaiwa, M., Huang, K., Endo, T., Ohmori, T., Akiya, T., Takanatsu, T., Internally heat-integrated distillation columns: a review, Tsukuba, Suita, 2003
44. Nutter Engineering, Float Valve design manual, Tulsa, Oklahoma, 1976.
45. Кафаров, В.В., Основы массопередачи, Высшая школа, Москва, 1972.
46. Касаткин, Г.А., Основные процессы и аппараты химической технологии, Химия, Москва, 1973.
47. Перри, Г.Д., Справочник инженера-химика, том второй, Химия-Ленинградское отделение, Санкт Петербург, 1969.
48. Perry, H.R, Green, W.D., Perry's Chemical Engineer's Handbook, McGraw-Hill, New York, 1999.
49. Popović, G. i dr., Hemijsko tehnološki priručnik-Hemijsko inženjerstvo, Rad, Beograd, 1987.
50. Pinczewski, V.W, Fell, D.J.C.. Trans. Inst. Chem. Engrs., **50** (1972) 102.
51. Rosaler, C.R, Standard Handbook of Chemical Engineering, McGraw-Hill, New York, 2004.
52. Sinadinović-Fišer, S., janković, M., Priručnik za računске вежбе из технологије примарних петрохемијских производа, Tehnološki fakultet, Novi Sad, 1994.
53. Seader, D.J., Henley, J.E., Separation process principles, John Wiley and Sons, Inc., New York, 2006.
54. Sinnott, Ray, Towler, G., Chemical Engineering Design, Elsevier Ltd., Oxford, 2009.
55. Smith, P., Piping materials selections and applications, Elsevier Ltd. Oxford, 2005.
56. Smith, B.R., Dresser, T., Ohlswager, S., Hydrocarbon Process and Petr. Ref. **46** (1963) 183.
57. Spiegel, L. Meier, W., Distillation columns with structured packings in the next decade, 2003.
58. Šef, F., Olujić, Ž., Projektiranje procesnih postrojenja, SKTH, Kemija u industriji, Zagreb, 1988.
59. Winkle, Van M., Distillation, McGraw-Hill, New York, 1967.
60. Winkle, Van M., Todd, G.W., Chem. Eng. **78**. 1971. 136.
61. Yeomans, H., Grossmann, E.I., Ind. Chem. Eng., **39**, (2000.) 1637.

# **PRILOZI**

## Prilog 1-Program za proračun i analizu binarnih smjesa *McCabe-Thiele*-ovom metodom u MATLAB-u

```
% McCabe-Thiele-ova metoda za proračun broja podova

% Ulazni podaci
%-----
%-----
F=100; % Protok napojne struje u kmol/h
x_b=0.5; % molski udio benzena u napojnoj smjesi
x_t=0.5; % molski udio toluena u napojnoj smjesi
x_D=0.95; % molski udio benzena u destilatu
x_B=0.05; % molski udio benzena u ostatku
x_tb=0.95; % molski udio toluena u ostatku
x_td=0.05; % molski udio toluena u destilatu
beta=1.1; % koeficijent refluksnog odnosa
%-----
%-----
% PROGRAM
%-----
%-----
% Protok destilata i ostatka
D=F*x_b*x_D+F*x_t*x_td
B=F*x_b*x_B+F*x_t*x_tb
%-----
% Fitovanje ravnotežnih podataka i crtanje ravnotežne krive-potrebno je
% zadati vrijednosti udjela lako isparljive komponente u parnoj fazi
xp0=0:0.1:1;
yp0=0:0.1:1;
y_r=[0 0.2133 0.3789 0.5112 0.6193 0.7093 0.7854 0.8506 0.9071 0.9564 1];
x=0:0.001:1;
y_rav=polyval(polyfit(xp0,y_r,3),x);
plot(xp0,yp0,'black',x,y_rav,'black')
hold on
%-----
% Odredjivanje broja segmenata na x-osi
kol=length(x);

% Odredjivanje minimalne vrijednosti refluksnog odnosa
for i=1:1:kol
    if x(i)==x_b
        y_prim=y_rav(i);
        x_prim=x(i);
        break
    end
end

R_min=(x_D-y_prim)/(y_prim-x_prim);
R=beta.*R_min;
%-----
% Definisiranje i crtanje jednačina gornje i donje pogonske prave
y_GPP=(R./(R+1)).*x+x_D./(R+1);

q=(y_GPP(i)-x_B)/(x_b-x_B);
y_DPP=q.*(x-x_B)+x_B;

plot(x,y_GPP,'blue',x,y_DPP,'blue')
hold on
%-----
% Crtanje vertikala koje označavaju molske udjele benzena na ulazu (u
```

```

% sredini), u destilatu (desno) i u ostatku (lijevo)
podela=0:0.1:1.0;
[vrste,kolone]=size(podela);
AA=ones(kolone);
A=AA(1,:);
x_min=x_B*A;
x_nap=x_b*A;
x_max=x_D*A;
plot(x_min,podela,'red',x_nap,podela,'red',x_max,podela,'red')
hold on
axis([0 1 0 1])
%-----
% Ucertavanje podova (Mc Cabe - Thiele-ove metode) u zoni obogaćivanja
kolone
i_ul=i;
for i=1:1:kol
    if x(i)==x_D
        i_D=i;
        break
    end
end

i=i_D;
brojac=0;
yp=y_GPP(i);

while (1)
plot(x(i),yp,'black')
hold on
i=i-1;

if abs(yp-y_rav(i))<=0.001
    yp=y_GPP(i);
    brojac=brojac+1;
    xp=x(i);

    podela1=yp:0.001:y_rav(i);
    [vrstel,kolone1]=size(podela1);
    AA1=ones(kolone1);
    A1=AA1(1,:);
    xp=xp*A1;
    plot(xp,podela1,'black')
    hold on
end

if i==i_ul
    ypp=yp;
end

if i<i_ul & y_rav(i)<ypp
    break
end
end
%-----
% Ucertavanje podova (Mc Cabe - Thiele-ove metode) u zoni osiromašnja
kolone
for k=1:1:kol
    if x(k)==x_B
        i_B=k;
        break
    end
end

```

```

        end
    end

    yp=y_DPP(i);

    while (1)
    plot(x(i),yp,'black')
    hold on
    i=i-1;

    if abs(yp-y_rav(i))<=0.001
        yp=y_DPP(i);
        brojac=brojac+1;
        xp=x(i);

        podela2=yp:0.001:y_rav(i);
        [vrste2,kolone2]=size(podela2);
        AA2=ones(kolone2);
        A2=AA2(1,:);
        xp=xp*A2;
        plot(xp,podela2,'black')
        hold on
    end

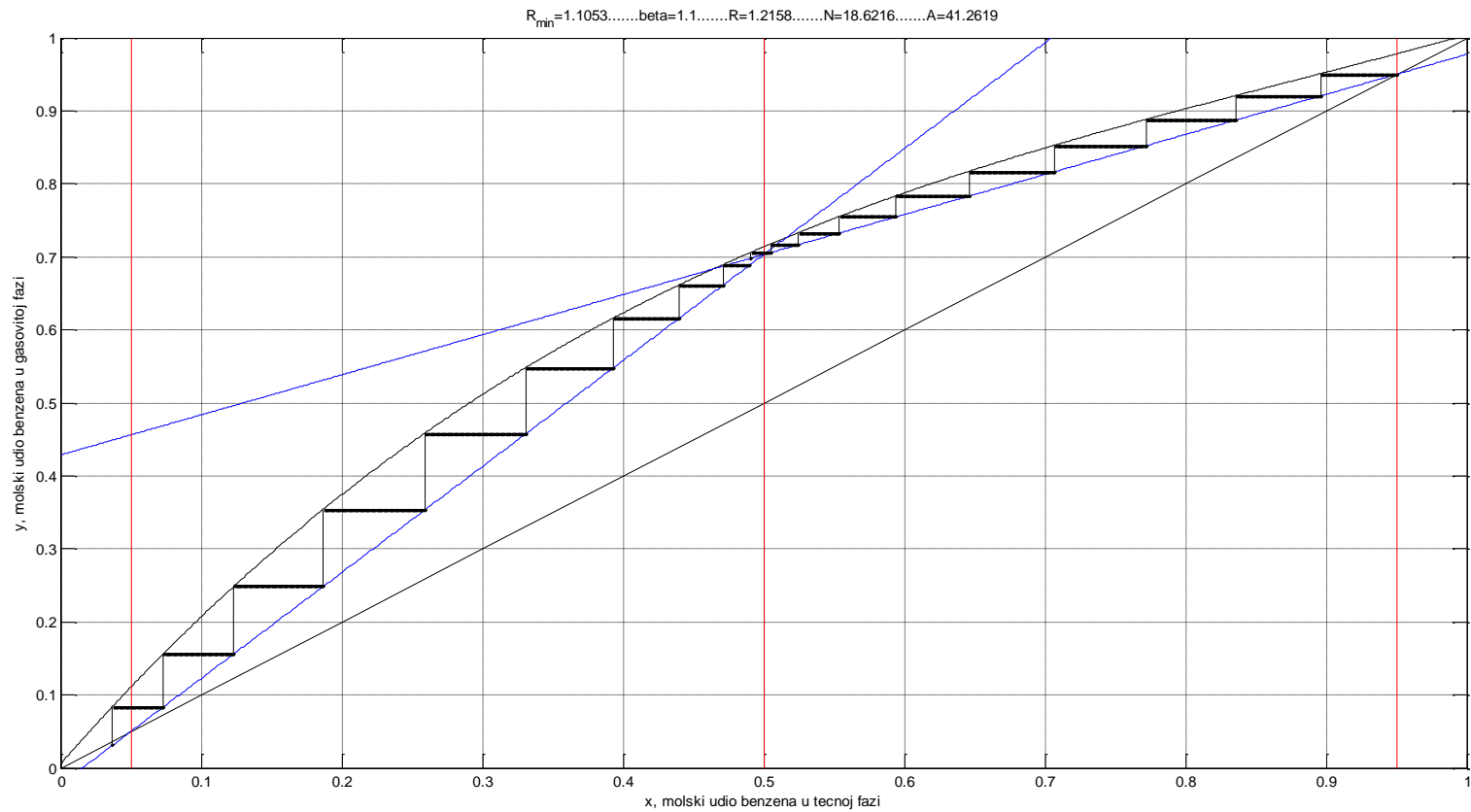
    if i==i_B
        ypp=yp;
    end

    if i<i_B & y_rav(i)<ypp
        break
    end
end
end
%-----
% Odredjivanje udjela zadnjeg destilacionog poda
xps=(ypp-x_B)/q+x_B;
CD=xps-x(i);
EF=xps-x_B;
%-----
% Odredjivanje ukupnog broja podova
broj_podova=brojac-1+EF/CD;
%-----
% Odredjivanje veličine koja je proporcionalna zapremini kolone
V=broj_podova*(R+1);
%-----
% Odredjivanje napojnog poda
N_F=((broj_podova)/(1+((x_t/x_b)*(x_B/x_td)^2*(B/F))^0.206))-
0.5*log10(broj_podova)
%-----
% Ispisivanje rezultata na dijagramu
title(['R_min=',num2str(R_min),'.....beta=',num2str(beta),'.....R=',n
um2str(R),'.....N=',num2str(broj_podova),...
'.....A=',num2str(V)])
xlabel('x, molski udio benzena u tečnoj fazi')
ylabel('y, molski udio benzena u gasovitoj fazi')
grid on
%-----
%-----

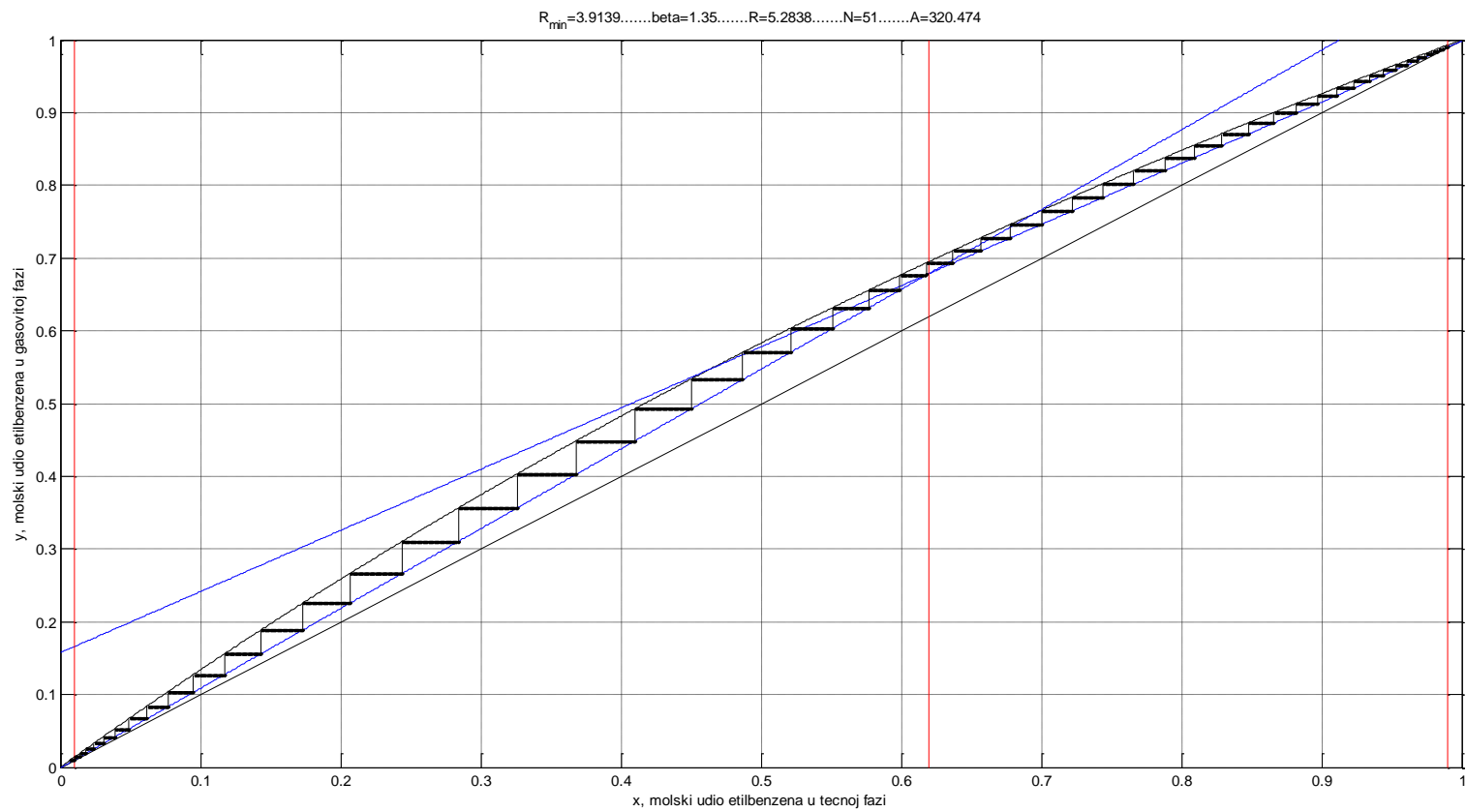
```



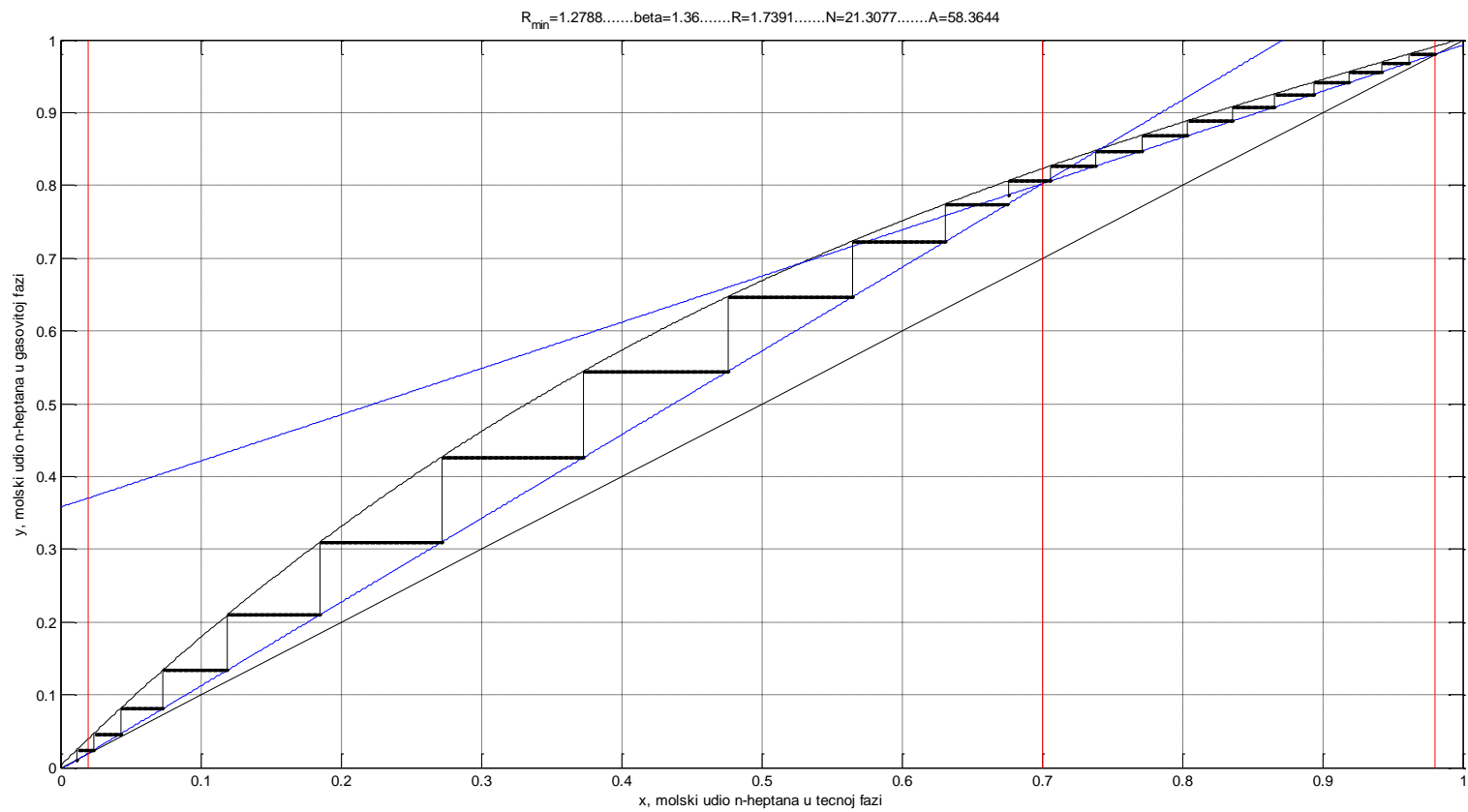
**Prilog 2-McCabe-Thiele-ovi dijagrami dobijeni programom iz Priloga 1**



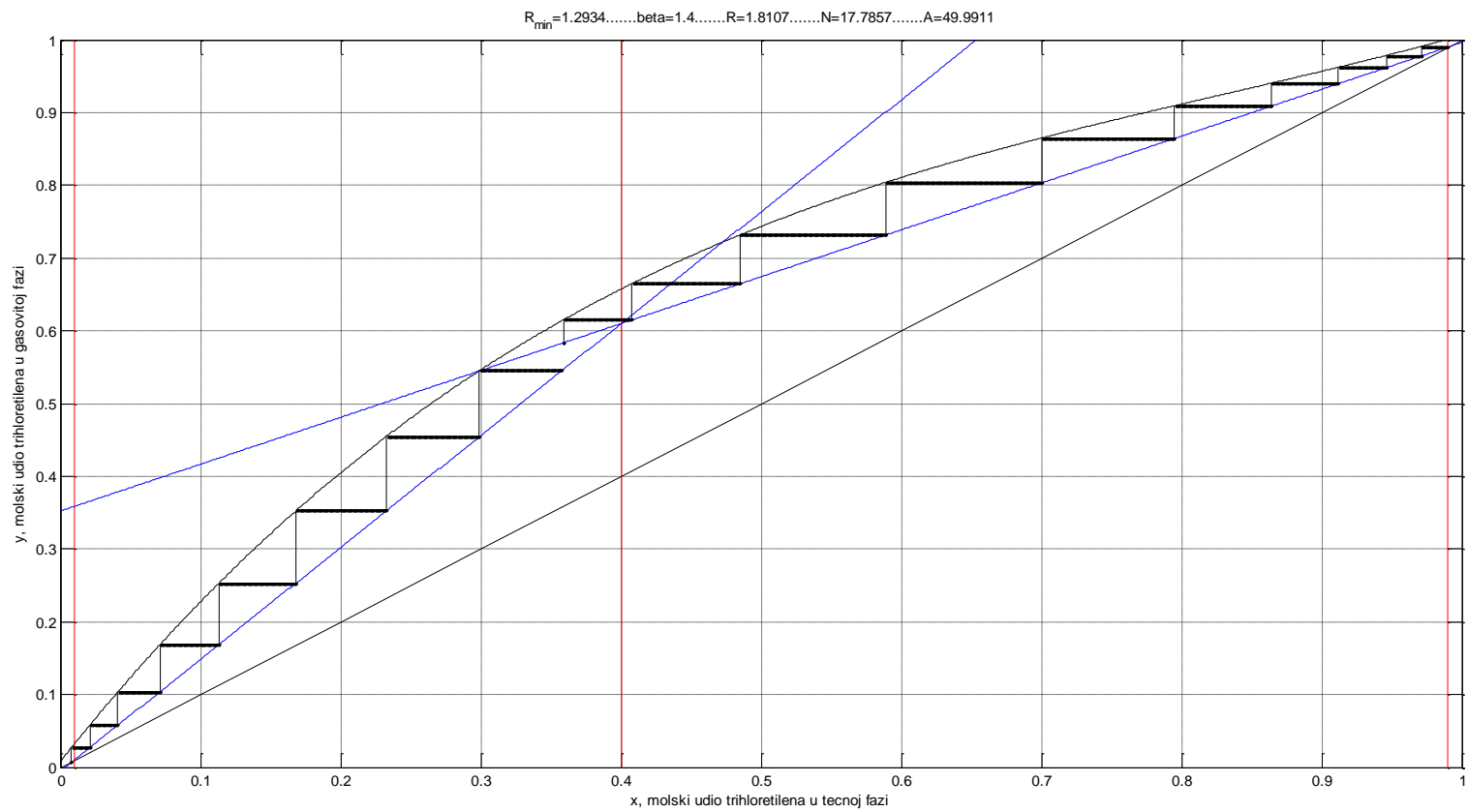
*Slika P1- McCabe-Thiele-ov dijagram za sistem benzen-toluen dobijen u MATLAB-u*



*Slika P2- McCabe-Thiele-ov dijagram za sistem etilbenzen-stiren dobijen u MATLAB-u*



*Slika P3- McCabe-Thiele-ov dijagram za sistem N-heptan-N-oktan dobijen u MATLAB-u*



*Slika P4- McCabe-Thiele-ov dijagram za sistem trihloretilen-tetrahloretilen dobijen u MATLAB-u*

### Prilog 3-Proračun sitastih podova

Tabela 1a- Rezultati proračuna aktivne površine poda za sistem benzen-toluen

Broj poda	$CF_0 \text{ [m} \cdot \text{s}^{-1}\text{]}$	$CF_0 \text{ [m} \cdot \text{s}^{-1}\text{]}$	$V_{LOAD} \text{ [m}^3 \cdot \text{s}^{-1}\text{]}$	$A_A \text{ [m}^2\text{]}$
1	0,13758	0,17825	0,05369	0,48783
2	0,13758	0,17824	0,05369	0,48785
3	0,13758	0,17823	0,05374	0,48824
4	0,13758	0,17822	0,05378	0,48881
5	0,13757	0,17822	0,05388	0,48954
6	0,13757	0,17821	0,05396	0,49029
7	0,13757	0,17820	0,05403	0,49092
8	0,13757	0,17820	0,05409	0,49144
9	0,13757	0,17819	0,05413	0,49188
10	0,13757	0,17819	0,05417	0,49219
11	0,13757	0,17818	0,05422	0,49271
12	0,13756	0,17817	0,05437	0,49407
13	0,13756	0,17815	0,0546	0,49616
14	0,13755	0,17812	0,05496	0,4942
15	0,13754	0,17808	0,05553	0,50464
16	0,13753	0,17805	0,05625	0,51127
17	0,13752	0,17801	0,05703	0,51834
18	0,13752	0,17801	0,05711	0,51913

Tabela P1b- Rezultati proračuna aktivne površine poda za sistem etilbenzenbenzen-stiren

Broj poda	$CF_0 [m \cdot s^{-1}]$	$CF_0 [m \cdot s^{-1}]$	$V_{LOAD} [m^3 \cdot s^{-1}]$	$A_A [m^2]$
1	0,13743	0,17769	0,651634	5,92691
2	0,13743	0,17769	0,651545	5,92608
3	0,13743	0,17769	0,651556	5,92619
4	0,13743	0,17769	0,651469	5,92538
5	0,13743	0,17769	0,651385	5,92460
6	0,13743	0,17769	0,651493	5,92558
7	0,13743	0,17769	0,651433	5,92502
8	0,13743	0,17769	0,65138	5,92453
9	0,13743	0,17769	0,651334	5,92410
10	0,13743	0,17770	0,651196	5,92281
11	0,13743	0,17770	0,651168	5,92255
12	0,13744	0,17770	0,65105	5,92145
13	0,13744	0,17770	0,650944	5,92046
14	0,13744	0,17770	0,650849	5,91957
15	0,13745	0,17777	0,644924	5,86490
16	0,13744	0,17771	0,650699	5,91816
17	0,13744	0,17771	0,650544	5,91670
18	0,13744	0,17772	0,650403	5,91538
19	0,13744	0,17772	0,650273	5,91416
20	0,13744	0,17772	0,650155	5,91305
21	0,13744	0,17773	0,650048	5,91203
22	0,13744	0,17773	0,649949	5,91109
23	0,13744	0,17773	0,649855	5,91020
24	0,13745	0,17774	0,649664	5,90840
25	0,13745	0,17774	0,649574	5,90755
26	0,13745	0,17774	0,649381	5,90576
27	0,13745	0,17774	0,649915	5,91066
28	0,13745	0,17775	0,649239	5,90439
29	0,13745	0,17775	0,649274	5,90465
30	0,13745	0,17776	0,649287	5,90472
31	0,13745	0,17776	0,649244	5,90426
32	0,13745	0,17777	0,64763	5,88952
33	0,13746	0,17778	0,649031	5,90219
34	0,13746	0,17778	0,64902	5,90202
35	0,13746	0,17779	0,6491	5,90269
36	0,13746	0,17780	0,649106	5,90267
37	0,13746	0,17780	0,649104	5,90259
38	0,13746	0,17780	0,649086	5,90236
39	0,13747	0,17781	0,649044	5,90192
40	0,13747	0,17781	0,649078	5,90217
41	0,13747	0,17782	0,649183	5,90308
42	0,13747	0,17782	0,649149	5,90273
43	0,13747	0,17783	0,649182	5,90300
44	0,13747	0,17783	0,649179	5,90291
45	0,13747	0,17783	0,649242	5,90346
46	0,13747	0,17783	0,649273	5,90372
47	0,13747	0,17784	0,649273	5,90370
48	0,13747	0,17784	0,649326	5,90416
49	0,13747	0,17784	0,649702	5,90755
50	0,13747	0,17784	0,649563	5,90628
51	0,13747	0,17784	0,649544	5,90610
52	0,13747	0,17784	0,648462	5,89625
53	0,13747	0,17784	0,649564	5,90626
54	0,13747	0,17784	0,649505	5,90571
55	0,13747	0,17784	0,649543	5,90605
56	0,13747	0,17784	0,649575	5,90635
57	0,13747	0,17784	0,649575	5,90635

Tabela P1c- Rezultati proračuna aktivne površine poda za sistem N-heptan-N-oktan

Broj poda	$CF_0 [m \cdot s^{-1}]$	$CF_0 [m \cdot s^{-1}]$	$V_{LOAD} [m^3 \cdot s^{-1}]$	$A_A [m^2]$
1	0,137382	0,177505	0,104792	0,953468
2	0,137382	0,177504	0,104611	0,951826
3	0,137381	0,177501	0,104438	0,950254
4	0,137381	0,177499	0,104248	0,948536
5	0,13738	0,177496	0,104068	0,946905
6	0,137379	0,177493	0,103878	0,945172
7	0,137378	0,17749	0,103719	0,943738
8	0,137377	0,177487	0,103589	0,942561
9	0,137376	0,177483	0,103492	0,941687
10	0,137376	0,177481	0,103413	0,940965
11	0,137364	0,177437	0,103913	0,945603
12	0,137373	0,177471	0,103247	0,939478
13	0,13737	0,177459	0,103107	0,93822
14	0,137365	0,17744	0,103048	0,93772
15	0,137357	0,177412	0,10322	0,939336
16	0,137348	0,177379	0,103716	0,943915
17	0,137339	0,177344	0,104554	0,951606
18	0,137331	0,177314	0,105517	0,960427
19	0,137324	0,17729	0,106428	0,968767
20	0,13732	0,177275	0,107136	0,975243
21	0,137317	0,177264	0,107634	0,979794
22	0,137317	0,177264	0,107651	0,979952

Tabela P1d- Rezultati proračuna aktivne površine poda za sistem trihloretilen-tetrahloretilen

Broj poda	$CF_0 [m \cdot s^{-1}]$	$CF_0 [m \cdot s^{-1}]$	$V_{LOAD} [m^3 \cdot s^{-1}]$	$A_A [m^2]$
1	0,137029	0,176199	0,051157	0,466658
2	0,137028	0,176195	0,051127	0,466394
3	0,137026	0,176188	0,051095	0,466108
4	0,137024	0,17618	0,051047	0,465676
5	0,137021	0,176169	0,05098	0,465078
6	0,137017	0,176153	0,050876	0,464142
7	0,137011	0,176131	0,050703	0,462579
8	0,137002	0,1761	0,050456	0,460354
9	0,136991	0,176057	0,050209	0,458139
10	0,136977	0,176008	0,050091	0,457108
11	0,136974	0,175996	0,049934	0,455689
12	0,136969	0,175976	0,050012	0,456421
13	0,13696	0,175942	0,050155	0,457755
14	0,136945	0,175888	0,050415	0,46018
15	0,136924	0,175811	0,050842	0,464146
16	0,136899	0,17572	0,051427	0,469573
17	0,136875	0,175629	0,0521	0,475797
18	0,136854	0,175552	0,052741	0,481729
19	0,136839	0,175495	0,05326	0,486525
20	0,136828	0,175456	0,053641	0,490045
21	0,136821	0,175431	0,053893	0,49237
22	0,136821	0,175431	0,000284	0,002593

*Tabela P2a-Rezultati proračuna površine preliva, ukupne površine i dijametra kolone za sistem benzen-toluen*

Broj poda	$A_D [m^2]$	$A_T [m^2]$	$d_T [m]$
1	0,139909	0,76765	0,988651
2	0,140234	0,768322	0,989084
3	0,140799	0,769841	0,990061
4	0,141515	0,771839	0,991345
5	0,142274	0,774085	0,992787
6	0,143012	0,776318	0,994217
7	0,143598	0,778111	0,995365
8	0,144032	0,779507	0,996257
9	0,375065	1,242005	1,257544
10	0,130601	0,75339	0,979426
11	0,143378	0,779462	0,996228
12	0,140577	0,775223	0,993516
13	0,141465	0,779089	0,99599
14	0,142829	0,785082	0,999814
15	0,141398	0,787432	1,001309
16	0,140394	0,792053	1,004243
17	0,142523	0,803388	1,011403
18	0,050694	0,620521	0,888873



Tabela 2b-Rezultati proračuna površine preliva, ukupne površine i dijametra kolone za sistem etilbenzen-stiren

Broj poda	$A_D [m^2]$	$A_T [m^2]$	$d_T [m]$
1	1,504481	8,935873	3,373106
2	1,50421	8,9345	3,372847
3	1,503895	8,933977	3,372748
4	1,503537	8,932456	3,372461
5	1,503125	8,930854	3,372158
6	1,502376	8,930335	3,37206
7	1,502376	8,929774	3,371954
8	1,501801	8,92813	3,371644
9	1,50115	8,926395	3,371316
10	1,500412	8,923638	3,370796
11	1,499588	8,921724	3,370434
12	1,498665	8,918782	3,369878
13	1,497645	8,915749	3,369305
14	1,497179	8,91393	3,368962
15	1,495269	8,855433	3,357889
16	1,493924	8,906003	3,367463
17	1,49247	8,90164	3,366638
18	1,490929	8,897236	3,365805
19	1,489312	8,892782	3,364963
20	1,487619	8,888289	3,364113
21	1,485872	8,88378	3,363259
22	1,484093	8,879275	3,362407
23	1,482303	8,874805	3,36156
24	1,480512	8,869429	3,360542
25	1,478765	8,865081	3,359718
26	1,476769	8,859295	3,358621
27	1,475228	8,861112	3,358966
28	1,347431	8,599249	3,308962
29	1,493271	8,891195	3,364663
30	1,491376	8,887467	3,363957
31	1,489367	8,882991	3,36311
32	1,487256	8,864031	3,359519
33	1,484563	8,871314	3,360899
34	1,491601	8,885225	3,363533
35	1,335654	8,573993	3,304099
36	1,33357	8,569813	3,303293
37	1,331563	8,565716	3,302504
38	1,329649	8,561659	3,301721
39	1,327862	8,557643	3,300947
40	1,326211	8,554591	3,300358
41	1,324704	8,552491	3,299953
42	1,323349	8,549425	3,299362
43	1,322146	8,54728	3,298948
44	1,321087	8,54509	3,298525
45	1,320156	8,543775	3,298271
46	1,319351	8,542424	3,29801
47	1,318648	8,540993	3,297734
48	1,318005	8,54017	3,297575
49	1,318056	8,543663	3,29825
50	1,317564	8,541405	3,297814
51	1,317141	8,540377	3,297615
52	1,316777	8,529807	3,295574
53	1,316463	8,539186	3,297385
54	1,316192	8,538093	3,297174
55	1,315972	8,537997	3,297156
56	1,315777	8,5379	3,297137
57	0,988426	7,883197	3,1682

Tabela 2c-Rezultati proračuna površine preliva, ukupne površine i dijametra kolone za sistem N-heptan-N-oktan

Broj poda	$A_D [m^2]$	$A_T [m^2]$	$d_T [m]$
1	0,273545	1,500558	1,382254
2	0,272851	1,497527	1,380857
3	0,27214	1,494533	1,379476
4	0,271429	1,491394	1,378027
5	0,270751	1,488406	1,376646
6	0,270139	1,485449	1,375278
7	0,269626	1,482991	1,374139
8	0,269229	1,48102	1,373226
9	0,282396	1,506478	1,384978
10	0,282222	1,50541	1,384487
11	0,282118	1,509839	1,386522
12	0,274421	1,48832	1,376606
13	0,274471	1,487162	1,37607
14	0,274909	1,487539	1,376244
15	0,2761	1,491535	1,378092
16	0,278299	1,500512	1,382233
17	0,274774	1,501153	1,382528
18	0,277947	1,516322	1,389495
19	0,274384	1,517536	1,390052
20	0,276491	1,528226	1,394939
21	0,277959	1,535712	1,398352
22	0,269048	1,518047	1,390286

Tabela 2d-Rezultati proračuna površine preliva, ukupne površine i dijametra kolone za sistem trihloretilen-tetrahloretilen

Broj poda	$A_D [m^2]$	$A_T [m^2]$	$d_T [m]$
1	0,139522	0,745702	0,974416
2	0,139481	0,745356	0,97419
3	0,13944	0,744989	0,973949
4	0,139359	0,744394	0,97356
5	0,139236	0,74355	0,973008
6	0,138991	0,742124	0,972075
7	0,138521	0,739622	0,970435
8	0,137868	0,736089	0,968114
9	0,145964	0,750066	0,977263
10	0,146137	0,749383	0,976817
11	0,14048	0,736648	0,968482
12	0,140649	0,737719	0,969186
13	0,140972	0,7397	0,970486
14	0,141562	0,743304	0,972847
15	0,142539	0,749223	0,976713
16	0,140625	0,750823	0,977756
17	0,142148	0,760093	0,983773
18	0,140409	0,762547	0,985359
19	0,141559	0,769642	0,989933
20	0,142392	0,774829	0,993263
21	0,142948	0,778265	0,995463
22	0,140135	0,282862	0,600135

Tabela P3a-Rezultati proračuna % plavljenja poda za sistem benzen-toluen

Broj poda	$h_{ct(H_2O)}$ [mm]	$n$	$h_{ct}$	$C_{SB,plav.}$ [ $m \cdot s^{-1}$ ]	$C_S$ [ $m \cdot s^{-1}$ ]	% plavljenja
1	14,00805	0,05775	15,40714	0,148467	0,110066	74,13513
2	14,0085	0,05775	15,42383	0,148488	0,110065	74,12393
3	14,00928	0,05775	15,44394	0,148522	0,110063	74,10548
4	14,01026	0,05775	15,46532	0,148555	0,110061	74,08774
5	14,01129	0,05775	15,48542	0,147685	0,110059	74,52317
6	14,01229	0,05775	15,5024	0,147713	0,110058	74,50782
7	14,01307	0,05775	15,51546	0,147732	0,110056	74,49717
8	14,01365	0,05775	15,52485	0,147748	0,110055	74,48843
9	14,15489	0,05775	15,68738	0,147024	0,110055	74,85506
10	14,15501	0,05775	15,69116	0,147043	0,110054	74,84452
11	14,15527	0,05775	15,69755	0,147072	0,110052	74,82903
12	14,15569	0,05775	15,70796	0,147129	0,110049	74,79763
13	14,15639	0,05775	15,72411	0,147215	0,110045	74,75103
14	14,15744	0,05775	15,74723	0,146391	0,110039	75,16754
15	14,15885	0,05775	15,77676	0,146539	0,110031	75,08626
16	14,16051	0,05775	15,8094	0,146689	0,110023	75,00422
17	14,16212	0,05775	15,83992	0,146818	0,110016	74,93356
18	13,98829	0,05775	15,66788	0,146727	0,110016	74,97967

Tabela P3.1a-Rezultati proračuna % plavljenja preliva

Broj poda	$u_{LD,max}$ [ $m \cdot s^{-1}$ ]	$u_{LD}$ [ $m \cdot s^{-1}$ ]	% plavljenja
1-18	0,11450	0,0128	11,18

Tabela P3b-Rezultati proračuna % plavljenja poda za sistem etilbenzen-stiren

Broj poda	$h_{ct(H_2O)}$ [mm]	$n$	$h_{ct}$	$C_{SB,plav.}$ [ $m \cdot s^{-1}$ ]	$C_s$ [ $m \cdot s^{-1}$ ]	% plavljenja
1	14,23278	0,05775	16,162	0,145717	0,109945	75,45118
2	14,23277	0,05775	16,16112	0,145713	0,109945	75,45353
3	14,23276	0,05775	16,16009	0,145713	0,109945	75,45339
4	14,23274	0,05775	16,15889	0,145709	0,109946	75,4557
5	14,23272	0,05775	16,15752	0,145705	0,109946	75,45798
6	14,23269	0,05775	16,15591	0,145705	0,109946	75,45773
7	14,23269	0,05775	16,1541	0,145701	0,109946	75,46001
8	14,23266	0,05775	16,15201	0,145697	0,109946	75,46221
9	14,23264	0,05775	16,14961	0,145693	0,109947	75,46436
10	14,2326	0,05775	16,14687	0,145685	0,109947	75,46895
11	14,23257	0,05775	16,14378	0,145681	0,109947	75,47101
12	14,23253	0,05775	16,14029	0,145673	0,109948	75,4755
13	14,23248	0,05775	16,13639	0,145665	0,109948	75,47994
14	14,23246	0,05775	16,13208	0,145658	0,109949	75,4844
15	14,23238	0,05775	16,12723	0,145389	0,109963	75,63416
16	14,23232	0,05775	16,12198	0,146687	0,10995	74,95546
17	14,23225	0,05775	16,11625	0,146675	0,10995	74,96211
18	14,23218	0,05775	16,11011	0,146663	0,109951	74,96872
19	14,23211	0,05775	16,10354	0,146651	0,109952	74,97528
20	14,23204	0,05775	16,09664	0,146639	0,109953	74,9818
21	14,23196	0,05775	16,08944	0,146627	0,109953	74,98829
22	14,23188	0,05775	16,08202	0,146616	0,109954	74,99476
23	14,2318	0,05775	16,07446	0,147598	0,109955	74,49604
24	14,23172	0,05775	16,06685	0,147582	0,109956	74,50493
25	14,23164	0,05775	16,0593	0,14757	0,109957	74,51137
26	14,23155	0,05775	16,05215	0,147558	0,109957	74,51783
27	14,23148	0,05775	16,04466	0,147574	0,109957	74,50945
28	14,23141	0,05775	16,03773	0,147535	0,109959	74,53086
29	14,24151	0,05775	16,0426	0,148414	0,10996	74,08998
30	14,24143	0,05775	16,0337	0,148398	0,109961	74,09875
31	14,24135	0,05775	16,02405	0,148377	0,109962	74,10992
32	14,24126	0,05775	16,01374	0,148356	0,109963	74,12104
33	14,24115	0,05775	16,00287	0,149243	0,109964	73,68131
34	14,24144	0,05775	15,99209	0,149221	0,109966	73,69327
35	14,24096	0,05775	15,98027	0,149202	0,109967	73,70325
36	14,24087	0,05775	15,9689	0,150052	0,109968	73,28683
37	14,24078	0,05775	15,95775	0,150031	0,109969	73,29781
38	14,24069	0,05775	15,94699	0,15001	0,109971	73,30885
39	14,24061	0,05775	15,93677	0,150825	0,109972	72,91371
40	14,24053	0,05775	15,92723	0,150808	0,109973	72,92241
41	14,24046	0,05775	15,91843	0,150796	0,109973	72,92875
42	14,2404	0,05775	15,91043	0,150779	0,109974	72,93766
43	14,24034	0,05775	15,90323	0,15157	0,109975	72,55718
44	14,24029	0,05775	15,89682	0,151558	0,109976	72,5638
45	14,24025	0,05775	15,89117	0,151549	0,109976	72,56805
46	14,24021	0,05775	15,88624	0,151541	0,109977	72,57239
47	14,24018	0,05775	15,88195	0,151532	0,109977	72,57681
48	14,24015	0,05775	15,87825	0,151529	0,109978	72,57883
49	14,24015	0,05775	15,87825	0,151519	0,109978	72,58379
50	14,24013	0,05775	15,87238	0,151515	0,109978	72,5856
51	14,24011	0,05775	15,87006	0,152286	0,109979	72,21834
52	14,24009	0,05775	15,84172	0,152293	0,109979	72,2154
53	14,24008	0,05775	15,86644	0,152282	0,109979	72,22035
54	14,24006	0,05775	15,86504	0,152278	0,109979	72,22264
55	14,24005	0,05775	15,86386	0,152278	0,109979	72,2225
56	14,24004	0,05775	15,86285	0,152278	0,109979	72,22237
57	13,78071	0,05775	15,35118	0,154796	0,109979	71,04801

Tabela P3.1b-Rezultati proračuna % plavljenja preliva za sistem etilbenzen-stiren

Broj poda	$u_{LD,max}$ [ $m \cdot s^{-1}$ ]	$u_{LD}$ [ $m \cdot s^{-1}$ ]	% plavljenja
1-57	0,11511	0,0256	22,24018

Tabela P3c-Rezultati proračuna % plavljenja poda za sistem N-heptan-N-oktan

Broj poda	$h_{ct(H_2O)}$ [mm]	$n$	$h_{ct}$	$C_{SB,plav.}$ [ $m \cdot s^{-1}$ ]	$C_s$ [ $m \cdot s^{-1}$ ]	% plavljenja
1	14,10661	0,05775	17,70634	0,14183	0,109906	77,49114
2	14,10626	0,05775	17,70416	0,141836	0,109906	77,48763
3	14,1059	0,05775	17,70172	0,141847	0,109905	77,48164
4	14,10553	0,05775	17,69917	0,141857	0,109905	77,47564
5	14,10518	0,05775	17,69664	0,141871	0,109904	77,46726
6	14,10487	0,05775	17,69432	0,141881	0,109903	77,46142
7	14,1046	0,05775	17,69234	0,141895	0,109903	77,45331
8	14,1044	0,05775	17,69079	0,141909	0,109902	77,4454
9	14,10425	0,05775	17,68965	0,141922	0,109901	77,43769
10	14,10417	0,05775	17,68889	0,141931	0,109901	77,43258
11	14,10411	0,05775	17,68839	0,14209	0,109891	77,33883
12	14,18617	0,05775	17,79103	0,141557	0,109898	77,63556
13	14,18619	0,05775	17,79065	0,141598	0,109896	77,61147
14	14,18634	0,05775	17,79119	0,141666	0,109892	77,57109
15	14,18674	0,05775	17,79392	0,141765	0,109886	77,5127
16	14,18747	0,05775	17,79984	0,141877	0,109879	77,4464
17	14,18846	0,05775	17,80861	0,141995	0,109871	77,37689
18	14,18951	0,05775	17,81843	0,142091	0,109865	77,31983
19	14,19043	0,05775	17,82731	0,142168	0,109859	77,27432
20	14,19112	0,05775	17,83415	0,142219	0,109856	77,24441
21	14,19159	0,05775	17,83893	0,142251	0,109854	77,22536
22	13,89136	0,05775	17,46418	0,14378	0,109854	76,40429

Tabela P3.1c-Rezultati proračuna % plavljenja preliva za sistem N-heptan-N-oktan

Broj poda	$u_{LD,max}$ [ $m \cdot s^{-1}$ ]	$u_{LD}$ [ $m \cdot s^{-1}$ ]	% plavljenja
1-22	0,11511	0,0168	14,59512

Tabela 3d-Rezultati proračuna % plavljenja poda za sistem trihloretilen-tetrahloretilen

Broj poda	$h_{ct(H_2O)}$ [mm]	$n$	$h_{ct}$	$C_{SB,plav.}$ [ $m \cdot s^{-1}$ ]	$C_s$ [ $m \cdot s^{-1}$ ]	% plavljenja
1	14,01911	0,05775	12,14341	0,152464	0,109623	71,90091
2	14,01906	0,05775	12,13767	0,152479	0,109622	71,89332
3	14,019	0,05775	12,13039	0,152501	0,109621	71,88213
4	14,01889	0,05775	12,12063	0,152527	0,109619	71,86887
5	14,01873	0,05775	12,10681	0,152563	0,109617	71,84994
6	14,0184	0,05775	12,08599	0,152616	0,109613	71,82311
7	14,01776	0,05775	12,0534	0,152688	0,109609	71,78593
8	14,01686	0,05775	12,00466	0,152795	0,109602	71,73143
9	14,01619	0,05775	11,94482	0,152934	0,109592	71,65986
10	14,01641	0,05775	11,89087	0,153083	0,109582	71,58325
11	14,15562	0,05775	11,97089	0,152368	0,109579	71,91745
12	14,15575	0,05775	11,96416	0,152426	0,109575	71,88712
13	14,156	0,05775	11,95345	0,152523	0,109568	71,83695
14	14,15646	0,05775	11,93827	0,152675	0,109556	71,75765
15	14,15722	0,05775	11,91986	0,152887	0,109539	71,64719
16	14,15825	0,05775	11,9013	0,154256	0,10952	70,9985
17	14,15942	0,05775	11,88568	0,154498	0,1095	70,87473
18	14,16052	0,05775	11,87435	0,1547	0,109483	70,7715
19	14,1614	0,05775	11,86695	0,154846	0,109471	70,69674
20	14,16202	0,05775	11,8624	0,154947	0,109462	70,64493
21	14,16244	0,05775	11,85969	0,155011	0,109457	70,61261
22	14,01994	0,05775	34,75224	0,153106	0,109457	71,49104

Tabela 3.1d-Rezultati proračuna % plavljenja preliva za sistem trihloetilen-tetrahloretilen

Broj poda	$u_{LD,max}$ [ $m \cdot s^{-1}$ ]	$u_{LD}$ [ $m \cdot s^{-1}$ ]	% plavljenja
1-22	0,11511	0,0136	11,82

*Tabela P4a-Procjena režima rada kolone za sistem benzen-toluen*

Broj poda	$F_A$	$F_A$	$F_{A,ir}$	$F_{LV}$	$F_{LV,ir}$
1	3,134465	0,944857	2,263059	0,033349	0,001275
2	3,130917	0,944923	2,259884	0,033417	0,001277
3	3,126689	0,945069	2,25626	0,033527	0,00128
4	3,122246	0,94527	2,252544	0,033654	0,001285
5	3,118105	0,945492	2,242581	0,033787	0,00129
6	3,11464	0,945715	2,239834	0,033907	0,001295
7	3,111988	0,945892	2,237744	0,034001	0,001299
8	3,110086	0,946025	2,236257	0,034073	0,001303
9	3,10878	0,99976	2,344559	0,034127	0,001292
10	3,107975	0,999809	2,343899	0,088829	0,003365
11	3,106635	0,999922	2,342858	0,088906	0,00337
12	3,104434	1,000103	2,341156	0,089037	0,003382
13	3,101041	1,000407	2,338579	0,089227	0,0034
14	3,096216	1,000876	2,327807	0,089469	0,003427
15	3,090087	1,001514	2,323336	0,08973	0,003466
16	3,083384	1,002282	2,318566	0,089945	0,003513
17	3,077175	1,003042	2,314226	0,090088	0,00356
18	3,072489	0,938429	2,17317	0,028459	0,001139

Tabela P4b-Procjena režima rada kolone za sistem etilbenzen-stiren

Broj poda	$F_A$	$F_A$	$F_{A,ir}$	$F_{LV}$	$F_{LV,ir}$
1	3,025375	1,072521	2,344695	0,05924	0,008046
2	3,025558	1,072514	2,344857	0,059227	0,008044
3	3,025759	1,072505	2,345044	0,059222	0,008044
4	3,026004	1,072495	2,345265	0,059208	0,008041
5	3,026282	1,072483	2,345516	0,059193	0,008039
6	3,026596	1,072459	2,345788	0,059188	0,00804
7	3,026966	1,072466	2,346168	0,059171	0,008038
8	3,027388	1,072451	2,346559	0,059153	0,008036
9	3,02787	1,072434	2,347006	0,059134	0,008034
10	3,028426	1,072414	2,347515	0,059105	0,00803
11	3,029046	1,072393	2,348094	0,059083	0,008028
12	3,029751	1,072369	2,348746	0,059051	0,008024
13	3,030539	1,072342	2,349477	0,059017	0,00802
14	3,031416	1,07234	2,350345	0,058981	0,008016
15	3,032893	1,072281	2,351197	0,058416	0,007868
16	3,033442	1,072246	2,360267	0,058904	0,008008
17	3,034602	1,072209	2,36135	0,058853	0,008002
18	3,035847	1,072169	2,362516	0,058801	0,007997
19	3,037175	1,072129	2,363764	0,058748	0,007991
20	3,038573	1,072086	2,365079	0,058693	0,007985
21	3,040031	1,072042	2,366454	0,058637	0,00798
22	3,041534	1,071998	2,367874	0,05858	0,007975
23	3,043067	1,071954	2,377022	0,058523	0,007969
24	3,044619	1,07191	2,378489	0,058456	0,007962
25	3,046154	1,071867	2,379949	0,058399	0,007957
26	3,047605	1,071813	2,3813	0,058343	0,00795
27	3,04908	1,071778	2,382769	0,058341	0,00796
28	3,050547	1,071744	2,384123	0,058232	0,00794
29	3,051901	1,081616	2,411896	0,068218	0,009299
30	3,053723	1,081573	2,413661	0,068136	0,009294
31	3,055708	1,081529	2,415583	0,06804	0,009285
32	3,057829	1,081482	2,417642	0,067942	0,009255
33	3,060061	1,081414	2,426867	0,067842	0,009267
34	3,062371	1,081755	2,429882	0,067739	0,009259
35	3,06472	1,081316	2,431422	0,067635	0,009253
36	3,067067	1,081266	2,440517	0,067532	0,009245
37	3,069374	1,081217	2,442779	0,067429	0,009238
38	3,071604	1,081172	2,444967	0,067329	0,00923
39	3,073728	1,08113	2,453587	0,06723	0,009221
40	3,075708	1,081092	2,455543	0,067145	0,009216
41	3,077529	1,081057	2,45735	0,067074	0,009212
42	3,079201	1,081026	2,459	0,066996	0,009206
43	3,0807	1,080999	2,466776	0,066932	0,009201
44	3,082038	1,080976	2,468104	0,066872	0,009197
45	3,083213	1,080955	2,469276	0,066825	0,009195
46	3,084242	1,080937	2,470302	0,066782	0,009192
47	3,08514	1,080922	2,471194	0,066742	0,009189
48	3,085908	1,080906	2,471959	0,066715	0,009188
49	3,085925	1,080909	2,471964	0,066692	0,00919
50	3,087145	1,08091	2,473236	0,066655	0,009186
51	3,08763	1,0809	2,47978	0,066635	0,009185
52	3,093512	1,081001	2,486166	0,066508	0,009168
53	3,088383	1,080882	2,480528	0,066608	0,009183
54	3,08868	1,080875	2,480817	0,066591	0,009181
55	3,088922	1,08087	2,481061	0,066586	0,009181
56	3,089128	1,080865	2,481267	0,066582	0,009182
57	3,089128	0,914138	2,146241	0,00366	0,000522

*Tabela P4c-Procjena režima rada kolone za sistem N-heptan-N-oktan*

Broj poda	$F_A$	$F_A$	$F_{A,ir}$	$F_{LV}$	$F_{LV,ir}$
1	2,7175523	0,9894976	1,8712747	0,0439741	0,0020256
2	2,7178285	0,989358	1,871303	0,0439338	0,002021
3	2,7181363	0,989216	1,871361	0,0438985	0,002016
4	2,7184641	0,989074	1,871438	0,0438633	0,002011
5	2,7187814	0,988938	1,871524	0,0438362	0,002006
6	2,7190802	0,988816	1,871606	0,0438066	0,002002
7	2,7193263	0,988713	1,871682	0,0437901	0,001998
8	2,7195124	0,988633	1,871741	0,043782	0,001995
9	2,7196452	0,988577	1,87179	0,0437822	0,001994
10	2,7197352	0,988544	1,871832	0,0437831	0,001992
11	2,7194828	0,988524	1,871864	0,0440223	0,002013
12	2,719776	1,030154	1,939966	0,0895629	0,004046
13	2,7197597	1,030166	1,940048	0,0896858	0,004046
14	2,719561	1,03026	1,930852	0,08988	0,004052
15	2,7189895	1,030509	1,930918	0,0901423	0,004071
16	2,7179341	1,030964	1,930899	0,0904128	0,004101
17	2,7164508	1,031579	1,930759	0,0906775	0,004145
18	2,7148508	1,032233	1,930532	0,0908738	0,00419
19	2,7134205	1,032807	1,930294	0,0910255	0,004231
20	2,7123347	1,033242	1,930097	0,0911171	0,004262
21	2,7115816	1,033544	1,929953	0,0911726	0,004284
22	2,7111431	0,927689	1,75722	0,0140376	0,000674

*Tabela P4d-Procjena režima rada kolone za sistem trihloretilen-tetrahloretilen*

Broj poda	$F_A$	$F_A$	$F_{A,ir}$	$F_{LV}$	$F_{LV,ir}$
1	4,022513	0,981189	3,166627	0,037155	0,001724
2	4,024482	0,981201	3,168733	0,037164	0,001725
3	4,026974	0,98122	3,171422	0,037177	0,001725
4	4,030321	0,981235	3,174991	0,037189	0,001726
5	4,035062	0,981253	3,180042	0,037204	0,001726
6	4,042214	0,981255	3,187584	0,037218	0,001726
7	4,053457	0,981223	3,199316	0,037221	0,001725
8	4,070412	0,981194	3,21708	0,037224	0,001724
9	4,091516	0,98129	3,239633	0,037272	0,001727
10	4,110897	0,981631	3,2612	0,037406	0,001737
11	4,124716	1,03714	3,435454	0,096948	0,004457
12	4,127035	1,037249	3,438506	0,096915	0,004465
13	4,13073	1,037444	3,44345	0,09685	0,004479
14	4,135954	1,037777	3,450674	0,09675	0,004504
15	4,142261	1,038291	3,459846	0,09661	0,004543
16	4,148606	1,038963	3,481592	0,096419	0,004595
17	4,153919	1,039698	3,490514	0,096209	0,004651
18	4,15775	1,040375	3,497503	0,096232	0,004715
19	4,160249	1,040908	3,502404	0,095848	0,004746
20	4,161767	1,041289	3,505601	0,095738	0,004777
21	4,162673	1,041539	3,507592	0,095662	0,004797
22	1,294035	0,920188	0,69372	0,112126	1,01E-05



*Tabela 5a-Procjena odnošenja u sistemu benzen-toluen*

Broj poda	$F_{LV}$	$\psi$	$e_m$ [kg/h]
1	0,033349	0,112711	665,1067
2	0,033417	0,112513	663,8562
3	0,033527	0,112199	662,5548
4	0,033654	0,111836	661,6251
5	0,033787	0,111458	660,9918
6	0,033907	0,111118	660,6124
7	0,034001	0,110853	660,4653
8	0,034073	0,110651	660,3674
9	0,034127	0,110503	660,3303
10	0,088829	0,040661	586,6046
11	0,088906	0,040617	586,6469
12	0,089037	0,040542	587,0844
13	0,089227	0,040434	587,9193
14	0,089469	0,040297	589,6153
15	0,08973	0,040149	592,873
16	0,089945	0,040029	597,6716
17	0,090088	0,039948	603,1466
18	0,028459	0,128524	674,2705

Tabela P5b-Proračun odnošenja za sistem etilbenzen-stiren

Broj poda	$F_{LV}$	$\psi$	$e_m$ [kg/h]
1	0,05924	0,065017	7332,116
2	0,059227	0,065032	7333,465
3	0,059222	0,065037	7333,544
4	0,059208	0,065053	7334,915
5	0,059193	0,065071	7336,303
6	0,059188	0,065078	7337,427
7	0,059171	0,065097	7339,078
8	0,059153	0,065118	7340,801
9	0,059134	0,06514	7342,593
10	0,059105	0,065175	7345,765
11	0,059083	0,0652	7347,763
12	0,059051	0,065239	7351,165
13	0,059017	0,065279	7354,699
14	0,058981	0,065321	7358,391
15	0,058416	0,065994	7438,025
16	0,058904	0,065413	7366,29
17	0,058853	0,065472	7371,812
18	0,058801	0,065534	7377,539
19	0,058748	0,065598	7383,464
20	0,058693	0,065663	7389,577
21	0,058637	0,06573	7395,885
22	0,05858	0,065798	7402,35
23	0,058523	0,065866	7408,962
24	0,058456	0,065946	7416,987
25	0,058399	0,066014	7423,767
26	0,058343	0,066082	7429,142
27	0,058341	0,066085	7428,658
28	0,058232	0,066215	7443,68
29	0,068218	0,055674	7256,837
30	0,068136	0,05575	7266,498
31	0,06804	0,055838	7278,121
32	0,067942	0,05593	7290,302
33	0,067842	0,056023	7300,321
34	0,067739	0,056119	7312,743
35	0,067635	0,056216	7326,373
36	0,067532	0,056313	7339,323
37	0,067429	0,056409	7352,34
38	0,067329	0,056504	7365,319
39	0,06723	0,056597	7378,161
40	0,067145	0,056677	7389,371
41	0,067074	0,056744	7398,881
42	0,066996	0,056819	7409,421
43	0,066932	0,05688	7418,147
44	0,066872	0,056937	7426,439
45	0,066825	0,056981	7432,884
46	0,066782	0,057023	7438,919
47	0,066742	0,057061	7444,565
48	0,066715	0,057087	7448,158
49	0,066692	0,057109	7454,62
50	0,066655	0,057144	7459,381
51	0,066635	0,057164	7462,045
52	0,066508	0,057286	7478,715
53	0,066608	0,05719	7465,298
54	0,066591	0,057206	7467,393
55	0,066586	0,057211	7467,97
56	0,066582	0,057215	7468,468
57	0,00366	0,39864	4484,39

*Tabela P5c-Proračun odnošenja za sistem N-heptan-N-oktan*

Broj poda	$F_{LV}$	$\psi$	$e_m$ [kg/h]
1	0,043974	0,087828	979,347
2	0,043934	0,087905	978,006
3	0,043899	0,087972	976,5138
4	0,043863	0,088039	975,0449
5	0,043836	0,088091	973,4835
6	0,043807	0,088147	972,1722
7	0,04379	0,088179	970,8837
8	0,043782	0,088194	969,8001
9	0,043782	0,088194	968,9275
10	0,043783	0,088192	968,3723
11	0,044022	0,087737	962,5698
12	0,089563	0,040244	857,2988
13	0,089686	0,040174	855,9624
14	0,08988	0,040065	854,8525
15	0,090142	0,039918	855,0591
16	0,090413	0,039768	857,9717
17	0,090677	0,039621	863,1725
18	0,090874	0,039513	869,7779
19	0,091025	0,03943	875,8545
20	0,091117	0,03938	880,7993
21	0,091173	0,03935	884,3196
22	0,014038	0,21096	888,5817

*Tabela P5d-Proračun odnošenja za sistem trihloretilen-tetrahloretilen*

Broj poda	$F_{LV}$	$\psi$	$e_m$ [kg/h]
1	0,037155	0,102569	1054,762
2	0,037164	0,102549	1055,351
3	0,037177	0,102517	1055,957
4	0,037189	0,102487	1056,821
5	0,037204	0,10245	1057,913
6	0,037218	0,102416	1059,445
7	0,037221	0,102409	1061,85
8	0,037224	0,102401	1065,647
9	0,037272	0,102282	1071,731
10	0,037406	0,101957	1079,513
11	0,096948	0,036372	933,5476
12	0,096915	0,036388	936,2193
13	0,09685	0,03642	941,0347
14	0,09675	0,036469	948,9216
15	0,09661	0,036537	960,5479
16	0,096419	0,036631	975,6512
17	0,096209	0,036734	992,0446
18	0,096232	0,036723	1006,328
19	0,095848	0,036913	1019,208
20	0,095738	0,036968	1027,709
21	0,095662	0,037006	1033,378
22	0,112126	0,029957	307,6854

Tabela 6a-Proračun pada pritiska za sistem benzen-toluen

Broj poda	$h_d$ [mm s.t.]	$Q_{v,L}/L_w^{2,5}$	$L_w/d_T$	$F_w$	$h_{ow}$ [mm]	$D_f$ [m]
1	114,7872	10,33432	0,837505	1,019	10,02767	0,908326
2	114,7831	10,35836	0,837139	1,019	10,04322	0,908542
3	114,7768	10,40004	0,836312	1,019	10,07014	0,90903
4	114,7705	10,45294	0,835229	1,019	10,10426	0,909672
5	114,7642	10,50904	0,834016	1,019	10,14038	0,910393
6	114,7587	10,56354	0,832816	1,019	10,17541	0,911109
7	114,7548	10,60682	0,831856	1,019	10,20319	0,911682
8	114,7517	10,63888	0,831111	1,019	10,22373	0,912128
9	114,7494	27,70405	0,658426	1,052	19,97788	1,042772
10	114,7466	27,73451	0,845393	1,052	19,99252	0,903713
11	114,7423	27,80023	0,831135	1,052	20,02409	0,912114
12	114,7339	27,90603	0,833404	1,052	20,07486	0,910758
13	114,7212	28,08235	0,831333	1,0522	20,16316	0,911995
14	114,7036	28,35325	0,828154	1,0522	20,29263	0,913907
15	114,681	28,72193	0,826918	1,0522	20,46816	0,914654
16	114,6575	29,16596	0,824502	1,0522	20,67857	0,916121
17	114,6368	29,60837	0,818665	1,0522	20,88716	0,919701
18	114,6354	9,361318	0,931516	1,017	9,369513	0,858437

Tabela P6b-Procjena pada pritiska za sistem etilbenzen-stiren

Broj poda	$h_d$ [mm <sup>s</sup> s.t.]	$Q_{v,L}/L_w^{2,5}$	$L_w/d_T$	$F_w$	$h_{ow}$ [mm]	$D_f$ [m]
1	50,34185	8,70926	0,800449	1,11	38,41561	3,036553
2	50,34353	8,706376	0,800511	1,11	38,41099	3,036423
3	50,35126	8,703104	0,800534	1,11	38,40563	3,036374
4	50,35505	8,699275	0,800602	1,11	38,39954	3,03623
5	50,36023	8,694889	0,800674	1,11	38,39252	3,036079
6	50,38277	8,688308	0,800697	1,11	38,37977	3,03603
7	50,3799	8,685651	0,800723	1,11	38,37977	3,035977
8	50,39041	8,679301	0,800796	1,11	38,36997	3,035822
9	50,40299	8,672087	0,800874	1,11	38,35888	3,035658
10	50,41298	8,663844	0,800998	1,11	38,34631	3,035398
11	50,43049	8,654656	0,801084	1,1	37,98692	3,035217
12	50,44575	8,644296	0,801216	1,1	37,97135	3,034939
13	50,46384	8,632802	0,801352	1,1	37,95412	3,034653
14	50,47003	8,623872	0,801434	1,1	37,94623	3,034481
15	50,21621	8,602393	0,804077	1,1	37,91396	3,028945
16	50,53717	8,590759	0,80179	1,1	37,89121	3,033732
17	50,56289	8,574199	0,801987	1,1	37,86662	3,033319
18	50,59138	8,556568	0,802185	1,1	37,84055	3,032903
19	50,62224	8,537948	0,802386	1,1	37,81319	3,032481
20	50,65553	8,518443	0,802589	1,1	37,78454	3,032056
21	50,69064	8,498239	0,802793	1,1	37,75495	3,03163
22	50,72693	8,477577	0,802996	1,1	37,7248	3,031203
23	50,76386	8,456694	0,803198	1,1	37,69445	3,03078
24	50,79593	8,435717	0,803442	1,1	37,66409	3,030271
25	50,83216	8,415152	0,803639	1,1	37,63446	3,029859
26	50,86877	8,393792	0,803901	1,1	37,60058	3,029311
27	50,93162	8,374898	0,803819	1,1	37,57442	3,029483
28	53,96913	8,356468	0,815966	1,1	37,54936	3,004481
29	50,48899	9,779277	0,802458	1,105	41,9195	3,032331
30	50,53385	9,752305	0,802626	1,105	41,88402	3,031979
31	50,57864	9,72336	0,802828	1,105	41,84641	3,031555
32	50,54373	9,692748	0,803686	1,105	41,80685	3,02976
33	50,67987	9,657562	0,803357	1,105	41,75636	3,030449
34	50,52023	9,685065	0,802727	1,105	41,88824	3,031766
35	54,26859	9,59165	0,817167	1,105	41,67168	3,002049
36	54,32319	9,558375	0,817366	1,09	41,06324	3,001647
37	54,37553	9,526069	0,817562	1,09	41,02203	3,001252
38	54,42473	9,495121	0,817755	1,09	40,98271	3,000861
39	54,46952	9,465986	0,817947	1,09	40,94599	3,000473
40	54,51456	9,439003	0,818093	1,09	40,91203	3,000179
41	54,55944	9,414333	0,818193	1,09	40,88102	2,999977
42	54,59348	9,391944	0,81834	1,09	40,85314	2,999681
43	54,62685	9,371999	0,818443	1,09	40,82839	2,999474
44	54,65463	9,354338	0,818548	1,09	40,80659	2,999263
45	54,6824	9,338838	0,818611	1,09	40,78741	2,999136
46	54,70525	9,325359	0,818675	1,09	40,77083	2,999005
47	54,72387	9,313611	0,818744	1,09	40,75635	2,998867
48	54,74345	9,303279	0,818783	1,09	40,74309	2,998788
49	54,76218	9,303504	0,818616	1,09	40,74413	2,999125
50	54,76796	9,290854	0,818724	1,09	40,73401	2,998907
51	54,77817	9,284222	0,818773	1,09	40,72528	2,998808
52	54,73198	9,237597	0,819281	1,09	40,71778	2,997787
53	54,79691	9,273791	0,818831	1,09	40,71132	2,998693
54	54,80107	9,269655	0,818883	1,09	40,70573	2,998587
55	54,80873	9,266284	0,818888	1,09	40,70119	2,998578
56	54,81543	9,263371	0,818892	1,09	40,69717	2,998569
57	64,29841	0,509176	0,852219	1,09	5,883426	2,9341

Tabela 6c-Proračun pada pritiska za sistem N-heptan-N-oktan

Broj poda	$h_d$ [mm <sup>s</sup> s.t.]	$Q_{v,L}/L_w^{2.5}$	$L_w/d_T$	$F_w$	$h_{ow}$ [mm]	$D_f$ [m]
1	46,10881	11,19707	0,84572	1,05	15,38914	1,275627
2	46,13612	11,16864	0,846575	1,05	15,36308	1,274929
3	46,16777	11,13954	0,847423	1,05	15,33638	1,274238
4	46,1944	11,11044	0,848315	1,05	15,30966	1,273513
5	46,21981	11,08269	0,849165	1,05	15,28416	1,272823
6	46,23378	11,05764	0,85001	1,05	15,26113	1,272139
7	46,24582	11,03666	0,850714	1,05	15,24182	1,27157
8	46,25258	11,02042	0,85128	1,05	15,22686	1,271113
9	44,61882	11,00891	0,844057	1,05	15,21626	1,276989
10	44,61323	11,00215	0,844356	1,05	15,21002	1,276743
11	44,77949	10,99809	0,843117	1,05	15,20628	1,277761
12	45,49697	22,46587	0,84919	1,12	26,11294	1,272803
13	45,4432	22,46993	0,849521	1,12	26,11609	1,272535
14	45,36711	22,50581	0,849413	1,12	26,14388	1,272622
15	45,27296	22,60327	0,848274	1,12	26,2193	1,273546
16	45,1619	22,7833	0,845733	1,12	26,35833	1,275616
17	45,85271	23,03033	0,845552	1,13	26,78556	1,275764
18	45,76945	23,29631	0,841313	1,13	26,9914	1,279248
19	46,4871	23,53252	0,840976	1,13	27,17354	1,279526
20	46,44974	23,71323	0,838029	1,13	27,31248	1,28197
21	46,42555	23,83911	0,835984	1,13	27,40905	1,283676
22	47,52759	3,670992	0,840834	1,13	7,874499	1,279643

Tabela 6d-Proračun pada pritiska za sistem trihloretilen-tetrahloretilen

Broj poda	$h_d$ [mm <sup>s</sup> s.t.]	$Q_{v,L}/L_w^{2.5}$	$L_w/d_T$	$F_w$	$h_{ow}$ [mm]	$D_f$ [m]
1	44,59293	10,94986	0,84974	1,01	10,32995	0,901208
2	44,583	10,94665	0,849937	1,01	10,32794	0,901095
3	44,5711	10,94345	0,850147	1,01	10,32592	0,900975
4	44,55839	10,93703	0,850487	1,01	10,32189	0,90078
5	44,54287	10,92742	0,850969	1,01	10,31584	0,900504
6	44,53177	10,90818	0,851786	1,01	10,30373	0,900038
7	44,5286	10,87131	0,853226	1,01	10,2805	0,899217
8	44,52029	10,82002	0,855271	1,01	10,24813	0,898057
9	42,4581	10,78155	0,847265	1,01	10,22383	0,902631
10	42,33634	10,79437	0,847651	1,01	10,23193	0,902409
11	43,53978	27,88679	0,854946	1,019	19,4362	0,898241
12	43,54914	27,92045	0,854325	1,019	19,45183	0,898593
13	43,56342	27,98457	0,853181	1,019	19,4816	0,899243
14	43,58987	28,10159	0,85111	1,019	19,53587	0,900424
15	43,63152	28,29555	0,847741	1,019	19,62566	0,902357
16	44,44991	28,56484	0,846837	1,019	19,74999	0,902878
17	44,51168	28,87422	0,841658	1,019	19,89233	0,905886
18	45,3197	29,16916	0,840303	1,019	20,02757	0,90668
19	45,36669	29,408	0,83642	1,019	20,13675	0,908967
20	45,4033	29,58112	0,833616	1,019	20,2157	0,910632
21	45,42628	29,69654	0,831773	1,019	20,26824	0,911732
22	0,009222	10,99795	1,37969	1,01	10,36018	0,714067

*Tabela 6.1a-Proračun pada pritiska za sistem benzen-toluen*

Broj poda	$h_f$ [mm]	$r_h$ [mm]	$u_f$ [mm]	$Re$
1	20,78341	0,01991	0,254318	13710,18
2	20,81558	0,01994	0,254456	13707,43
3	20,87128	0,019992	0,254661	13717,53
4	20,94187	0,020057	0,254913	13737,59
5	21,01662	0,020126	0,255168	13762,87
6	21,0891	0,020194	0,255409	13791,72
7	21,14656	0,020247	0,255597	13815,16
8	21,18908	0,020286	0,25573	13832,65
9	40,07496	0,037407	0,307989	30593,27
10	40,1043	0,037434	0,355511	34936,38
11	40,16758	0,03749	0,352515	34689,63
12	40,26933	0,037582	0,353488	34815,31
13	40,43863	0,037733	0,353752	34907,11
14	40,69806	0,037966	0,354145	35053,85
15	41,0498	0,038282	0,355386	35324,68
16	41,47143	0,038661	0,356639	35640,04
17	41,88941	0,039036	0,357041	35883
18	19,45972	0,01869	0,260343	12648,43

Tabela 6.1b-Proračun pada pritiska za sistem etilbenzen-stiren

Broj poda	$h_f$ [mm]	$r_h$ [mm]	$u_f$ [mm]	$Re$
1	73,00518	0,069656	0,465772	123362,2
2	72,9964	0,069648	0,465764	123359,8
3	72,98623	0,069638	0,465739	123353,1
4	72,97465	0,069628	0,465724	123349,3
5	72,96131	0,069615	0,465704	123344,2
6	72,93709	0,069593	0,465634	123312
7	72,93709	0,069593	0,465643	123343,4
8	72,91849	0,069576	0,465607	123337,2
9	72,89742	0,069557	0,465565	123330
10	72,87355	0,069535	0,465528	123325,1
11	72,84685	0,06951	0,465471	123315,9
12	72,817	0,069483	0,465418	123308,9
13	72,78397	0,069452	0,465356	123301
14	72,76886	0,069438	0,465334	123340,1
15	72,707	0,069376	0,465986	123479,5
16	72,66339	0,069342	0,465111	123270,1
17	72,61626	0,069298	0,465023	123261,5
18	72,5663	0,069252	0,464927	123252,8
19	72,51385	0,069204	0,464823	123244,7
20	72,45893	0,069154	0,464712	123236
21	72,40221	0,069102	0,464595	123227,8
22	72,34442	0,069049	0,464474	123220,4
23	72,28626	0,068995	0,464352	123214,1
24	72,22807	0,068942	0,464243	123211,8
25	72,17127	0,068889	0,464123	123208,3
26	72,10632	0,06883	0,463998	123182,9
27	72,05618	0,068784	0,46381	123172,3
28	72,00815	0,068739	0,467514	124142,4
29	80,02111	0,076063	0,488349	143565,4
30	79,9534	0,076002	0,488199	143572,3
31	79,88164	0,075936	0,488047	143586,1
32	79,80616	0,075866	0,488106	143664,3
33	79,70982	0,07578	0,487699	143586,2
34	79,96145	0,076009	0,488257	144397,4
35	79,54824	0,075632	0,491813	144880,4
36	79,46553	0,075557	0,491623	144897,1
37	79,38581	0,075484	0,491441	144917,1
38	79,30976	0,075415	0,491269	144939,1
39	79,23872	0,07535	0,491112	144963,9
40	79,17303	0,07529	0,490956	144985,7
41	79,11305	0,075236	0,490803	145004,1
42	79,05912	0,075187	0,490684	145027,7
43	79,01124	0,075143	0,490569	145047,9
44	78,96908	0,075105	0,490473	145068,2
45	78,93196	0,075071	0,490378	145083,7
46	78,89991	0,075042	0,4903	145099
47	78,87189	0,075016	0,490235	145113,1
48	78,84624	0,074993	0,490168	145119,3
49	78,84826	0,074995	0,490119	145109,2
50	78,82868	0,074977	0,490094	145180,4
51	78,8118	0,074962	0,490058	145184,4
52	78,79728	0,074947	0,490179	145744,1
53	78,78478	0,074937	0,489992	145187,2
54	78,77397	0,074927	0,489976	145190,1
55	78,76519	0,074919	0,48995	145189,8
56	78,75742	0,074912	0,489927	145188,7
57	11,41548	0,011321	0,189875	8518,028



Tabela 6.1c-Proračun pada pritiska za sistem N-heptan-N-oktan

Broj poda	$h_f$ [mm]	$r_h$ [mm]	$u_f$ [mm]	$Re$
1	473,6446	0,271802	0,020391	17037,81
2	472,8427	0,271475	0,020385	17015,72
3	472,021	0,271141	0,020378	16993,27
4	471,1986	0,270804	0,020372	16971,27
5	470,4138	0,270482	0,020366	16950,41
6	469,7049	0,270186	0,020362	16932,09
7	469,1107	0,269938	0,020358	16916,76
8	468,6503	0,269745	0,020355	16905,01
9	468,3241	0,270164	0,020255	16849,45
10	468,1321	0,270078	0,020254	16845,19
11	468,0169	0,270131	0,020236	16833,86
12	753,4483	0,344998	0,025776	27386,95
13	753,5391	0,344978	0,025783	27394,08
14	754,3408	0,345159	0,025795	27419,98
15	756,5169	0,34575	0,025814	27479,26
16	760,5284	0,346892	0,02584	27581,71
17	766,0157	0,348051	0,02593	27745,42
18	771,9021	0,349782	0,025959	27885,91
19	777,1107	0,35089	0,026041	28036,52
20	781,0838	0,352067	0,026057	28128,6
21	783,8456	0,352885	0,026069	28192,2
22	225,2202	0,166582	0,014015	7152,68

Tabela 6.1d-Proračun pada pritiska za sistem trihloretilen-tetrahloretilen

Broj poda	$h_f$ [mm]	$r_h$ [mm]	$u_f$ [mm]	$Re$
1	330,5357	0,190671	0,017077	10997,89
2	330,4712	0,190639	0,017078	11007,34
3	330,4067	0,190607	0,017078	11019,8
4	330,2776	0,190547	0,017079	11035,19
5	330,084	0,190458	0,017079	11056,63
6	329,6966	0,190287	0,017078	11085,82
7	328,9533	0,189966	0,017074	11127,24
8	327,9179	0,189517	0,017069	11192,11
9	327,1402	0,189662	0,016963	11248,23
10	327,3996	0,189729	0,016973	11368,56
11	616,3923	0,259813	0,023399	21606,89
12	616,8882	0,25996	0,0234	21645,59
13	617,8323	0,260237	0,023401	21711,55
14	619,5533	0,26074	0,023402	21815,52
15	622,4006	0,261568	0,023406	21962,33
16	626,3432	0,26235	0,023466	22161,52
17	630,8573	0,263649	0,023473	22343,26
18	635,1458	0,26453	0,023532	22523,56
19	638,608	0,265519	0,023536	22645,24
20	641,1117	0,266236	0,023539	22729,86
21	642,7781	0,266711	0,023541	22784,97
22	331,5027	0,171897	0,021584	1345,271

*Tabela 6.2a-Proračun pada pritiska za sistem benzen-toluen*

Broj poda	$f$	$\Delta_H$ [mm s.t.]	$h_c$ [mm s.t.]	$\Phi$	$y_f$
1	0,119	104,5115	62,33423	0,686504	0,373009
2	0,119	104,4123	62,30015	0,686504	0,373009
3	0,119	104,2272	62,23456	0,686504	0,373009
4	0,119	103,9911	62,1506	0,686504	0,373009
5	0,119	103,7374	62,05988	0,686504	0,373009
6	0,119	103,4907	61,97157	0,686504	0,373009
7	0,119	103,2952	61,90159	0,686504	0,373009
8	0,119	103,1485	61,84879	0,686504	0,373009
9	0,082	46,57569	43,31652	0,686504	0,373009
10	0,082	54,31621	47,20142	0,686504	0,373009
11	0,082	53,74009	46,94493	0,686504	0,373009
12	0,082	53,76976	47,01054	0,686504	0,373009
13	0,082	53,59696	47,01244	0,686504	0,373009
14	0,082	53,33327	47,01006	0,686504	0,373009
15	0,085	55,0379	48,03791	0,686504	0,373009
16	0,085	54,70941	48,08408	0,686504	0,373009
17	0,085	54,25223	48,06407	0,686504	0,373009
18	0,115	110,3793	64,60996	0,686504	0,373009

Tabela 6.2b-Proračun pada pritiska za sistem etilbenzen-stiren

Broj poda	$f$	$\Delta_H$ [mm s.t.]	$h_c$ [mm s.t.]	$\Phi$	$y_f$
1	0,017	25,90898	51,4209	0,686504	0,373009
2	0,017	25,91155	51,41756	0,686504	0,373009
3	0,017	25,91362	51,41325	0,686504	0,373009
4	0,017	25,91677	51,40872	0,686504	0,373009
5	0,017	25,92027	51,40345	0,686504	0,373009
6	0,017	25,92461	51,39287	0,686504	0,373009
7	0,017	25,92508	51,39311	0,686504	0,373009
8	0,017	25,92947	51,3855	0,686504	0,373009
9	0,017	25,93433	51,37685	0,686504	0,373009
10	0,017	25,94051	51,36736	0,686504	0,373009
11	0,017	25,94643	51,01094	0,686504	0,373009
12	0,017	25,95374	50,99902	0,686504	0,373009
13	0,017	25,96165	50,98574	0,686504	0,373009
14	0,017	25,96563	50,97985	0,686504	0,373009
15	0,017	26,0253	50,97741	0,686504	0,373009
16	0,017	25,98942	50,93672	0,686504	0,373009
17	0,017	26,00077	50,91781	0,686504	0,373009
18	0,017	26,01262	50,89767	0,686504	0,373009
19	0,017	26,02494	50,87646	0,686504	0,373009
20	0,017	26,0377	50,85419	0,686504	0,373009
21	0,017	26,05078	50,83114	0,686504	0,373009
22	0,017	26,06406	50,80763	0,686504	0,373009
23	0,017	26,07738	50,78394	0,686504	0,373009
24	0,017	26,09149	50,76064	0,686504	0,373009
25	0,017	26,10452	50,73752	0,686504	0,373009
26	0,017	26,12013	50,71144	0,686504	0,373009
27	0,017	26,12682	50,68863	0,686504	0,373009
28	0,017	26,36217	50,78124	0,686504	0,373009
29	0,016	23,42978	53,68519	0,686504	0,373009
30	0,016	23,44156	53,6556	0,686504	0,373009
31	0,016	23,45446	53,62444	0,686504	0,373009
32	0,016	23,47902	53,59716	0,686504	0,373009
33	0,016	23,48615	53,55024	0,686504	0,373009
34	0,016	23,44222	53,66015	0,686504	0,373009
35	0,016	23,74116	53,59306	0,686504	0,373009
36	0,016	23,7556	52,99185	0,686504	0,373009
37	0,016	23,7696	52,95763	0,686504	0,373009
38	0,016	23,78309	52,92506	0,686504	0,373009
39	0,016	23,79589	52,89473	0,686504	0,373009
40	0,016	23,80721	52,86643	0,686504	0,373009
41	0,016	23,817	52,84032	0,686504	0,373009
42	0,016	23,82677	52,81732	0,686504	0,373009
43	0,016	23,83498	52,79668	0,686504	0,373009
44	0,016	23,84246	52,77862	0,686504	0,373009
45	0,016	23,84855	52,76248	0,686504	0,373009
46	0,016	23,854	52,74863	0,686504	0,373009
47	0,016	23,85896	52,73663	0,686504	0,373009
48	0,016	23,86311	52,72544	0,686504	0,373009
49	0,016	23,86002	52,72494	0,686504	0,373009
50	0,016	23,8645	52,71706	0,686504	0,373009
51	0,016	23,86763	52,7099	0,686504	0,373009
52	0,016	23,87814	52,70764	0,686504	0,373009
53	0,016	23,87227	52,69825	0,686504	0,373009
54	0,016	23,87462	52,69384	0,686504	0,373009
55	0,016	23,87589	52,68994	0,686504	0,373009
56	0,016	23,87703	52,68649	0,686504	0,373009

57	0,016	61,12871	36,49858	0,686504	0,373009
----	-------	----------	----------	----------	----------

*Tabela 6.2c-Proračun pada pritiska za sistem N-heptan-N-oktan*

Broj poda	$f$	$\Delta_H$ [mm s.t.]	$h_c$ [mm s.t.]	$\Phi$	$y_f$
1	0,102	0,763197	15,82154	0,686504	0,373009
2	0,102	0,763889	15,79583	0,686504	0,373009
3	0,102	0,764577	15,76947	0,686504	0,373009
4	0,102	0,765297	15,74311	0,686504	0,373009
5	0,102	0,765984	15,71795	0,686504	0,373009
6	0,102	0,766658	15,69526	0,686504	0,373009
7	0,102	0,76722	15,67623	0,686504	0,373009
8	0,102	0,76767	15,66149	0,686504	0,373009
9	0,102	0,762685	15,6484	0,686504	0,373009
10	0,102	0,762918	15,64228	0,686504	0,373009
11	0,102	0,762068	15,63811	0,686504	0,373009
12	0,075	0,558875	26,44318	0,686504	0,373009
13	0,075	0,559059	26,44642	0,686504	0,373009
14	0,075	0,559026	26,47419	0,686504	0,373009
15	0,075	0,558469	26,54933	0,686504	0,373009
16	0,075	0,557199	26,68773	0,686504	0,373009
17	0,075	0,557279	27,115	0,686504	0,373009
18	0,075	0,555131	27,31977	0,686504	0,373009
19	0,075	0,555122	27,50191	0,686504	0,373009
20	0,075	0,553622	27,64009	0,686504	0,373009
21	0,075	0,552579	27,73614	0,686504	0,373009
22	0,075	0,629334	8,239966	0,686504	0,373009

*Tabela 6.2d-Proračun pada pritiska za sistem trihloretilen-tetrahloretilen*

Broj poda	$f$	$\Delta_H$ [mm s.t.]	$h_c$ [mm s.t.]	$\Phi$	$y_f$
1	0,115	0,706896	10,7342	0,686504	0,373009
2	0,115	0,707033	10,73225	0,686504	0,373009
3	0,115	0,707178	10,73031	0,686504	0,373009
4	0,115	0,707416	10,7264	0,686504	0,373009
5	0,115	0,707757	10,72051	0,686504	0,373009
6	0,115	0,708343	10,7087	0,686504	0,373009
7	0,115	0,709386	10,68599	0,686504	0,373009
8	0,115	0,710863	10,65436	0,686504	0,373009
9	0,115	0,705881	10,62757	0,686504	0,373009
10	0,115	0,706084	10,63577	0,686504	0,373009
11	0,101	0,624289	19,79914	0,686504	0,373009
12	0,101	0,623943	19,81461	0,686504	0,373009
13	0,101	0,623306	19,84406	0,686504	0,373009
14	0,101	0,622153	19,89775	0,686504	0,373009
15	0,101	0,620275	19,9866	0,686504	0,373009
16	0,101	0,620025	20,1108	0,686504	0,373009
17	0,101	0,617133	20,2517	0,686504	0,373009
18	0,1015	0,619677	20,38821	0,686504	0,373009
19	0,1015	0,617491	20,49629	0,686504	0,373009
20	0,1015	0,615907	20,57445	0,686504	0,373009
21	0,1015	0,614865	20,62648	0,686504	0,373009
22	0,1015	0,874701	10,84833	0,686504	0,373009

Tabela 6.3a-Proračun pada pritiska za sistem benzen-toluen

Broj poda	$h_l$ [mm s.t.]	$h_t$ [mm s.t.]	$\Delta p$ [mbar]
1	42,79272	157,58	5,877871
2	42,76933	157,5524	5,876844
3	42,7243	157,5011	5,87493
4	42,66666	157,4371	5,872544
5	42,60438	157,3686	5,869986
6	42,54375	157,3025	5,867521
7	42,49571	157,2505	5,865582
8	42,45947	157,2111	5,864114
9	29,73698	144,4864	5,389468
10	32,40398	147,1505	5,488845
11	32,2279	146,9702	5,482117
12	32,27294	147,0068	5,483483
13	32,27425	146,9955	5,48306
14	32,27262	146,9762	5,482341
15	32,97824	147,6592	5,507818
16	33,00993	147,6674	5,508125
17	32,9962	147,633	5,506839
18	44,35502	158,9904	5,930484

Tabela 6.3b-Proračun pada pritiska za sistem etilbenzen-stiren

Broj poda	$h_1$ [mm s.t.]	$h_2$ [mm s.t.]	$\Delta p$ [mbar]
1	35,30067	85,64252	3,194541
2	35,29838	85,64191	3,194519
3	35,29542	85,64668	3,194697
4	35,29231	85,64736	3,194722
5	35,2887	85,64893	3,19478
6	35,28143	85,6642	3,19535
7	35,28159	85,6615	3,195249
8	35,27638	85,66678	3,195446
9	35,27043	85,67342	3,195694
10	35,26392	85,67691	3,195824
11	35,01924	85,44972	3,18735
12	35,01105	85,4568	3,187614
13	35,00193	85,46577	3,187948
14	34,99789	85,46792	3,188029
15	34,99621	85,21243	3,178499
16	34,96828	85,50546	3,189429
17	34,9553	85,51819	3,189904
18	34,94147	85,53286	3,190451
19	34,92691	85,54916	3,191059
20	34,91162	85,56715	3,19173
21	34,8958	85,58644	3,19245
22	34,87966	85,60659	3,193201
23	34,8634	85,62726	3,193972
24	34,8474	85,64333	3,194572
25	34,83153	85,66369	3,195331
26	34,81363	85,68239	3,196029
27	34,79797	85,72959	3,197789
28	34,86155	88,83068	3,313463
29	36,85512	87,34411	3,258012
30	36,8348	87,36865	3,258928
31	36,81341	87,39205	3,2598
32	36,79469	87,33842	3,2578
33	36,76248	87,44234	3,261676
34	36,83793	87,35815	3,258536
35	36,79187	91,06046	3,396635
36	36,37914	90,70232	3,383277
37	36,35565	90,73118	3,384353
38	36,33328	90,75801	3,385354
39	36,31247	90,78199	3,386248
40	36,29304	90,8076	3,387203
41	36,27511	90,83455	3,388209
42	36,25933	90,85281	3,38889
43	36,24515	90,872	3,389606
44	36,23276	90,88739	3,39018
45	36,22168	90,90408	3,390802
46	36,21217	90,91742	3,3913
47	36,20393	90,9278	3,391687
48	36,19625	90,93969	3,392131
49	36,19591	90,95808	3,392817
50	36,1905	90,95846	3,392831
51	36,18558	90,96375	3,393028
52	36,18403	90,91601	3,391247
53	36,17758	90,97449	3,393429
54	36,17455	90,97562	3,393471
55	36,17187	90,9806	3,393657
56	36,16951	90,98494	3,393818

57	25,05644	89,35484	3,333014
----	----------	----------	----------

*Tabela 6.3c-Proračun pada pritiska za sistem N-heptan-N-oktan*

Broj poda	$h_l$ [mm s.t.]	$h_t$ [mm s.t.]	$\Delta p$ [mbar]
1	10,86156	56,97037	2,125045
2	10,84391	56,98003	2,125405
3	10,82581	56,99358	2,125911
4	10,80771	57,00211	2,126229
5	10,79044	57,01026	2,126533
6	10,77486	57,00864	2,126473
7	10,7618	57,00761	2,126434
8	10,75168	57,00426	2,126309
9	10,7427	55,36152	2,065033
10	10,73849	55,35173	2,064668
11	10,73563	55,51512	2,070763
12	18,15336	63,65033	2,374213
13	18,15558	63,59878	2,372291
14	18,17465	63,54176	2,370164
15	18,22623	63,4992	2,368576
16	18,32125	63,48315	2,367977
17	18,61457	64,46728	2,404686
18	18,75514	64,52459	2,406824
19	18,88018	65,36728	2,438257
20	18,97504	65,42478	2,440402
21	19,04099	65,46654	2,44196
22	5,656773	53,18436	1,983823

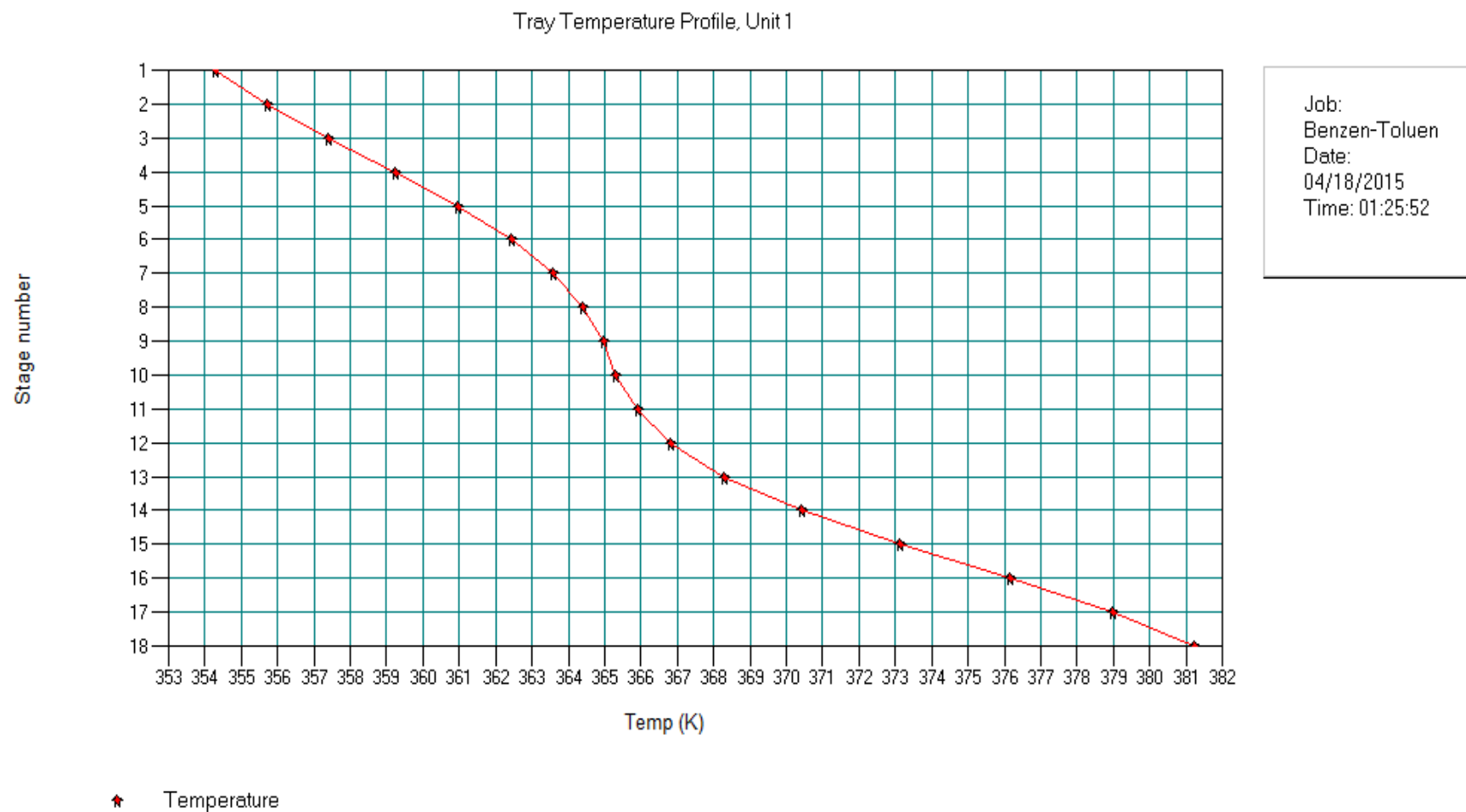
*Tabela 6.3d-Proračun pada pritiska za sistem trihloretilen-tetrahloretilen*

Broj poda	$h_l$ [mm s.t.]	$h_t$ [mm s.t.]	$\Delta p$ [mbar]
1	7,369077	51,962	1,938229
2	7,36774	51,95074	1,937809
3	7,366405	51,93751	1,937315
4	7,363718	51,92211	1,93674
5	7,35968	51,90255	1,936011
6	7,351568	51,88333	1,935294
7	7,335978	51,86458	1,934594
8	7,314268	51,83456	1,933475
9	7,295871	49,75397	1,855867
10	7,301505	49,63785	1,851535
11	13,5922	57,13198	2,131073
12	13,60281	57,15195	2,131818
13	13,62303	57,18645	2,133105
14	13,65989	57,24976	2,135466
15	13,72089	57,35241	2,139295
16	13,80615	58,25606	2,173002
17	13,90288	58,41457	2,178915
18	13,99659	59,31629	2,21255
19	14,07079	59,43749	2,217071
20	14,12445	59,52775	2,220437
21	14,16017	59,58644	2,222627
22	7,447424	7,456646	0,278139



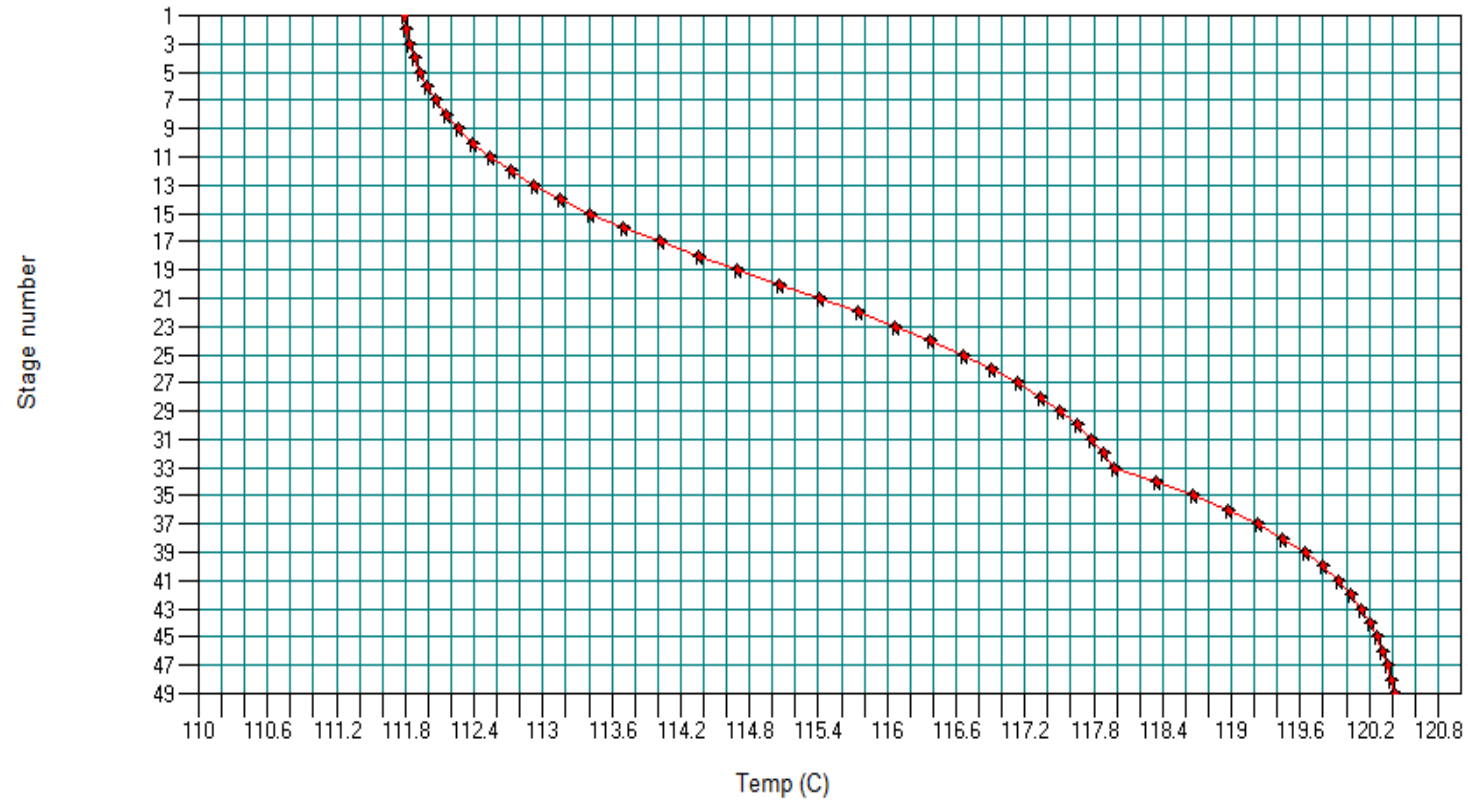


**Prilog 4-**Temperaturni profili analiziranih destilacionih kolona



*Slika P5- Temperaturni profil kolone za sistem benzen-toluen*

Tray Temperature Profile, Unit 1

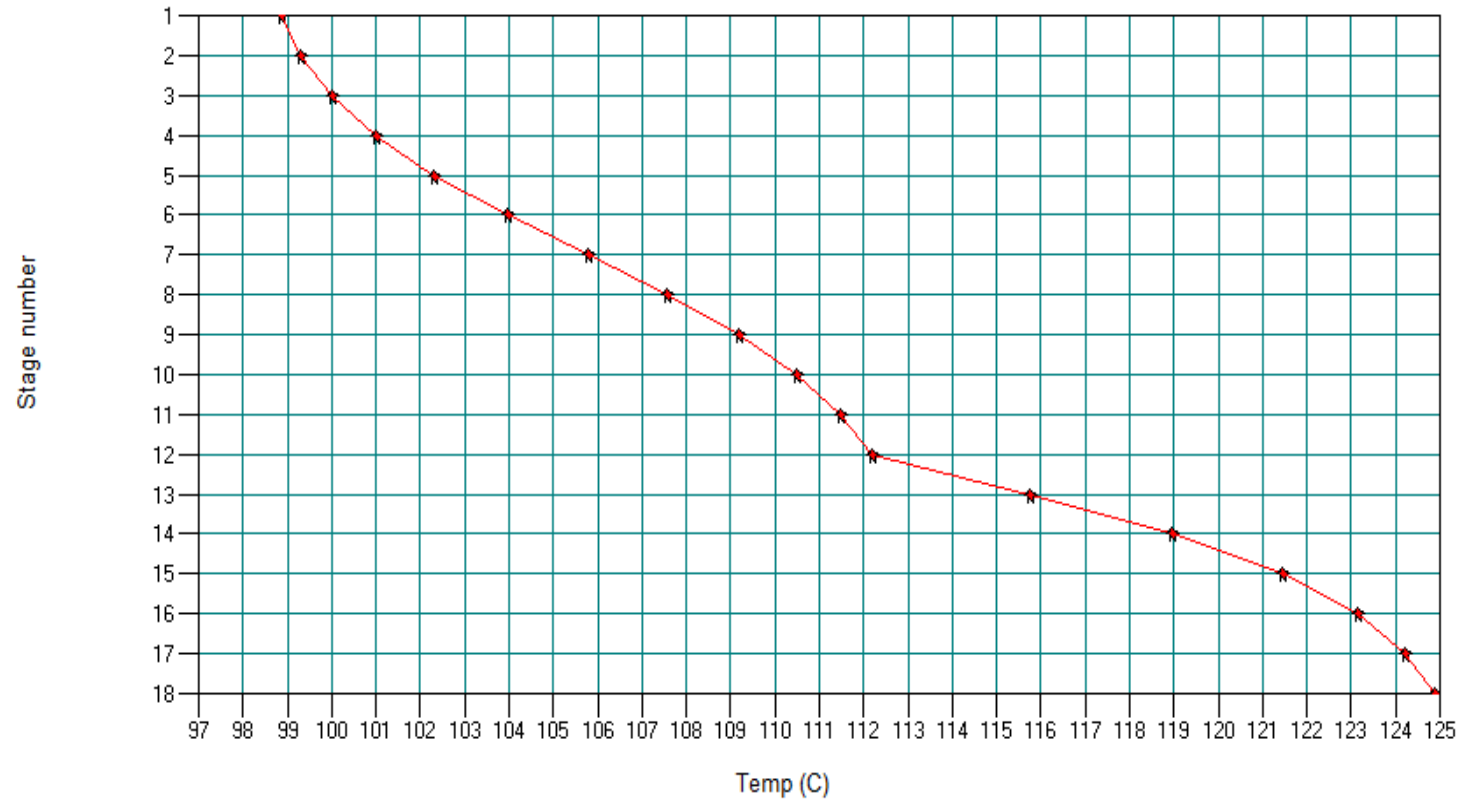


Job:  
Etilbenzen-stire  
Date:  
04/18/2015  
Time: 01:26:53

★ Temperature

Slika P6- Temperaturni profil kolone za sistem etilbenzen-stiren

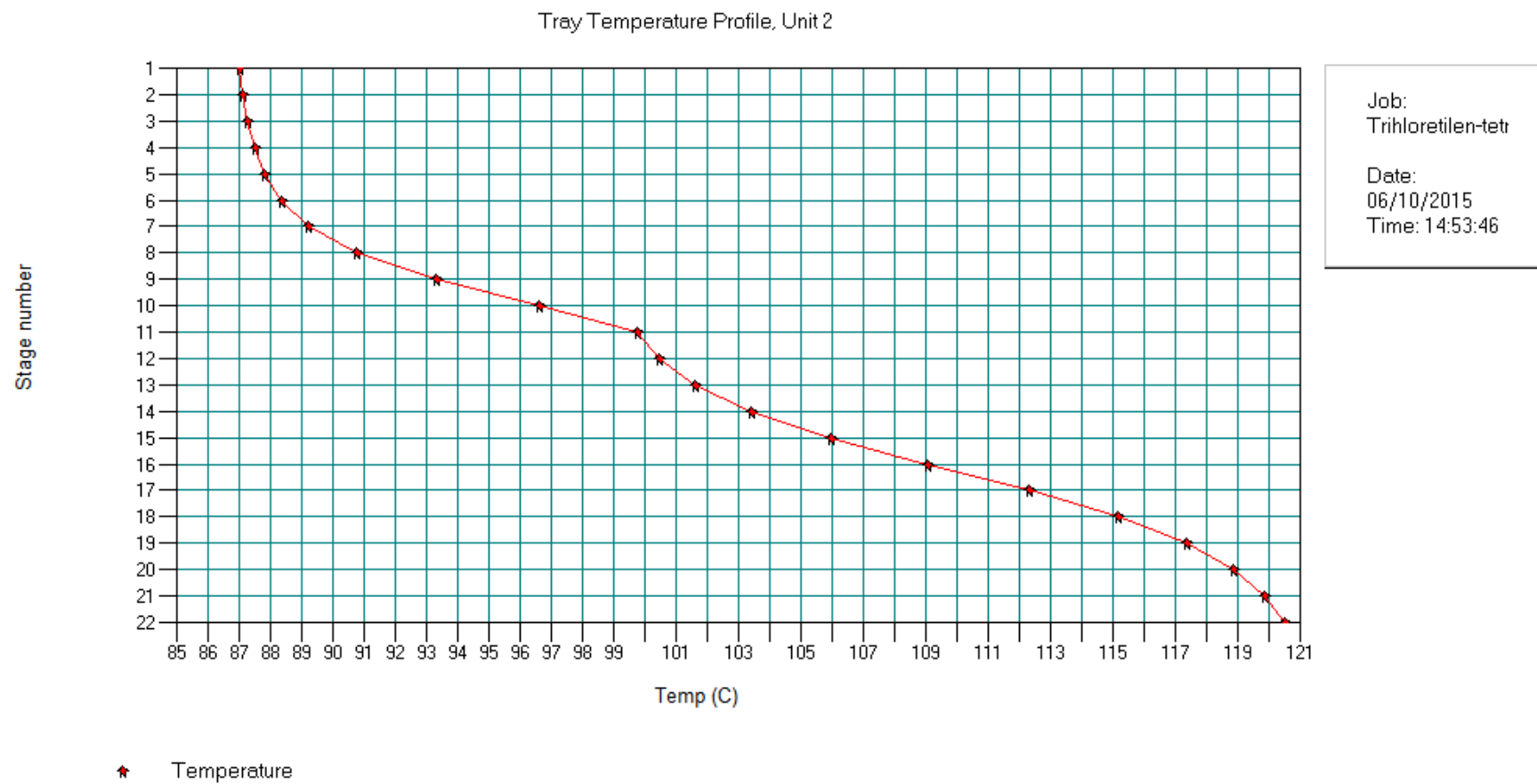
Tray Temperature Profile, Unit 1



Job:  
n-heptan-n-okte  
Date:  
04/18/2015  
Time: 01:24:36

★ Temperature

*Slika P7- Temperaturni profil kolone za sistem N-heptan-N-oktan*



*Slika P8- Temperturni profil kolone za sistem trihloretilen-tetrahlloretilen*

## Graphical Design of Fractionating Columns<sup>1</sup>

By W. L. McCabe and E. W. Thiele

MASSACHUSETTS INSTITUTE OF TECHNOLOGY, CAMBRIDGE, MASS.

THE rational design of column apparatus for separating the components of binary mixtures of volatile, miscible components dates back to Sorel.<sup>2</sup> He assumed that equilibrium is established between the liquid on each plate and the vapor rising from it, and calculated the enrichment from plate to plate by heat and material balances. Sorel's method, though sound, is tedious when applied analytically. Many writers have simplified or modified Sorel's method, among them being Lewis,<sup>3</sup> Leslie,<sup>4</sup> Peters,<sup>5</sup> Van Nys,<sup>6</sup> and Gay,<sup>7</sup> who have all used analytical methods. Lewis's method is typical of many of them. Lewis assumed that the enrichment per plate was small, wrote a general enrichment equation differentially, integrated it, and so determined the number of plates. The larger the number of plates the more accurate is this method, but for columns of but a few plates the error introduced by assuming continuous for stepwise conditions is appreciable.

In all the procedures mentioned above, perfect functioning of the column, and hence complete equilibrium between the vapor and liquid of each plate, is assumed, and the number of plates so determined is the number of theoretical or perfect plates necessary to effect the desired separation. If an actual column is one of the plate type, the number of theoretical plates is divided by an average plate efficiency to translate it into the number of actual plates. If the column is of the packed type the number of theoretical plates is multiplied by the height of column equivalent to one theoretical plate (H. E. T. P.)<sup>8</sup> if the height of the column is desired. Both factors are experimentally determined and both vary with the design of the column and with the mixture distilled. Since they have not been accurately determined for all types of columns or for all mixtures, there is little practical value in determining theoretical plates with great precision and a method such as Lewis's offers sufficient accuracy in spite of the approximation inherent in it. However, since the equations used in all methods are linear, they adapt themselves to stepwise graphical manipulations, with consequent simplicity without the assumption of continuity from plate to plate.

Graphical methods have been presented by Ponchon,<sup>9</sup>

<sup>1</sup> Received February 10, 1925. Presented before the Division of Industrial and Engineering Chemistry at the 69th Meeting of the American Chemical Society, Baltimore, Md., April 6 to 10, 1925.

<sup>2</sup> *Compt. rend.*, **58**, 1128, 1204, 1317 (1889); **68**, 1213 (1894).

<sup>3</sup> *This Journal*, **14**, 492 (1922).

<sup>4</sup> "Motor Fuels," **1923**, p. 70. Chemical Catalog Co., New York.

<sup>5</sup> *This Journal*, **18**, 402 (1923).

<sup>6</sup> *Chem. Met. Eng.*, **38**, 207, 255, 311, 359, 408 (1923).

<sup>7</sup> *Chimie & Industrie*, **3**, 157; **4**, 178, 735 (1920); **6**, 567 (1921); **10**, 811, 1026 (1923).

<sup>8</sup> Peters, *This Journal*, **14**, 476 (1922).

<sup>9</sup> *Trich. moderne*, **13**, 20, 55 (1921).

Rodebush,<sup>10</sup> and Savarit.<sup>11</sup> However, it is felt that the following method is simpler, exhibits its results in a plainer manner than any method, analytical or graphical, so far proposed, and is accurate enough for all practical use.

This paper is to consider the determination of the number of theoretical plates only, and it is assumed throughout that the plate efficiency, or the H. E. T. P., for the type of column and the mixture under consideration is approximately known.

### Preliminary Assumptions

For the purpose of initial simplification certain assumptions will be made, which are commonly realized or approached in ordinary practice within the precision of these data. It will be shown later that, if necessary for any particular case, the restrictions so imposed can be removed without greatly increasing the complexity of the method. The assumptions are:

1—The number of mols of vapor ascending the column, and hence the molal overflow except for the change at the feed plate, is constant from plate to plate. Since heat losses from the column can ordinarily be neglected either because of lagging or large ratio of volume to surface, and since the absolute boiling points of the components are not far apart (otherwise separation is easy in any case), Trouton's rule requires constant molal vaporization from plate to plate.<sup>2</sup>

Note—Trouton's rule states that for normal liquids the molal entropy of vaporization is nearly constant, or  $(M\tau/T) = \text{constant}$ , where  $M$  = molecular weight,  $T$  = boiling temperature (absolute), and  $\tau$  = latent heat per unit weight.

2—The feed enters the column at a temperature equal to the boiling point of the liquid on the feed plate. The feed is usually preheated very nearly to this temperature by the hot waste.

3—The only condenser is a simple or total condenser, so the composition of the product is the same as that of the vapor from the top plate.

Note—A simple condenser condenses all the vapor fed to it, but removes none of the sensible heat of the condensed liquid.

4—The heat is supplied at the base of the column by means of "closed steam," so the condensing steam does not dilute the waste.

Note—Obviously, open steam can be used only when the less volatile component is water, if the mixture is to remain one of two components only.

### Nomenclature

The nomenclature is a modification of that used by Lewis. That part of the apparatus above the feed plate will be referred to as the rectifying column and that part below the feed plate as the exhausting column. All concentrations are expressed as mol fractions of the more volatile component. Liquid compositions are denoted by  $x$ , and vapor compositions by  $y$ . All quantities pertaining to the exhausting column are distinguished from corresponding quantities pertaining to the

<sup>10</sup> *This Journal*, **14**, 1036 (1922).

<sup>11</sup> *Chimie & Industrie*, Special No. **797-86**, May, 1923.

rectifying column by a line written over them. The plates are numbered from the top plate of the rectifying column down to the bottom plate of the exhausting column. The feed plate, which is the top plate of the exhausting column, will simply be a plate with a definite number. A "general" plate will be denoted by  $n$ , if in the rectifying column, or by  $\bar{n}$  if in the exhausting column. Where any quantity is written with a subscript, the subscript refers to the point of origin of that quantity; thus  $y_n$  means the composition of the vapor rising from plate  $n$  and  $\bar{x}_{n+1}$  represents the composition of the liquid descending from plate  $\bar{n} + 1$ . Other symbols are:

$P$  = mols of distillate withdrawn as product in a given time  
 $x_p$  = composition of product  
 $F$  = mols of mixture fed to the apparatus in a given time  
 $y_f$  = composition of feed mixture  
 $W$  = mols of waste withdrawn from column in a given time  
 $x_w$  = composition of waste  
 $\bar{O}$  = mols overflow from any plate in the rectifying column  
 $\bar{O}$  = mols overflow from any plate in the exhausting column  
 $V$  = mols of vapor rising from any plate in the rectifying column  
 $\bar{V}$  = mols of vapor rising from any plate in the exhausting column  
 $A, A', B, B'$  = coefficients in the enrichment equations

In the whole discussion, the basis will be 1 mol of product—i. e.,  $P = 1$ .

#### Derivation of Equations

The following equations have been developed and published many times.

Figure 1 represents a "perfect column" performing in accordance with the assumption listed above. By means of balances of total material and more volatile component it has been repeatedly shown that, for the rectifying column

$$y_{n+1} = \frac{O}{O+1} x_n + \frac{x_p}{O+1} \quad (1)$$

$$\text{Or, if } A = \frac{O}{O+1} \text{ and } B = \frac{x_p}{O+1} \quad (2)$$

$$\text{then } y_{n+1} = Ax_n + B \quad (3)$$

which, when plotted with  $y$  as ordinates versus  $x$  as abscissas, is the equation of a straight line having a slope of  $A$  and a  $y$ -axis intercept of  $B$ . This equation will be called the enrichment equation of the rectifying column, or simply the rectifying equation, and the straight line representing it the enrichment line of the rectifying column or the rectifying line.

Consider the entire apparatus below a section drawn between plates  $\bar{n} + 1$  and  $n$ . By material balances, it can be shown that

$$\bar{x}_n = \frac{\bar{O}-W}{\bar{O}} y_{n+1} + \frac{W}{\bar{O}} x_w \quad (4)$$

When Assumptions 1 and 2 are made, a heat balance shows

$$\bar{V} = V \quad (5)$$

and a material balance around the feed plate (Figure 1) shows that

$$\bar{O} = F + O \quad (6)$$

Also, by a material balance on the entire apparatus

$$F = W + 1 \quad (7)$$

Substituting values for  $\bar{O}$  and  $W$  from Equations 6 and 7 into Equation 4, there results

$$\bar{x}_n = \frac{O+1}{O+F} y_{n+1} + \frac{F-1}{O+F} x_w \quad (8)$$

$$\text{Let } A' = \frac{O+1}{O+F} \text{ and } B' = \frac{F-1}{O+F} x_w \quad (9)$$

$$\text{Then } \bar{x}_n = A' y_{n+1} + B' \quad (10)$$

which is the equation of another straight line having a slope

of  $1/A'$  and an  $x$ -axis intercept of  $B'$ . This equation will be referred to as the enrichment equation of the exhausting column or the exhausting equation, and its straight line as the enrichment line of the exhausting column or the exhausting line.

#### Use of Enrichment Lines

For every binary mixture there is a definite relationship between  $x$ , the composition of the liquid phase, and  $y$ , the composition of the vapor phase in equilibrium with it. This relationship is best exhibited in the form of a rectangular plot of  $y$  as ordinates versus  $x$  as abscissas. The curve so formed is known as the equilibrium curve, and gives the relation between the composition of the liquid on any plate and that of the vapor rising from the same plate.

The equilibrium curve and Equations 3 and 10 are all that is necessary to calculate analytically the compositions of liquid and vapor pertaining to each plate, and hence the number of theoretical plates, once the composition of feed, waste, and product, and magnitudes of feed and overflow have been chosen.

**ANALYTICAL METHOD**—Plot the equilibrium curve on an  $x$  versus  $y$  plot, as in Figure 2. Since the condenser used is a simple one,  $y_1$ , the concentration of the vapor from the top plate, is equal to  $x_p$ , the composition of the product, and therefore is known. Accordingly, the value of  $x_1$ , the composition of the liquid on the top plate, can be read directly from the equilibrium curve, since it is represented by the abscissa of the point on the curve which has the ordinate  $y_1$ . The coefficients  $A$  and  $B$  of Equation 3 are calculated from  $x_p$  and  $O$ . If the equation is written as

$$y_2 = Ax_1 + B$$

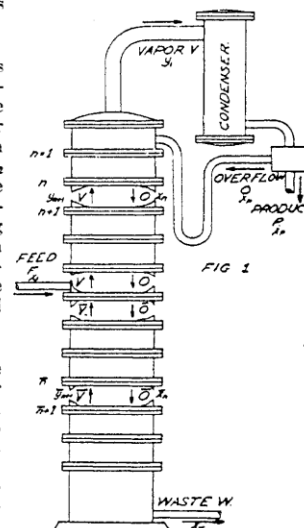
and if the known values of  $A$ ,  $B$ , and  $x_1$  are substituted therein,  $y_2$ , the composition of the vapor rising from plate 2, can be calculated. Since  $y_2$  is determined,  $x_2$  can be read from the equilibrium curve by finding the point thereon with an ordinate  $y_2$ , and reading its abscissa. The value of  $x_2$  is substituted in the equation

$$y_3 = Ax_2 + B$$

and  $y_3$  calculated. The process is repeated for each plate, and for each plate it is necessary to read one value from the equilibrium curve, and carry out the one calculation by Equation 3. Suppose this process has been carried out for a number

of plates, and  $x_1, y_1, x_2, y_2, x_3, y_3$ , etc., have been so determined. Suppose the following points are plotted with the coordinates indicated:  $a$ , coordinates  $x_1, y_1$ ;  $b$ , coordinates  $x_1, y_2$ ;  $c$ , ( $x_2, y_2$ );  $d$ , ( $x_2, y_3$ ); and  $e$ , ( $x_3, y_3$ ). The points so plotted can be connected by short horizontal and vertical lines, such as  $ab, bc, cd$ , and  $de$ , since the two points connected by any line have either abscissas or ordinates in common. Furthermore, the points  $b$  and  $d$  are on a straight line, the equation of which is

$$y = Ax + B$$





Also, if  $x = \text{zero}, y = \frac{x_p}{O+1} = B$  (12)

and so for any definite overflow the rectifying line is easily plotted by computing  $B$ , plotting it as in Figure 3, and drawing the straight line  $AB$ .

It can similarly be shown that the exhausting line crosses the diagonal at the point where  $x = x_w$ .

The intersection of the two enrichment lines is also very simply obtained. The locus of this intersection is found by eliminating  $O$  from Equations 1 and 8, and solving for  $x$ , obtaining

$$x = \frac{(F-1)x_w + x_p}{F} \quad (13)$$

By material balances over the entire apparatus

$$F = W + 1 \quad (14)$$

$$F x_y = W x_w + x_p \quad (15)$$

Eliminating  $W$  and solving for  $F$

$$F = \frac{x_p - x_w}{x_y - x_w} \quad (16)$$

Substituting for  $F$  in Equation 13 and simplifying

$$x = x_y \quad (17)$$

or the enrichment lines intersect on the vertical line  $x = x_y$ , whatever the reflux may be.

*Note*—No points on the enrichment lines have physical significance except those determined by the steps themselves. The lines are simply a geometric convenience, useful because all points of coordinates, such as  $(x_n, y_{n+1})$  or  $(x_{n+1}, y_n)$ , lie on them.

The enrichment line for the exhausting column is plotted by drawing a straight line connecting the intersection of the rectifying line and the vertical line  $x = x_y$ , with the intersection of the  $x = y$  line and the vertical line  $x = x_w$ . (Line  $CD$ , Figure 3)

#### Location of the Feed Plate

Suppose it is desired to separate a mixture of composition  $x_f$  into a product of composition  $x_p$  and a waste of composition  $x_w$ , using a reflux  $O$  (Figure 3). The lines  $ACB$  and  $CD$  are plotted as above. The point  $A$  will have the coordinates  $x_f, y_f$ , and the stepwise procedure is started from that point. Inspection shows that the rectifying line must be used as far as the point  $b$ , and can be used nearly as far as the point  $c$ , and that the change to the exhausting line must be made somewhere between these points; i. e., the feed must be introduced

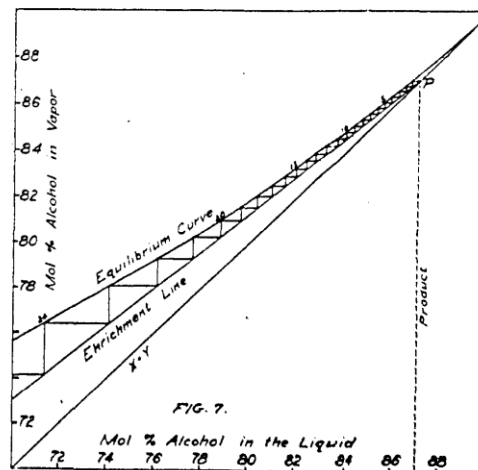
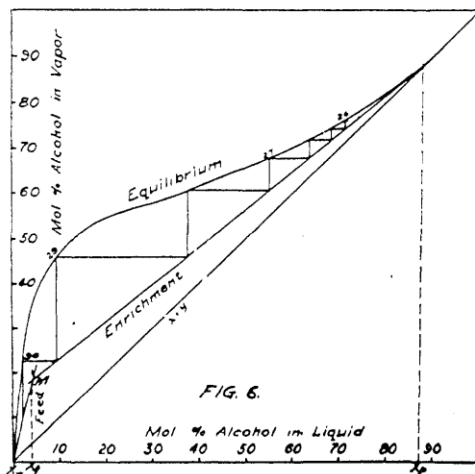
on a plate where the composition of the liquid is between  $c$  and  $b$ , if the column is to function. Economy demands that the feed plate be chosen such that the total number of plates is a minimum for the reflux chosen, which means that the enrichment per plate, and therefore the average length of the segments, must be as great as possible. It can be seen that the rectifying line should be used as far as point  $C$  and the exhausting line utilized from there on. Therefore, the feed should be introduced on that plate on which the composition of the liquid is just less than that of the feed. In Figure 3 the feed plate is the fourth one from the top. The steps are then carried below  $C$ , using the exhausting line, until one of the horizontal segments crosses the line  $x = x_w$ , and each step represents a perfect plate. In Figure 3 the total number of plates is  $6\frac{2}{3}$ .

#### Infinite or Minimum Overflow

As pointed out by Lewis,<sup>3</sup> there are two limiting conditions in the design of a fractionating column, depending on the overflow. On one hand there is a theoretical minimum overflow which will effect the required separation in a perfect column containing an infinite number of plates. This minimum overflow for any given mixture depends upon the separation desired. On the other hand, if an infinitely large reflux is assumed, the separation will be effected in a column containing a minimum number of perfect plates. In the first case the cost of column, and the fixed charges on it, will be infinite, but the cost of heat is a minimum since a minimum quantity of vapor is generated at the bottom of the column. In the second case the number of plates in the column is a minimum, but the cost of heat is infinite, as an infinite amount of vapor must be generated. The designer should choose an overflow somewhere between these two limits such that the sum of the fixed costs and the heat cost is a minimum. The overflow so determined is known as the "optimum overflow," and the number of perfect plates corresponding to the optimum overflow is called the "optimum number of plates," and must be determined by trial.

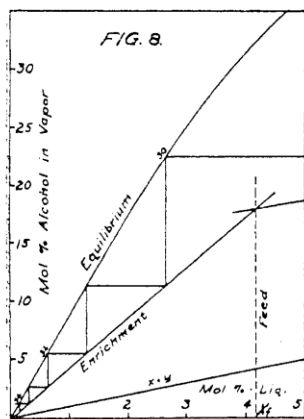
#### Minimum Overflow

Suppose the concentrations of waste, feed, and product are plotted on the  $x$  versus  $y$  diagram (Figure 4). It has been shown that the enrichment lines pass through the points  $d$





and  $e$ , respectively, and intersect on the line  $x = x_f$ . Their slope depends on the overflow only, since  $F$  is determined. From Figure 4 it is apparent that, if the lines intersect above the equilibrium curve as at  $a$ , the desired separation cannot be effected; if the lines intersect at the intersection of the equilibrium curve and the line  $x = x_f$ , as at point  $b$ , the separation can be attained, but only with an infinite number of perfect plates; and finally, if the lines intersect at any point above  $x = y$  line and below the equilibrium curve, as point  $c$ , the separation can be effected with a finite number of plates. As the only means of moving the intersection from  $a$  to  $c$  is by increasing the overflow, by definition the minimum overflow is that overflow for which the rectifying line will intersect the  $x = x_f$  line at point  $b$ .



The magnitude of the minimum overflow is found by measuring the distance  $A$  and computing  $O$  from the equation

$$O = \frac{A}{1 - A} \quad (18)$$

which is obtained from Equation 2.

Note—Inspection of Figure 4 shows that for normal mixtures (equilibrium curves concave downward at all points) the largest, or controlling value of the minimum reflux is that corresponding to the composition of the feed.

**Infinite Overflow**

Inspection of Equations 1 and 8 shows that as  $O$  increases indefinitely, the slopes of the enrichment lines approach unity, and for an infinite overflow, the lines coincide with the  $x = y$  line, and the minimum number of plates is determined by steps, as in Figure 5.

**Constant Boiling Mixtures**

Since a constant boiling mixture behaves like a pure component, an infinite number of plates would be necessary to reach the concentration corresponding to such a mixture by distillation alone. The diagram of such a system illustrates this, since if an attempt is made to attain the concentration of the constant boiling mixture, either with the product or the waste, the equilibrium curve, the enrichment line and the  $x = y$  line all intersect at the point where  $x$  equals the above concentration, and the steps must become infinitely small to reach the apex of the angle in which they are confined.

**Technic of Using the Plots**

Usually the product is to be nearly pure and the water practically exhausted, speaking in terms of the more volatile component. This means that a single diagram will be too condensed at the ends of the equilibrium curve to use with precision, and separate, enlarged diagrams of these two sectors must be made. Ordinarily, the equilibrium curve will follow Raoult's law at the top and Henry's law at the bottom,<sup>13</sup>

<sup>13</sup> Walker, Lewis, and McAdams, "Principles of Chemical Engineering," 1922, p. 576. McGraw-Hill Book Company.

and so can be calculated and plotted with any desired precision in these ranges.

As an illustration of the application of the method to an actual case, the example cited by Lewis<sup>9</sup> is worked out. An alcohol-water mixture containing 10 per cent alcohol by weight (4.17 mol per cent) is to be separated into a product containing 94.5 per cent alcohol by weight (87.05 mol per cent) and a waste containing not more than 0.1 per cent alcohol by weight (0.039 mol per cent). The overflow in the rectifying column is assumed to be 5 mols per mol of product.

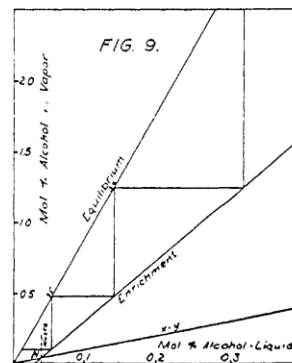
When the equilibrium curve for alcohol-water mixtures is plotted, as in Figure 6, and the values of  $x_p$ ,  $x_f$ , and  $x_w$  are plotted thereon, it is evident that the entire operation cannot be indicated on a single diagram of moderate size. Accordingly, three enlarged diagrams are drawn, as in Figures 7, 8, and 9, and used with Figure 6, Figure 7 being an enlargement between the limits  $x = 70$  and  $x = 90$  mol per cent, and Figures 8 and 9 from  $x = 5$  to  $x = 0$  mol per cent. The enrichment lines are then drawn, the rectifying line passing through the point  $P$  (coordinates  $x_p, y_p$ ) (Figure 7), and with a slope of  $5/(5 + 1) = 0.833$ , and the exhausting line passing through the point  $M$  (the intersection of the line  $x = x_f$  and the rectifying line) (Figure 6), and the point  $N$  (coordinates  $x_w, x_w$ ) (Figure 9). The stepwise procedure is started at point  $P$  (Figure 7) and carried through Figures 7, 6, 8, and 9 in turn, until the composition of the waste is reached with, in this case, the thirty-fifth step, and so the entire column contains  $34\frac{1}{3}$  perfect plates. The cross-over from the rectifying line to the exhausting line occurs at the thirtieth step, and so the feed plate is the thirtieth plate from the top.

Most of the plates are in the range represented by Figure 7, and a small error in the equilibrium curve in this range introduces a relatively large error in the number of plates; but any method of calculation is subject to the same limitation.

For the sake of more open diagrams, the scale of the  $x$ -axis has been expanded to five times that of the  $y$ -axis, in Figures 8 and 9. This does not affect the construction or the result, except that it changes the angle of slope of the lines; thus, the  $x = y$  line is no longer at 45 degrees.

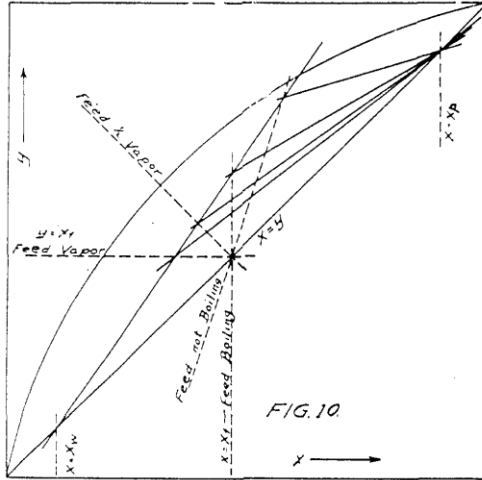
For any binary combination, the equilibrium curve need be drawn only once, in ink perhaps; the enrichment lines and the steps may be drawn in lightly, with pencil, for any possible combination of overflow, and feed, product, and waste compositions.

If Lewis's results for the foregoing problem are multiplied by 0.8 to eliminate his assumption of 80 per cent plate efficiency, the results are comparable, as in the table; Lewis's feed plate comes at a composition  $x = 2.05$  mol per cent.



Number of Theoretical Plates		
	Lewis	Authors
Above feed	31.0	29
Below feed	3.3	6.3
<b>TOTAL</b>	<b>34.3</b>	<b>35.3</b>

The accuracy of the results obtained by the graphical method is theoretically limited only by the error introduced by assuming constant molal overflow, whereas the accuracy of the Lewis method as applied to the foregoing example is limited, not only by the assumption given above, but also



by an additional assumption of differential changes from plate to plate. Therefore, any discrepancy between the results obtained by the two methods is a measure of the error introduced by the assumption of a continuous for a step-wise régime.

The agreement above the feed is very good, as was to be expected, since when the enrichment per plate is small Lewis's method, which is based on an assumption of differential enrichment, is most accurate. Below the feed the steps are very large, and the percentage error of the Lewis method is larger. In this particular case the differences nearly compensate, and the total number of plates is nearly the same in each case.

**Partial Condenser**

The effect of removing the restrictions imposed by the four assumptions made above will now be considered. The result of using a partial condenser in place of a total condenser is that the vapor rising from the top plate is weaker than the product. The enrichment equation is not affected so long as the composition of the product is known. Hence, with a partial condenser, instead of beginning the step corresponding to the first plate along the line  $y = x_p$ , it is begun at a line  $y = y_1$ , where  $y_1$  is less than  $x_p$ , and must be computed from a knowledge of the design of the partial condenser, which is not in the province of this article.

**Use of "Open Steam"**

When the less volatile component of the mixture under consideration is water, the heat is often supplied to the base of the column by blowing in steam through a perforated pipe, and the waste is diluted by the steam so condensed. The latent heat of condensation of the entering steam will vaporize an equal weight of mixture (which is nearly all water), and the mols of steam used will equal the mols of vapor sent up the column,  $\bar{V}$ , which is in turn equal to  $O + 1$ . If  $x_w$  is the composition of the diluted waste, and  $W'$  is the number of mols of the same, then

$$W'x_w = \bar{V}x_w \tag{19}$$

since the total amount of more volatile component lost in the waste is, in the case of closed steam, fixed as  $Wx_w$ .

It can be shown algebraically that in the case of open steam the exhausting line still passes through the point of intersection of the  $x = y$  line and the line  $x = x_w$ , and also crosses the  $x$ -axis at the point where  $x = x_w$ . Therefore, it is only necessary to carry the steps, not only to where  $x = x_w$ , but to the  $x$ -axis to allow for the effect of open steam.

*Note*—Open steam must be used where a closed coil would become fouled by the waste, but when used, the number of plates is increased (though very slightly in most cases) and the waste is diluted.

**Feed Not at Boiling Point**

If the feed is not wholly a liquid at its boiling point, the number of mols of vapor rising from the feed plate is not the same as that rising to it. If the feed is below the boiling point, the vapor rising to the feed plate will heat the feed to the boiling point by condensation, thereby increasing the overflow below the feed and decreasing the vapor above the feed by the number of mols condensed. If the feed is partly or wholly vapor, the vapor above the feed will be increased by the amount of vapor admitted, while the overflow below the feed will be less than  $O + F$ . In either case the effect on the diagram is to cause the locus of the intersection of the two enrichment lines to incline from the vertical.

Let  $q$  = the total heat needed to convert 1 mol of feed into saturated vapor, divided by the molal latent heat.

Then in the case of a liquid at the boiling point,  $q = 1$ .

In the case of a feed of wholly saturated vapor,  $q = 0$ .

If the feed is partly liquid and partly vapor,  $q$  is the fractional part which is liquid.

If the feed is below the boiling point, then  $q$  is greater than 1, and is equal to 1 plus the fractional part of a mol of vapor needed to raise one mol of feed to the boiling point.

In place of Equation 6 we have

$$\bar{O} = O + qF \tag{20}$$

Hence Equation 8 becomes

$$\frac{\bar{x}_n}{O + qF} = \frac{(O - W + qF)\bar{x}_{n-1} + Wx_w}{O + qF} \tag{21}$$

To find the locus of the intersection (for different values of  $O$ ) of this enrichment line with that represented by Equation 1, eliminate  $O$  from Equations 1 and 21 and substitute for  $F$  its value as given by Equation 16. When this is done there results

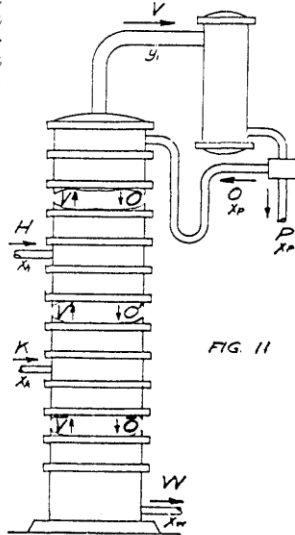
$$qx - (q-1)y = x_f \tag{22}$$

This is the equation of a straight line. If  $x = y$ , then  $x = y = x_f$ . Hence this line always crosses the  $x = y$  line at  $x_f$ . If  $q = 1$ ,  $x = x_f$ . This is the result already given in Equation 17.

If  $q = 0$  (feed a saturated vapor),  $y = x_f$ . In this case the locus is a horizontal line passing through  $x = y = x_f$ .

If  $q > 1$ , the slope is positive—i. e., up and to the right.

If  $q < 1$ , the slope is negative—up to the left.



These four cases are represented in Figure 10, where the number of mols of vapor rising to feed plate per mol of product is the same for all cases.

#### Variation on Molal Overflow

The molal overflow may not be constant in a column, for three reasons. The first cause may be a difference in the molal heats of vaporization of the two components. Allowance may be made for this by computing all quantities, not in mols, but in "latent heat units,"<sup>13</sup> that is, the quantities of liquid evaporated by any definite quantity of heat. Thus, if the liquids have heats of vaporization (per gram) of 969 and 305 calories, we may adopt as our base 969 calories and the latent heat units will be 969/969 and 969/305 grams of the two liquids, respectively. They will then be treated exactly as if they had molecular weights of 1 and 3.177, respectively. Since no chemical reaction takes place, the only reason for using mols at all is the fact that they correspond nearly to the more accurate "latent heat units;" if this correspondence does not hold there is no object in using them. If latent heat units are chosen, they must be used throughout—in the construction of the equilibrium curve as well as in expressing the compositions on each plate and of the feed, product, and waste.

The second reason why the overflow may vary is the change in boiling point of the liquids on the successive plates, and the third cause may be heat losses from the column. To allow for these effects rigorously would require the construction of a different enrichment line for every plate, and so would be tedious. However, the effects are usually small and tend to balance each other, so they rarely require consideration.

Note—The graphical methods of Ponchon<sup>9</sup> and Savarit<sup>11</sup> are rigorously applicable to cases where the overflow varies, but these methods are rather complicated.

#### Two Feeds

Suppose it is desired to rectify in the same column two mixtures of the same two liquids but of different compositions. Let the mols of the two feeds (per mol of product) be  $H$  and  $K$ . Let  $x_h$  and  $x_k$  be the compositions of the mixtures. Similarly, let  $G$  and  $x_g$  be the amount and composition of the mixture that would be produced if the two feeds were mixed. Then

$$G = H + K \quad (23)$$

$$Gx_g = Hx_h + Kx_k \quad (24)$$

Let  $x_h > x_k$  so that the " $H$ " feed will naturally be put in higher up the column. The column is diagrammatically represented by Figure 11.

The original assumptions will be used. Through material balances it can be shown, by deriving the enrichment equations for the three parts of the column (above both feeds, between the feeds, and below both feeds), and determining the loci of their intersections by eliminating the overflow, that the enrichment lines for the top and bottom sections of the column cross the  $x = y$  line at  $x_h$  and  $x_k$ , respectively, and intersect on the vertical line  $x = x_g$ ; and that the enrichment line for the middle part of the column (between the two feed plates) must pass through two points—namely, the intersection of the upper enrichment line with the vertical line  $x = x_h$  and the intersection of the lower enrichment line with the vertical line  $x = x_k$ . For a two-feed column, then, these rules follow:

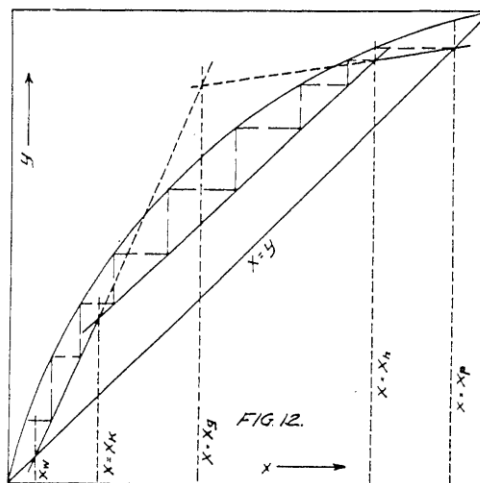
1—To construct the enrichment lines for a two-feed column, compute the composition that would result if the feeds were mixed. The enrichment lines for the ends of the column will be exactly the same as for a single-feed column that is fed with this mixture. The enrichment line for the middle of the column is found by joining the points where the enrichment lines for the ends intersect the lines  $x = x_h$  and  $x = x_k$ , where  $x_h$  and  $x_k$  are the compositions of the two feeds.

2—If there are two feeds, each heated to boiling, each feed is to be admitted on the highest plate that has a composition lower than that feed.

These rules are illustrated in Figure 12. When the two feeds are very different in composition the column may function well when the feeds are put in at the proper points, though at the same overflow it would not function if the feeds were mixed.

If for any reason part of the liquid (not a third constituent) is withdrawn regularly from the column, the calculations are similar to those for two feeds, except that either  $H$  or  $K$  will be negative.

Mains<sup>14</sup> has extended Lewis's method to the design of columns for the separation of mixtures such as furfural and water where the product, on cooling, forms two layers which can be separated in a continuous decanter and one of them returned to the column. This is a special case of a



two-feed column where the second feed is one of the layers formed in the decanter. If this second feed is not at the boiling point the enrichment line for that part of the column below the entrance of the decanted feed must be modified as described under the section "Feed Not at Boiling Point."

#### Acknowledgment

The authors wish to express their appreciation to W. K. Lewis, W. H. McAdams, and C. S. Robinson, of the Department of Chemical Engineering, and G. Calingaert, of the Research Laboratory of Applied Chemistry, Massachusetts Institute of Technology, for their many helpful suggestions in the preparation of this article.

<sup>14</sup> *Chem. Met. Eng.*, 31, 307 (1924).

#### New Green Dye

The Dyestuffs Department of E. I. du Pont de Nemours & Company has just placed on the market a new chrome green, known as pontachrome green G, to take the place of pontachrome green GLO, which will be discontinued. It is bluer than pontachrome green GLO, but very similar in properties as well as in strength. Pontachrome green G can be applied as a straight color or can be used in combinations to produce browns, greens, or olives, and especially in mixtures to produce blacks that leave silk effects unstained.