

*U prvom delu iz serije "Osvežimo naše znanje" analizirani su osnovni zakoni raspodele više komponentata složenog sistema (Hemijska industrija 59 (3–4) (2005) 141–150). U drugom delu se razmatraju neke osnovne metode koje se primenjuju u cilju izgradnje postrojenja za separaciju višekomponentnog sistema. Projektovanje sistema za destilaciju zahteva dobro poznavanje fenomena prenosa mase, toplote i količine kretanja. Pored toga, neophodno je poznavati koje aparate treba ugraditi u postrojenje za destilaciju da bi se obezbedio odgovarajući tehnološki postupak separacije. Destilaciona kolona je svakako naj-složeniji uređaj bilo kog postrojenja za destilaciju. U zavisnosti od složenosti početne smeše i broja proizvoda koje treba dobiti u procesu separacije, najčešće se upotrebljava jedna, dve ali i više kolona. Prateću opremu sistema za destilaciju čine izmenjivači toplote (predgrejači, kondenzatori, hladnjaci, rebojleri), separator, sudovi za raspodelu refluksa, prihvatni rezervoari, pumpe za transport fluida i slično. Oprema je međusobno povezana cevovodom i armaturom, a za neometano vođenje procesa neophodni su merni instrumenti (termometri i manometri). Rešavanje problema oko izbora vrste aparata i broja svakog od njih, zahteva dobro poznavanje konkretnog sistema. Veliko iskustvo projektanta i njegova mašta u definisanju rešenja industrijskog postrojenja, koje će omogućiti optimalno vođenje procesa uz minimalnu potrošnju energije, minimalnu opremu, cevovod i armaturu i merno regulacionu tehniku dragocen doprinos je u racionalizaciji investicionih troškova i optimizaciji proizvodnje.*

Problemi vezani za projektovanje destilacionih sistema svode se na određivanje svih promenljivih koje opisuju proces destilacije za dati sistem. Promenljive su određenim zakonitostima povezane, ali je njihov broj veći od broja zavisnosti, tako da je za rešavanje problema neophodno definisati neke od njih. Ako sa  $N_v$  označimo ukupan broj promenljivih, a sa  $N_c$  broj ograničenja, broj promenljivih  $N_i$  koje projektant treba da specifikira:

$$N_i = N_v - N_c \quad (1)$$

Tipovi promenljivih su:

- koncentracije komponentata u tokovima,
- temperature,
- pritisci,
- maseni i energetski tokovi,
- repeticione promenljive.

Tipovi ograničenja su:

- inherentna,
- materijalno bilansna,
- energetsko bilansna,
- ograničenja raspodele faza,
- ograničenja hemijske ravnoteže.

Za definisanje broja projektnih promenljivih pri projektovanju industrijskih postrojenja za destilaciju, treba znati elemente iz kojih se sastoji kolona kao složeni aparat, kao i prateću opremu neophodnu za praktično izvođenje procesa destilacije. Svaki deo opreme može se konstruisati i izgraditi samo ako su prethodno određene sve promenljive koje ga definišu. Da bi egzaktno rešili

proces destilacije pribegava se pojedinačnoj analizi svakog elementa.

Na osnovu ukupnog broja promenljivih  $N_v^e$  i poznatih odnosa  $N_c^e$  odredi se broj stepena slobode svakog elementa  $N_i^e$ :

$$N_i^e = N_v^e - N_c^e \quad (2)$$

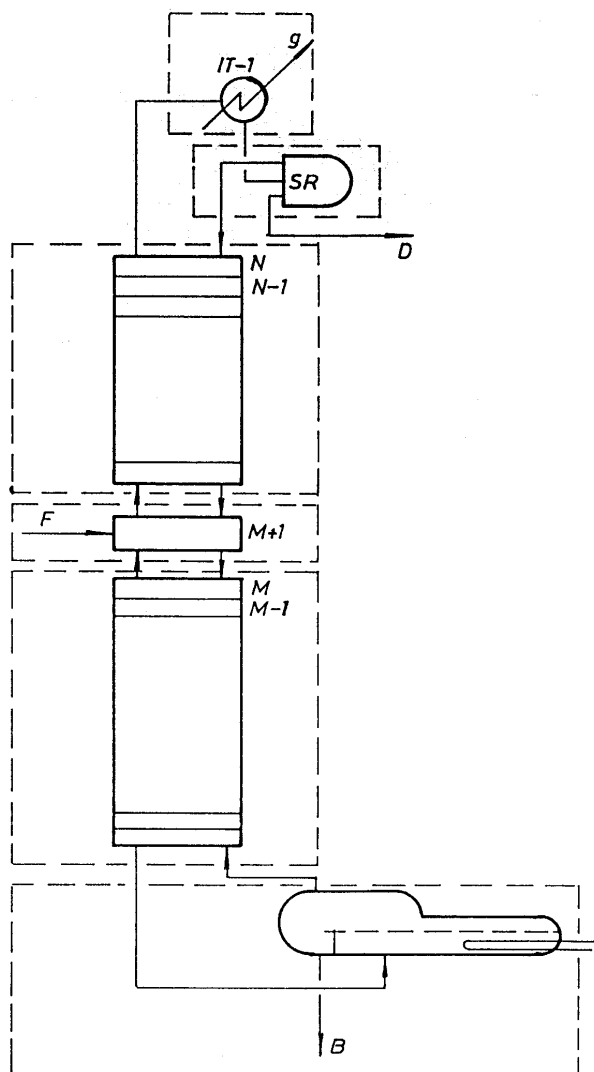
S obzirom da se neki elementi ponavljaju, recimo podovi u koloni, kod složenih uređaja se pojavljuju i tzv. repeticione promenljive  $N_r$ , tako da je ukupan broj promenljivih koje definišu složeni aparat ili proces definisan jednačinom:

$$N_v^e = \sum N_i^e + N_r \quad (3)$$

Međusobno povezivanje elemenata u složen sistem unosi i nova ograničenja  $N_c^n$ . Prema tome, da bi se definisao proces na postrojenju za destilaciju, projektant mora da specifikira neophodan broj promenljivih koji je definisan jednačinom:

$$N_i^n = N_v^n - N_c^n \quad (4)$$

Kod sistema koji grade azeotropne smeše najčešće se predlažu različita rešenja industrijskog postupka azeotropne rektifikacije. Zavisno od rešenja, koriste se dve ili tri kolone koje se povezuju neposredno ili preko pratećih elemenata. Pri tome azeotropna kolona ima najveći značaj za proces separacije. Za potpuno definisanje procesa separacije u ovoj koloni treba izvesti dosta komplikovan proračun. Praktično određivanje broja projektnih promenljivih koje projektant treba da specifikira da bi definisao proces separacije u azeotropskoj koloni, može se prikazati na sledeći način:



Slika 1. Azeotropska rektifikaciona kolona sa toplotnim kondenzatorom – separatorom kao raspodeljivačem refleksa i parcijalnim rebojlerom

Figure 1. Azeotropic distillation column with heat condenser as a separation unit and a reflux distributor and partial reboiler

Na slici 1 je prikazana azeotropska rektifikaciona kolona sa jednom šaržom, rebojlerom, totalnim kondenzatorom i separatorom dvofaznog kondenzata, koji služi ujedno i kao raspodeljivač refleksa. Kao što se vidi kolona ima šest elemenata od kojih svaki nosi određeni broj stepena slobode:

– totalni kondenzator:	C	+4
– separator kao raspodeljivač:	C	+4
– zona obogaćivanja:	$2C + 2N - (M + 1)$	+5
– šaržni pod:	3C	+8
– zona iscrpljivanja:	$2C + 2(M - 1)$	+5
– parcijalni rebojler:	C	+4

$$N_v^n = \sum N_i^e = 10C + 2N + 26$$

Između ovih šest elemenata postoji devet međutokova i svaki nosi (C+2) novih ograničenja, tako da je:

$$N_c^n = 9c + 18 \quad (5)$$

Kao što se vidi, broj stepena slobode koje projektant treba da specificira iznosi:

$$N_i^n = c + 2N + 8 \quad (6)$$

Tako, na primer, slučaj razdvajanja ternerne smeše potrebno je definisati sastav i protok šarže i specificirati kvalitet proizvoda koji se dobija na dnu azeotropne kolone. Time je unapred određeno tri promenljive. Od preostalih  $C+2N+5$  promenljivih obično se specificiraju:

– temperatura šarže na ulazu u kolonu	1 promenljiva
– pritisak na svakom podu, uključujući i rebojler	N promenljivih
– propuštanje toplote na svakom podu osim rebojlera	N-1 promenljivih
– propuštanje toplote u raspodeljivaču	1 promenljiva
<b>– UKUPNO</b>	<b>2N+1 promenljivih</b>

Pošto se u literaturi najčešće može pronaći kakav je sastav azeotropne smeše, a u laboratoriji proveriti raslojavanje njenog kondenzata, pogodno je specificirati:

– tok iz kondenzatora $L_R$	C+2 promenljive
– pritisak i temperaturu u raspodeljivaču	2 promenljive

Prethodno razmatranje azeotropne rektifikacione kolone sa separatorom umesto raspodeljivača prihvatljivo je samo u slučajevima kada je  $R_m$  manje od odnosa separacije n.

S obzirom da su veličine  $R_m$  i n nezavisne, a da se kod većine sistema azeotrop raslojava tako da je odnos separacije n manji od minimalnog refleksnog odnosa  $R_m$ , pored definisanja raslojavanja neophodno je definisati i minimalni refleksni odnos. Prema tome reč je o jednoj promenljivoj više koju treba definisati da bi bio određen proces separacije u koloni.

Specificiranjem navedenih promenljivih definiše se proces separacije u koloni. Sve ostale veličine vezane za tokove između elemenata, povezane su odgovarajućim zakonitostima. Primena neke od rigoroznih metoda proračuna omogućava njihovo izračunavanje tako da se dobijaju vrednosti svih promenljivih koje potpuno definišu kolonu kao složeni sistem. Pored specificiranih promenljivih, proračun raspodela komponenata (koncentracije) duž azeotropne kolone zahteva pretpostavljanje vrednosti nekih nespacificiranih promenljivih kako bi se započeo proračun koji će dati vrednosti tih promenljivih. Ovakav proračun se ponavlja sve dok se izračunate vrednosti promenljivih ne približe pretpostavljenim tako da se mogu uzeti kao tačne.

#### Praktičan prilaz pri projektovanju industrijskog postrojenja za destilaciju (rektifikaciju)

Izgradnja nekog postrojenja za destilaciju zahteva dobro poznavanje fenomena prenosa mase, toplote i količine kretanja. Pored toga, neophodno je znati koje

aparate treba ugraditi u postrojenje da bi se obezbedio tehnološki postupak proizvodnje. Kolona je svakako naj-složeniji uređaj za bilo koje postrojenje za rektifikaciju. U zavisnosti od složenosti separacije i broja produkata upotrebljavaju se jedna, dve ili više kolona. Prateću opremu čine izmenjivači toplote (predgrejači, kondenzatori, hladaci, rebojleri), separator, sudovi za raspodelu refleksa, prihvatni rezervoari, pumpe za transport fluida i slično. Oprema je međusobno povezana cevovodom i armaturom, a za neometano vođenje procesa neophodni su merni instrumenti (termometri i manometri). Rešavanje problema oko odabira vrste aparata i broja svakog od njih, zahteva dobro poznavanje konkretnog sistema koji treba separisati. Veliko iskustvo projektanta i njegova mašta u davanju rešenja za industrijsko postrojenje koje će omogućiti optimalno vođenje procesa uz minimalnu potrošnju energije, minimalnu opremu, cevovod i armaturu i merno regulacionu tehniku dragocen je doprinos u racionalizaciji investicionih troškova i optimizaciji proizvodnje.

Izradi tehnološkog projekta na osnovu koga se izvodi izgradnja postrojenja prethodi aproksimativan, a zatim rigorozan proračun za svaki element u koloni i svaki aparat u procesu. Za ovakav proračun potrebni su pre svega pouzdani ravnotežni i drugi fizičko-hemijski podaci o svakom sistemu u oblasti pritiska i temperatura pri koma se odvija proces separacije. Kompletan proračun obuhvata: deo koji se odnosi na separaciju komponenta pri ravnotežnoj raspodeli para-tečnost.

Prvi deo proračuna je komplikovan i obiman, a mora se izvesti za svaki sistem koji se razmatra. On daje rezultate vezane za maseni bilans, energetski bilans, broj podova u koloni, refluksni odnos, raspodelu (koncentraciju) komponenti duž kolone, pritisak i temperaturu na podovima, raspodelu faza i druge.

Na osnovu ovog proračuna predstoji lakši deo posla oko dimenzionisanja opreme.

Kao što je u uvodu predočeno u ovom prikazu se analizira metodologija proračuna procesa separacije u slučaju različitih azeotropnih sistema kao što su na primer etanol-voda-cikloheksan ili izopropanol-voda-cikloheksan. S obzirom da se u navedenim sistemima radi o trokomponentnim smešama proračun se izvodi kao i u slučaju višekomponentnih smeša. Procedura pri proračunu je sledeća:

1. Izvede se preliminarni proračun koji obuhvata izbor kompletne opreme, materijalni bilans i predprojekttnu ocenu troškova. Na osnovu predprojektne ocene troškova približno se određuju najekonomičniji operativni uslovi, što podrazumeva procenu refluksnog odnosa i ocenu prečnika i visine kolone.

2. Izvedu se rigorozna izračunavanja sastava na podovima, tačnije se odrede sastavi produkata i utvrđuje položaj šaržnog mesta.

3. Kad su izračunati uslovi raspodele u koloni, pristupa se mehaničkom projektovanju kolone i prateće

opreme. Preliminarni proračun ima takođe svoj redosled koji se približno može ovako sagledati:

- a) Utvrdi se koji parametri su poznati, obično od kakve šarže se polazi i kakav kvalitet produkata se zahteva. Proceni se neophodna oprema i predloži idejno rešenje. Na osnovu toga postavi se dispozicija opreme kako bi se mogao izvesti materijalni bilans.

- b) Sakupe se ravnotežni podaci o fizičkim osobinama komponenta u oblasti temperatura i pritiska u kojoj se rektifikacija odigrava.

- c) Na osnovu ravnotežnih podataka para-tečnost pomoću raznih aproksimativnih metoda izračunaju se granične vrednosti  $N_m$  i  $R_m$ . Zatim se koristi Gillilandov dijagram iz kog se odredi operativni refluksni odnos  $R$ , i realan broj podova  $N$ , što omogućava aproksimativno izračunavanje operativnih i investicionih troškova.

Mada se aproksimativnim proračunom mogu izračunati svi bitni parametri, rezultati proračuna nisu dovoljno pouzdani. Kod kompleksnih neidealnih sistema kao što su azeotropni, pogotovu kada se u industrijskim razmerama razdvajaju zaprljane smeše u kojima se pored osnovnih komponenta pojavljuju i neke druge, greške su značajne. Može se pokazati da rezultati dobijeni rigoroznim metodama proračuna znatno odstupaju. Iz tog razloga, za precizno definisanje uslova na podovima, treba izvesti tačan proračun nekom od rigoroznih metoda za proračun. U ovom preglednom radu se razmatra klasična Lewis-Matheson-ova metoda.

#### LEWIS-MATHESON-ova metoda

Ova metoda bazira na istim principima kao i McCabe-Thiele-ova i Ponchon-Savarit-ova metoda. Do sastava na podovima dolazi se naizmeničnim korišćenjem ravnotežnih odnosa i materijalnog bilansa u proračunu od poda do poda. Na taj način se direktno otkriva šaržni pod.

Za izvođenje proračuna po Lewis-Matheson-ovoj metodi neophodno je specificirati: sastav šarže, pritisak u koloni, raspodelu lake i teške ključne komponente (LKK i TKK, respektivno), refluksni odnos i optimalni položaj šaržnog poda. Procedura se izvodi po sledećem redosledu:

1. Lakše isparljivih komponenta od lake ključne komponente nema u produktu na dnu, a teže isparljivih od teške ključne komponente nema u destilatu.

2. Na osnovu temperature rose, za sastav pare sa vrha kolone, određuje se pritisak u koloni.

3. Refluks predstavlja sastav povratne tečnosti iz kondenzatora na temperaturi rose.

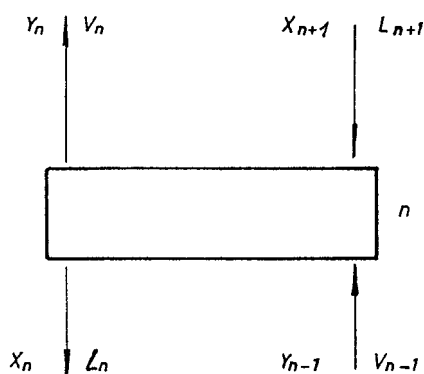
4. Specificira se refluksni odnos i na osnovu materijalnog bilansa proračuna sastav pare na vrhu. Temperatura na najvišem podu se izračunava preko temperature rose.

5. Na osnovu sastava produkata sa dna i temperatura proključavanja izračuna se temperatura u rebojleru.

6. Izračunava se ravnotežna raspodela šarže na ocenjenim uslovima  $P$  i  $T$  na šaržnom podu, para odlazi

u zonu obogaćivanja, a tečnost u zonu iscrpljivanja. Postavlja se toplotni bilans za tečni i parni tok. Tečni i parni tok se po Lewis–Matheson–u ne menjaju duž kolone.

7. Proračun od poda do poda se izvodi na sledeći način: Idući od vrha kolone prema šaržnom podu, na osnovu temperature rose i sastava u pari  $V_n$  određuje se sastav tečnosti  $L_n$ , koja se sliva sa poda  $n$ , zatim se na osnovu operativnih linija izračunava sastav pare  $V_{n-1}$  (slika 2). Idući od dna kolone prema šaržnom podu iz sastava tečnosti  $L_m$  na podu  $m$ , na osnovu temperature proključavanja određuje se temperatura i sastav pare koja se diže sa tog poda  $V_m$ , a iz operativnih linija zone iscrpljivanja sastav tečnosti  $L_{m+1}$ , koja se sliva sa poda  $m+1$ .



Slika 2. Šematski prikaz teoretskog poda  $n$   
Figure 2. Scheme of the  $n^{\text{th}}$  theoretical stage

8. Prema koncentracijama koje se dobijaju računanjem od vrha ka dnu i od dna kolone prema vrhu utvrđuje se da li se nalazimo iznad  $R_m$ , ako to već nismo utvrdili nekom od poznatih metoda za izračunavanje  $R_m$  kod multikomponentnih smeša. O ovome se posebno vodilo računa dok nisu postojale dovoljno pouzdane metode za određivanje  $R_m$ .

9. Pri proračunu od dna prema vrhu kolone šaržni pod se određuje kao prethodni od poda za koje je  $(x_{ik}/x_{ik})_n > (x_{ik}/x_{ik})_m$ , a pri proračunu od vrha prema dnu kao prethodni od poda za koje je  $(y_{ik}/y_{ik})_m > (y_{ik}/y_{ik})_n$ .

Proračun na osnovu temperature rose i temperature proključavanja je proizašao iz modela idealnog teorijskog stupnja. Prema ovom modelu na pod  $n$  dolazi tečnost  $L_{n+1}$  sa višeg (vidi sliku 2), i para  $V_{n-1}$  sa nižeg stupnja. Ovi tokovi se intenzivno mešaju i ostaju dovoljno dugo u intimnom kontaktu tako da stupanj  $n$ , napuštaju kao para  $V_n$  i tečnost  $L_n$  koji su uravnoteženi. Ravnotežno stanje na podu karakteriše jednakost temperature i pritiska tokova  $V_n$  i  $L_n$ .

Ako se za paru  $V_n$ , sastava  $y_n$  i tečnosti  $L_n$  sastava  $x_n$  koji su u ravnoteži, primeni pravilo faza:

$$F = C - P + 2 \quad (7)$$

za  $k$ -komponentni dvofazni sistem,  $C=k$  i  $P=2$  broj stepena slobode koji treba specificirati,  $F$ , dat je jednačinom:

$$F = k \quad (7a)$$

Dovoljno je da se specificira sastav u pari ( $y_1, y_2, \dots, y_{k-1}$ ) i pritisak na podu, pa da se na osnovu temperature rose odredi sastav tečnosti ( $x_1, x_2, x_3, \dots, x_k$ ) ili na osnovu sastava u tečnosti ( $x_1, x_2, x_3, \dots, x_{k-1}$ ) i pritiska na podu na osnovu temperature proključavanja da se izračuna sastav u pari ( $y_1, y_2, y_3, \dots, y_k$ ).

Proračun ravnotežnih sastava na idealnom podu zavisi od načina na koji su saopšteni ravnotežni podaci. Oni se u literaturi sreću u obliku koeficijenta raspodele  $K_i$ , relativnih isparljivosti  $\alpha_{ij}$ , a kod multikomponentnih sistema najčešće proračunavaju.

Kod sistema čije se ponašanje može opisati Raoulovim i Daltonovim zakonom za proračun se mogu koristiti krive napona pare komponentata  $P_i^0 = f(T)$ .

### Proračun preko parcijalnih pritisaka

Kod ovog proračuna se polazi od pretpostavke da se i para i tečnost ponašaju kao idealne smeše. Za proračun niz kolonu koriste se sledeće dve jednačine:

$$x_{n,i} = \frac{y_{n,i}/P_i^0}{\sum y_{n,i}/P_i^0} \quad (8)$$

i

$$\sum x_{n,i} P_i^0 = P_n \quad (9)$$

a za proračun uz kolonu jednačina:

$$y_{n,i} = \frac{P_i^0 x_{n,i}}{\sum P_i^0 x_{n,i}} \quad (10)$$

iterativna promenljiva je temperatura.

Kod proračuna niz kolonu poznat je sastav pare  $y_{n,i}$  i pritisak na podu  $P_n$ , a izračunava se sastav tečnosti koja se sliva sa poda  $x_{n,i}$ . Postupak je sledeći: oceni se temperatura na podu  $i$  iz krivih napona pare  $P_i^0 = f(T)$  odrede vrednosti  $P_i^0$ . Izračunaju se odnosi  $(y_{n,i}/P_i^0)$  i  $\sum (y_{n,i}/P_i^0)$  i na osnovu jednačine (8) proračuna sastav  $x_{n,i}$ . Zatim se na osnovu sastava tečnosti proveriti ukupni pritisak pomoću jednačine (9). Postupak se ponavlja sa novom temperaturom sve dok se izračunati pritisak ne približi specificiranom na podu  $P_n$  tako da greška bude manja od dozvoljene.

Kod proračuna uz kolonu poznat je sastav u tečnosti  $x_{m,i}$  i pritisak na podu  $P_m$ , a izračunava se sastav pare koja se diže sa poda  $y_{m,i}$ . Za pretpostavljenu temperaturu na podu  $m$  izračunava se  $(x_{m,i}P_i^0)$  i  $\sum (x_{m,i}P_i^0)$  koja se upoređuje sa specificiranim pritiskom  $P_m$ . Nova temperatura se pretpostavlja sve dok se ne ispunilo uslov:

$$|P_m - \sum (x_{m,i}P_i^0)| \leq \delta \quad (11)$$

Zatim se iz jednačine (10) za poslednje vrednosti  $P_i^0$  izračunava sastav pare  $y_{m,i}$ .

### Proračun preko K-vrednosti

Procedura je analogna kao i u prethodnom proračunu, jedino što se ravnotežna izračunavanja izvode korišćenjem jednačina (12) i (13).

$$\text{Kada se računa uz kolonu: } y_{m,i} = K_{m,i}x_{m,i} \quad (12)$$

$$\text{Kada se računa niz kolonu: } x_{n,i} = y_{n,i}/K_{n,i} \quad (13)$$

K – vrednosti se često nalaze u vidu tabela ili De Pristerovih nomograma povezujući pritiske i temperature. U tom slučaju K se uzima na pritisku i temperaturi koja je ocenjena za posmatrani pod. Provera da li je ocenjena tačna temperatura preko tačke rose, odnosno temperature proključavanja, vrši se iz jednačine (14), odnosno jednačine (15).

Za temperaturu rose:

$$\sum \left( \frac{y_{n,i}}{K_{n,i}} \right) = 1 \quad (14)$$

Za temperaturu proključavanja:

$$\sum (K_{m,i}x_{m,i}) = 1 \quad (15)$$

Ako se suma razlikuje za više od dva procenta od jedinice, ocenjuje se nova temperatura i izračunavanje ponavlja.

Inače koncentracije se izračunavaju iz:

$$y_{m,i} = \frac{K_{m,i}x_{m,i}}{\sum K_{m,i}x_{m,i}} \quad (16)$$

ili

$$x_{n,i} = \frac{y_{n,i}/K_{n,i}}{\sum y_{n,i}/K_{n,i}} \quad (17)$$

### Proračun preko relativne isparljivosti

Ako je poznata relativna isparljivost komponenata  $\alpha_{i,r}$ , ravnotežna izračunavanja se izvode pomoću sledećih jednačina:

za proračun uz kolonu

$$y_{m,i} = \frac{\alpha_{m,i,r}x_{m,i}}{\sum (\alpha_{m,i,r}x_{m,i})} \quad (18)$$

za proračun niz kolonu:

$$x_{n,i} = \frac{y_{n,i}/\alpha_{n,i,r}}{\sum (y_{n,i}/\alpha_{n,i,r})} \quad (19)$$

Proračun preko relativnih isparljivosti ima nedostatak jer ne daje temperaturni profil duž kolone. Međutim, mali uticaj temperature na relativnu isparljivost omogućava da se za zonu iscrpljivanja i zonu obogaćivanja mogu koristiti odgovarajuće srednje vrednosti. Mada sastavi na pojedinim podovima nisu sasvim ispravni, sastavi krajnjih podova su dovoljno tačni.

Relativna isparljivost se u literaturi najčešće daje u funkciji od sastava, što je naročito pogodno za proračun

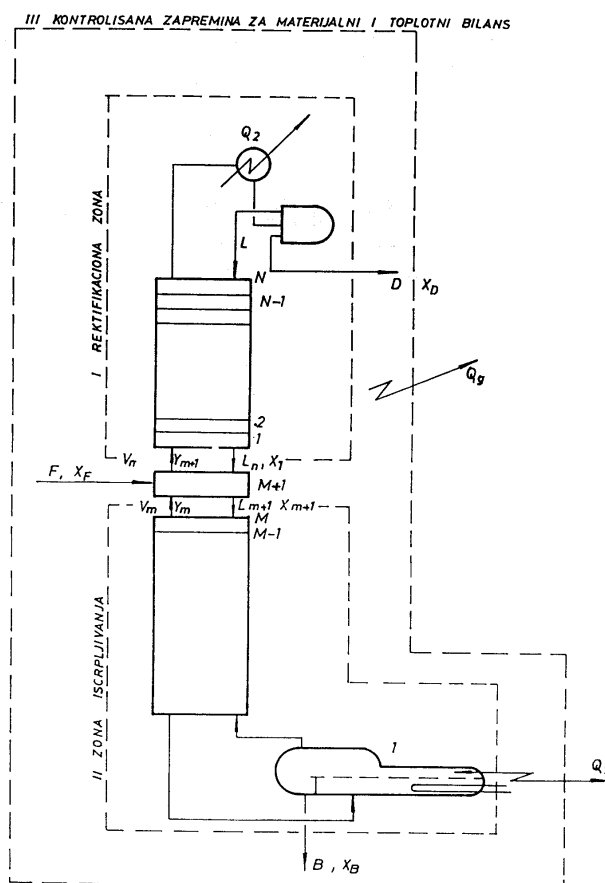
od dna prema vrhu kolone. Procedura je sledeća: iz poznatog sastava tečnosti na podu m, očita se vrednost  $\alpha_{m,i,r}$  sa dijagrama i primenom jednačine (18) izračuna sastav pare koja se diže sa tog poda.

Proračun od vrha prema dnu kolone se izvodi metodom pokušaja i greške. Za poznat sastav pare  $y_{n,i}$  pretpostave se vrednosti  $\alpha_{n,i,r}$  i iz jednačine (19) izračuna sastav tečnosti koja se sliva sa poda  $x_{n,i}$ . Zatim se za izračunati sastav tečnosti sa dijagrama očitaju vrednosti  $\alpha_{n,i,r}$ . Postupak se ponavlja sve dok razlika između pretpostavljenih i očitanih vrednosti  $\alpha_{n,i,r}$  ne postane zanemarljiva.

Metoda proračuna preko relativne isparljivosti se često koristi kod trojnih azeotropnih sistema.

### Materijalni bilans

Ako se posmatra destilaciona kolona, (slika 3), sa jednim ulazom šarže  $F_i$  i dva izlazna produkta B i D, za multikomponentnu smešu od N komponenata može se napisati N nezavisnih jednačina materijalnog bilansa. To su:



Slika 3. Šematski prikaz ulaznih i izlaznih energetskih i materijalnih tokova kod azeotropne kolone

Figure 3. Scheme of the inlet and outlet streams and energy flow of an azeotropic column

$$F \cdot x_{F1} = D \cdot x_{D1} + B \cdot x_{B1}$$

$$F \cdot x_{F2} = D \cdot x_{D2} + B \cdot x_{B2}$$

.....  
.....

$$F \cdot x_{F,N-1} = D \cdot x_{D,N-1} + B \cdot x_{B,N-1}$$

$$F \cdot x_{F,N} = D \cdot x_{D,N} + B \cdot x_{B,N}$$

Pored toga za svaki tok važi:

$$x_{F1} + x_{F2} + x_{F3} + \dots + x_{F,N} = 1$$

$$x_{D1} + x_{D2} + x_{D3} + \dots + x_{D,N} = 1 \quad (21)$$

$$x_{B1} + x_{B2} + x_{B3} + \dots + x_{B,N} = 1$$

Ukupno  $N + 3$  jednačine

Obično je poznata količina šarže i njen sastav. To su sledeće promenljive:  $F, x_{F1}, x_{F2}, x_{F3}, \dots, x_{F,N-1}$  (ukupno  $N$ ) a treba odrediti:  $x_{F,N}, D, x_{D1}, x_{D2}, \dots, x_{D,N}, B, x_{B1}, x_{B2}, \dots, x_{B,N}$  (ukupno  $(2N+3)$  promenljivih). Znači neophodno je specificirati  $N$  novih promenljivih, kako bi se rešio sistem od  $N+3$  jednačina.

Rešavanjem sistema jednačina definiše se protok svih komponentata u šarži  $F$  i produktima  $B$  i  $D$ . Veza između parnog i tečnog toka duž kolone ostvaruje se postavljanjem materijalnog bilansa za zonu iscrpljivanja i zonu obogaćivanja (rektifikacionu zonu).

Zona obogaćivanja:

ukupni bilans:

$$V_{n-1} = L_n + D$$

bilans za komponentu  $i$ :

$$y_{n-1,i} V_{n-1} = x_{n,i} L_n + x_{D,i} D \quad (22)$$

Zona iscrpljivanja:

ukupni bilans:

$$L_m = V_{m-1} + B$$

bilans za komponentu  $i$ :

$$L_m x_{m,i} = V_{m-1} y_{m-1,i} + B x_{B,i} \quad (23)$$

Kod realnih sistema toplota rastvaranja je različita od nule, tako da se tokovi duž kolone menjaju. Međutim, za proračun od poda do poda po Lewis–Matheson– ovoj metodi, usvaja se da su tokovi konstantni. Time se pravi greška u tačnom određivanju sastava na podovima, ali je ukupna greška u sastavu produkata prihvatljiva. Imajući prethodni uslov u vidu, transformacijom jednačina za bilans komponente  $i$  u rektifikacionoj zoni i zoni iscrpljivanja, dobijaju se jednačine (24) i (25):

$$y_{n-1,i} = \frac{R}{R+1} x_{n,i} + \frac{x_{D,i}}{R+1} \quad (24)$$

$$m_i = \frac{V_m}{L_m} y_{m-1,i} + \frac{B}{L_m} x_{B,i} \quad (25)$$

Navedene jednačine povezuju koncentracije molažećih tokova, tako da sa jednačinama koje povezuju ravnotežne koncentracije na podu, omogućava proračun od poda do poda.

## Toplotni bilans

Ukupni toplotni bilans kolone sa jednim ulazom šarže  $F$  i produktima sa vrha i dna,  $D$  i  $B$ , može se predstaviti jednačinom:

$$F \cdot H_F + Q_B = B \cdot H_B + D \cdot H_D + Q_D + Q_g \quad (26)$$

Za izračunavanje toplotnih tokova vezanih za šaržu  $F$  i produkte  $B$  i  $D$ , treba znati sastave navedenih materijalnih struja i njihove toplotne karakteristike.

Kod neidealnih sistema, pored specifičnih i latentnih toplota komponentata, za tačno izračunavanje toplote koju sa sobom nosi materijalni tok, neophodno je uzeti u obzir i toplote rastvaranja.

Toplote rastvaranja obično nisu poznate pa se projektovanje zasniva na aproksimativnom proračunu. Iz tog razloga sledi prikaz procene potrošnje toplote u procesu. Najčešći primer u praksi je da šarža u kolonu ulazi kao ključala tečnost, a destilat  $D$  i ostatak  $B$  napuštaju kondenzator, odnosno rebojler na svojoj temperaturi kondenzacije, odnosno temperaturi proključavanja.

Kao prva aproksimacija usvaja se jednakost:

$$F \cdot H_F = B \cdot H_B + D \cdot H_D \quad (27)$$

Druga aproksimacija je da kolona radi pod adijabatskim uslovima

$$Q_g = 0 \quad (28)$$

Uz navedene aproksimacije jednačina (26) se svodi na oblik:

$$Q_B \approx Q_D \quad (29)$$

Toplota koju treba dovesti na dno kolone približno je jednaka toploti kondenzacije. Toplota kondenzacije  $Q_D$  se izračunava iz jednačine (30):

$$Q_D = (R + 1) D \cdot r \quad (30)$$

Vidi se da je za aproksimativan proračun toplotnog bilansa kolone, dovoljno odrediti refleksni odnos  $R$ , protok destilata  $D$  i,  $r$ , molarnu toplotu kondenzacije pare sa vrha kolone.

Pri projektovanju rebojlera za proračun se uzima do 10% veća toplota od toplote kondenzacije. Bez obzira da li se izvodi rigorozan ili približan proračun toplotnog bilansa, neophodno je da se pomoću poznatih metoda (aproksimativnih i rigoroznih) izračuna minimalni refleksni odnos  $R_m$ .

## Ključne komponente

Problem separacije multikomponentnih znatno je složeniji od separacije binarnih. smeša Da bi neku  $n$ -komponentnu smešu razdvojili na komponente, postrojenje mora da ima  $(n-1)$  kolonu. Ovakva rešenja su investiciono nepovoljna, a karakteriše ih i velika potrošnja energije. Na sreću, iz polazne smeše, po pravilu, treba izdvojiti jednu ili nekoliko korisnih komponentata, tako da je broj produkata separacije znatno manji. Da bi se došlo do optimalnog rešenja što se broja kolona tiče, neophodna je pouzdana analiza sastava polazne smeše i na osnovu toga izbor korisnih komponentata koje treba

izdvojiti. Razdvajanje polazne smeše na grupe korisnih komponenata, pored racionalizacije u broju kolona, omogućava uprošćavanje proračuna separacije. Naime, pažljivim odabirom dve komponente koje reprezentuju produkte, proračun separacije multikomponentnih smeša se svodi na proračun separacije binarnih smeša. Lakše isparljiva od dve odabrane komponente je najisparljivija komponenta specificirana u produktu sa dna i naziva se laka ključna komponenta (LKK). Teže isparljiva je najneisparljivija komponenta specificirana u produktu na vrhu kolone i naziva se teška ključna komponenta (TKK). Proračunom razdvajanja LKK od TKK ustvari se definiše razdvajanje polazne smeše na produkt sa dna kolone u kome se nalazi najvećim delom TKK kao i komponente koje su teže isparljive od nje. Prema tome, pravilan izbor LKK i TKK lake i teške ključne komponente daje mogućnost procene približnog broja podova za separaciju polazne multikomponentne smeše.

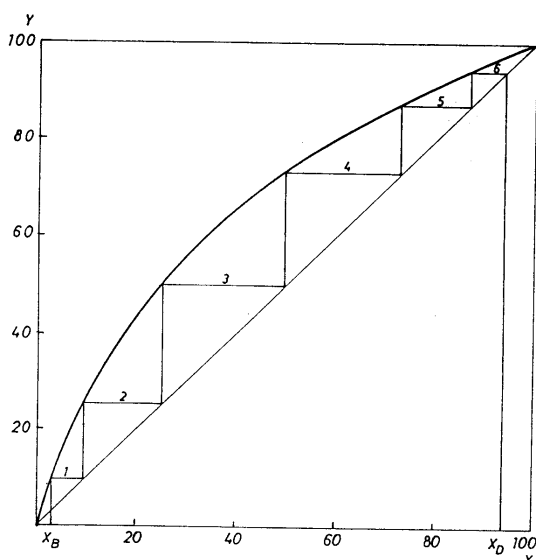
### Minimalni broj teorijskih podova $N_m$ i minimalni refleksni odnos $R_m$

Separaciju bilo koje multikomponentne ili binarne smeše na koloni sa beskonačnim brojem teorijskih podova karakterišu dva granična stanja rada, to su:

- rad kolone pri totalnom refleksu
- rad kolone pri minimalnom refleksnom odnosu.

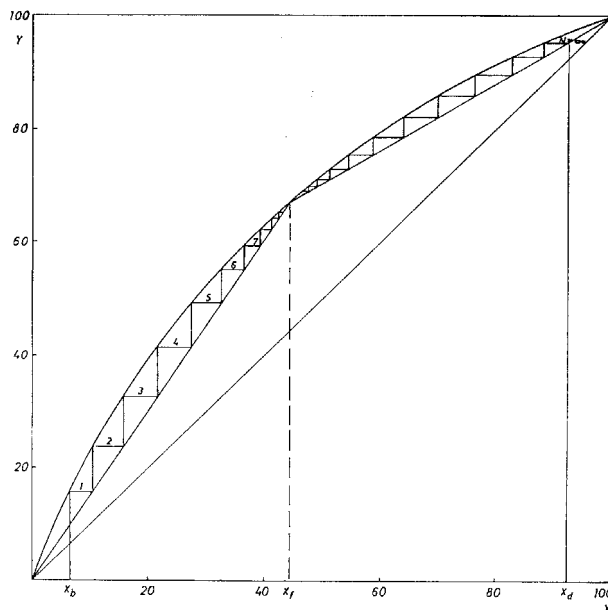
Rad kolone pri totalnom refleksu, karakteriše maksimalna pogonska sila za razmenu mase, tako da se željeno razdvajanje od  $x_B$  do  $x_D$  za binarni sistem ostvari na minimalnom broju teorijskih podova  $N_m$  (slika 4).

Praktično, preostalih ( $\infty - N_m$ ) podova nije potrebno da bi se ostvarilo željeno razdvajanje. Za rad pri minimalnom refleksnom odnosu karakteristično je da postoji oblast koncentracije gde operative linije tangira-



Slika 4. Primer razdvajanja binarnog sistema pri  $R = 8$ ; minimalni broj teorijskih podova  $N_m = 6$ ;  $X, Y$  – koncentracija lakše isparljive komponente u tečnosti i pari, mol%

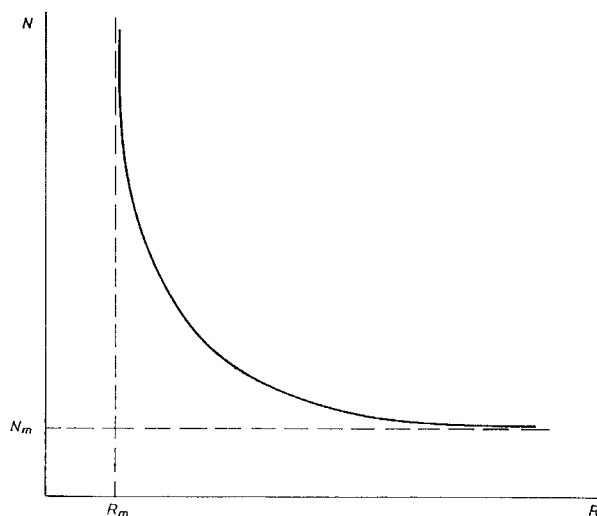
Figure 4. Example of a binary system separation at  $R = 8$ ; the minimal number of theoretical stages  $N_m = 6$ ;  $X, Y$  – concentration of the lighter component in the liquid and vapor phase, mol%



Slika 5. Primer razdvajanja binarnog sistema pri  $R = R_m$ ;  $X, Y$  – koncentracija lakše isparljive komponente u tečnosti i pari, mol%  
Figure 5. Example of a binary system separation at  $R = R_m$ ;  $X, Y$  – concentration of the lighter component in the liquid and vapor phase, mol%

ju ili seku ravnotežnu liniju tako da pogonska sila za razmenu mase teži nuli. Da bi se desila konačna promena koncentracije u toj oblasti neophodan je veliki broj teorijskih podova. Željeno razdvajanje od  $x_B$  do  $x_D$  pri minimalnom refleksnom odnosu može se postići samo ako svi podovi,  $N = \infty$  u koloni, rade kao ravnotežni (slika 5).

Određivanje  $N_m$  i  $R_m$  je od velikog značaja za određivanje radnog refleksnog odnosa  $R$  i potrebnog broja podova  $N$  koji će obezbediti željenu separaciju polazne smeše u praksi (slika 6).



Slika 6. Prikaz krive zavisnosti broja podova od refleksnog odnosa kod binarnih sistema

Figure 6. Relationship between the number of theoretical stages and the reflux ratio of a binary system

Aproksimativan proračun minimalnog broja teorijskih podova  $N_m$  i minimalnog refluksnog odnosa  $R_m$  kod multikomponentnih smeša realizuje se preko ključnih komponenata.

Metodologija proračuna je identična kao kod binarnih smeša, s tim što se umesto sastava  $y', x'$  za tačku ukliještenja, uzimaju sastavi ključnih komponenata u pari i tečnosti u zonama ukliještenja.

### Minimalni broj teorijskih podova $N_m$

Uslove separacije u rektifikacionoj koloni, pored ravnotežnih podataka diktiraju i materijalni tokovi L i V.

Najefikasnije razdvajanje kolone sa određenim brojem podova postiže se pri radu pod totalnim refluksom. Podatak o minimalnom broju podova,  $N_m$ , je veoma koristan. Iskustveno je utvrđeno da kolona sa dvostruko većim brojem podova,  $N = 2N_m$ , obezbeđuje zahtevanu separaciju, pri radnom refluksnom odnosu. Posmatrajući multikomponentne sisteme kod kojih se  $\alpha_{ik,tk}$  malo menja sa koncentracijom, Fenski je izveo važnu jednačinu za aproksimativno izračunavanje minimalnog broja teorijskih podova.

$$N_m = \frac{\log [(X_{ik}/X_{ik})_D (X_{tk}/X_{tk})_B]}{\log \alpha_{sr}} \quad (31)$$

Srednja relativna isparljivost  $\alpha_{sr}$  data je jednačinom:

$$(\alpha_{ik,tk})_1 (\alpha_{ik,tk})_2 \dots (\alpha_{ik,tk})_N = [(\alpha_{ik,t})_B (\alpha_{ik,t})_D]^{1/2} = \alpha_{sr} \quad (32)$$

Za smeše kod kojih se relativne isparljivosti vrha i dna znatno razlikuju,  $(\alpha_{ik,tk})_D > 4 (\alpha_{ik,tk})_B$ , minimalni broj teorijskih podova se određuje proračunom od poda do poda uz korišćenje ravnotežnih podataka i operativne linije.

$$x_{n,i} = y_{n-1,i} \quad (33)$$

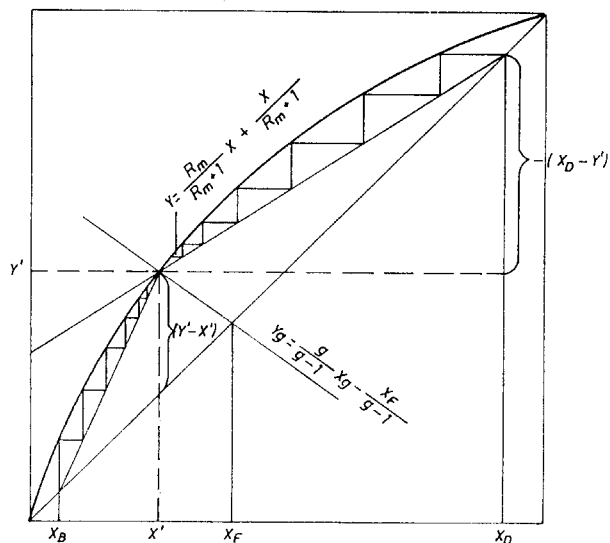
### Minimalni refluksni odnos $R_m$

Kod binarnih smeša minimalni refluksni odnos se određuje iz nagiba gornje operativne linije koja prolazi kroz tačku preseka ravnotežne i q-linije (slika 7).

$$R_m = \frac{x_D - y'}{y' - x'} \quad (34)$$

Sastav destilata je obično poznat, treba znati sastav i toplotne karakteristike šarže, kao i podatke o ravnoteži na uslovima separacije, kako bi se odredili sastavi  $y', x'$  i na osnovu jednačine (34) izračunao minimalni refluksni odnos  $R_m$ .

Karakterističan slučaj je kada šarža ulazi kao tečnost na temperaturi ključanja i pritisku poda, q - linija je vertikala kroz apcisu  $x_F$ ,  $x'$  se poklapa sa  $x_F$  a  $y' = kx_F$  (slika 5). Koordinate tačke ukliještenja ( $y', x'$ ), za određeni binarni sistem zavise samo do q - linije i ravnotežne krive.



Slika 7. Određivanje minimalnog refluksnog odnosa  $R_m$  kod binarnog sistema. U kolonu ulazi smeša zasićene pare i ključale tečnosti.

Figure 7. Determination of the minimal reflux ratio  $R_m$  in a binary system. The column feed is a mixture of saturated vapor and boiling liquid.

Fenski i Underwood su razmatrajući tačku ukliještenja kod binarnog sistema izveli jednačinu za aproksimativno izračunavanje  $R_m$  koristeći pri tome aproksimacije (a) i (b):

a. U oblasti tačke ukliještenja promena sastava pare i tečnosti na susjednim podovima je mala, tako da se može usvojiti:

$$y_{n-1} = y_n \quad (35)$$

$$x_{n-1} = x_n \quad (36)$$

b. Sastavi pare i tečnosti pri ravnotežnoj destilaciji šarže na pritisku i temperaturi šaržnog poda se uzimaju za sastave tačke ukliještenja.

Smenjujući jednačinu (35) u jednačinu (24) za komponente A i B uz odgovarajuće transformacije dobija se važna jednačina:

$$R_m = \frac{1}{\alpha_{AB} - 1} \left[ \frac{x_{DA}}{x_{nA}} - \alpha_{AB} \frac{x_{DB}}{x_{nB}} \right] \quad (37)$$

Jednačina (37) se svodi na jednačinu (34) ako se uzme da je  $x_{nA} = x'_A$ ;  $x_{nB} = x'_B$  i  $\alpha_{AB} = y'_A x'_B / x'_A y'_B$  što odgovara prethodnoj aproksimaciji (b).

Aproksimativan proračun  $R_m$  kod multikomponentnih smeša identičan je proračunu kod binarnih, s tim što se umesto komponente A uzima LKK, a TTK umesto komponente B. Fizičko stanje  $R_m$ , kod multikomponentnih smeša karakteriše donja i gornja zona ukliještenja i intermedijarna zona. Prema načinu na koji se određuju sastavi  $x_{nA}$  i  $x_{nB}$  postoje različite jednačine za izračunavanje minimalnog refluksnog odnosa. Sledi prikaz nekoliko najvažnijih jednačina:

### FENSKE – UNDERWOOD–ova jednačina

Ova jednačina je ustvari jednačina (37) primenjena na razdvajanje lake od teške ključne komponente.

$$R_m = \frac{1}{(\alpha_{l,k,t})_{sr} - 1} \left[ \frac{X_{D,lk}}{X_{n,lk}} - (\alpha_{l,k,t})_{sr} \frac{X_{D,tk}}{X_{n,tk}} \right] \quad (38)$$

Relativna isparljivost  $(\alpha_{l,k,t})_{sr}$  se uzima kao srednja vrednost za šaržu na temperaturi pada i tečnost na najvišem podu kolone, dok se za sastave  $x_{n,lk}$  i  $x_{n,tk}$  uzimaju sastavi  $x_{F,lk}$  i  $x_{F,tk}$ . Tačnost ove aproksimativne metode nije velika. Colburn je uveo poboljšanje dajući dva izraza na osnovu kojih se mogu aproksimativno izračunati koncentracije ključnih komponenata u gornjoj zoni ukleštenja. Ove se koncentracije onda upotrebljavaju na mesto šaržnih koncentracija u Fenske Underwood–ovoj jednačini.

Colburnovi izrazi:

$$x_{n,lk} = \frac{r_F}{(1 + r_F) (1 + \sum \alpha_{t,tk} x_{Ft})} \quad (39)$$

$$x_{n,tk} = \frac{x_{n,lk}}{r_F} \quad (40)$$

$r_F$  – predstavlja odnos LKK prema TKK na šaržnom podu, koji se uzima da je jednak odnosu u šarži.

$\sum \alpha_{t,tk} x_{Ft}$  – predstavlja sumu svih komponenata koje su teže od TKK u tečnom delu šarže.

### UNDERWOOD–ova rigorozna metoda

Underwood je izveo dve jednačine koje se striktno mogu upotrebiti samo kad se relativne isparljivosti komponenata ne razlikuju više od 10% u čitavoj koloni.

To su jednačine:

$$\sum_r \frac{\alpha_{rt} x_{Fr}}{\alpha_{rt} - \theta} = 1 - q \quad (41)$$

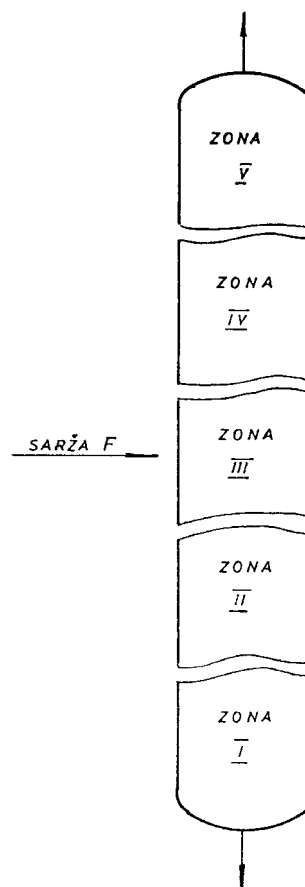
$$\sum_r \frac{\alpha_{rt} x_{Dr}}{\alpha_{rt} - \theta} = 1 + R_m \quad (42)$$

Vrednosti relativne isparljivosti komponente  $r$  u odnosu na najteže isparljivu komponentu  $t$  se određuju na temperaturi ključanja šarže. Veličina  $q$  je definisana kao odnos količine toplote potrebne za otparavanje jednog mola šarže prema molarnoj latentnoj toploti šarže. Rešenje jednačine (41) je ona vrednost  $\theta$  koja se nalazi između vrednosti relativnih isparljivosti ključnih komponenata.

### Robbinson–Gilliland–ova metoda

Osnovna postavka ove metode bazira na postojanju donje i gornje zone ukleštenja, kada kolona radi pri minimalnom refluksnom odnosu. Koncentraciona distribucija komponenta duž kolone se predstavlja sa pet različitih zona iako stvarni prelaz između zona nije oštar (slika 8).

PRODUKT SA VRHA SADRŽI: MALU KOLIČINU t.K.K, GRO L.K.K, I CELOKUPNU KOLIČINU LAKŠIH OD L.K. KOMPONENTE



PRODUKT SA DNA SADRŽI: MALU KOLIČINU L.K.K, GRO t.K.K, I CELOKUPNU KOLIČINU TEŽIH OD T.K. KOMPONENTE

Slika 8. Šema koncentracione distribucije komponenata višekomponentne smeše pri minimalnom refluksnom odnosu  
Figure 8. Scheme of the concentration distribution of the components of a multicomponent mixture at the minimal reflux ratio

Zona I ima konačan broj podova, na kojima se koncentracija LKK od vrha prema dnu, smanji na željenu vrednost.

Zona II ima beskonačan broj podova, na kojima se koncentracije LKK i teže isparljivih od nje beznačajno menjaju, tako da se može usvojiti:

$$x_{n-1,i} = x_{n,i} = x_{n+1,i} = \dots = x_{\infty,i} \quad (43)$$

$$y_{n-1,i} = y_{n,i} = y_{n+1,i} = \dots = y_{\infty,i} \quad (44)$$

Ovo je zona ukleštenja lake ključne komponente i teže isparljivih komponenata od nje. Koncentracije ovih komponenata su značajne, a koncentracija lakših od LKK su zanemarljive.

Zona III obuhvata nekoliko podova ispod i nekoliko iznad šaržnog poda, u njoj se dešava retrogradna rektifikacija lake ključne komponente i teške ključne komponente osim krajnjih podova, na ostalim podovima egzistiraju sve komponente multikomponentne smeše.

Zona IV ima beskonačan broj podova kao i zona II, koncentracija teške ključne komponente i lakše isparljivih od nje se malo menja, tako da važe jednakosti (43) i (44). Ovo je zona ukleštenja TKK i lakše isparljivih komponentata od nje. Koncentracije teže isparljivih od TKK su zanemarljive.

Zona V ima konačan broj podova kao i zona I. U ovoj zoni se koncentracija TKK smanji na željenu vrednost.

Ovakvo predstavljanje koncentracione distribucije u koloni i odgovarajuće aproksimacije omogućavaju relativno lako određivanje sastava pare i tečnosti u zonama ukleštenja II i IV. Iz poznatih sastava lako se izračunava minimalni refluksni odnos  $R_m$ . Praktično određivanje sastava pare i tečnosti gornje zone ukleštenja vrši se uz korišćenje jednačina (45) i (46), a donje zone ukleštenja uz korišćenje jednačina (47) i (48).

$$x_i = \frac{\alpha_i x_{Di} \frac{D}{L}}{\alpha_i - \alpha_t + \alpha_i \frac{x_{Dt}}{x_t} \frac{D}{L}} \quad (45)$$

$$y_i = \frac{\alpha_i x_{Di} \frac{D}{V}}{\alpha_i - \alpha_t + \alpha_i \frac{x_{Dt}}{y_t} \frac{D}{V}} \quad (46)$$

$$x_i = \frac{\alpha_i x_{Bi} \frac{B}{L_m}}{\alpha_i - \alpha_t + \alpha_i \frac{x_{Bt}}{x_t} \frac{B}{L_m}} \quad (47)$$

$$y_i = \frac{\alpha_i x_{Bi} \frac{B}{L_m}}{\alpha_i - \alpha_t + \alpha_i \frac{x_{Bt}}{y_t} \frac{B}{V_m}} \quad (48)$$

Postupak određivanja sastava gornje zone ukleštenja je sledeći: na osnovu sastava destilata odaberu se lakše isparljiva komponenta (l=LKK) i teže isparljiva komponenta (t=TKK); biraju se one komponente čije su koncentracije u destilatu zanemarljive u odnosu na njihove koncentracije u gornjoj zoni ukleštenja. Ovakav izbor uslovljava da se članovi A i C u jednačinama (45) i (46) mogu zanemariti pa se date jednačine svode na jednačine (49) i (50).

$$x_i = \frac{\alpha_i x_{Di} \frac{D}{L}}{\alpha_i - \alpha_t} \quad (49)$$

$$y_i = \frac{\alpha_i x_{Di} \frac{D}{V}}{\alpha_i - \alpha_t} \quad (50)$$

kako je  $x_{Di} \approx 0$  za sastave u gornjoj zoni ukleštenja važi jednakost:

$$\alpha_i = \alpha_t \quad (51)$$

Potreban je još najmanje jedan podatak o odnosu koncentracija dve komponente koje egzistiraju u gor-

njoj zoni ukleštenja da bi se mogao odrediti njen sastav. Najčešće se i za gornju i za donju zonu ukleštenja uzima odnos  $(x_{ik}/x_{tk})$ . Robinson i Gilliland su pri određivanju sastava u zonama ukleštenja kod sistema etanol–voda–benzol usvojili aproksimaciju:

$$\left( \frac{x_{ik}}{x_{tk}} \right)_{II} = \left( \frac{x_{ik}}{x_{tk}} \right)_F = \left( \frac{x_{ik}}{x_{tk}} \right)_{IV} \quad (52)$$

U preseku krive izražene jednačinom (51) i prave izražene jednačinom (52) nalazi se sastav gornje zone ukleštenja.

Kod sistema etanol–voda–cikloheksan, LKK je voda, a TKK etanol. Za određivanje sastava u gornjoj zoni ukleštenja komponenta sa oznakom l je cikloheksan, a komponenta sa oznakom t etanol. Iz poznatog sastava gornje zone ukleštenja i ravnotežnih podataka se očitaju vrednosti  $\alpha_{ik}$  i  $\alpha_{tk}$  iz poznavanje sastava  $x_{D,ik}$  i  $x_{D,tk}$  iz jednačina:

$$x_{ik} = \frac{\alpha_{ik} x_{D,ik} \frac{D}{L}}{\alpha_{ik} - \alpha_{tk} + \alpha_{ik} \frac{x_{D,tk}}{x_{tk}} \frac{D}{L}} \quad (53)$$

$$y_{ik} = \frac{\alpha_{ik} x_{D,ik} \frac{D}{V}}{\alpha_{ik} - \alpha_{tk} + \alpha_{ik} \frac{x_{D,tk}}{y_{tk}} \frac{D}{V}} \quad (54)$$

izračuna minimalni refluksni odnos  $R_m$ .

Postupak određivanja sastava donje zone ukleštenja (zona II) je identičan kao kod gornje zone ukleštenja. Za l i t se biraju one komponente čije su koncentracije u produktu sa dna kolone zanemarljive, a u donjoj zoni ukleštenja značajne.

Zahvaljujući ovakvom izboru jednačine (47) i (48) se svode na jednačine (55) i (56).

$$x_i = \frac{\alpha_i x_{B,i} \frac{B}{L_m}}{\alpha_i - \alpha_t} \quad (55)$$

$$y_i = \frac{\alpha_i x_{B,i} \frac{B}{V_m}}{\alpha_i - \alpha_t} \quad (56)$$

Pošto je  $x_{Bt} \approx 0$ , važi jednakost (51). Ako je poznat odnos  $x_{ik}/x_{tk}$  u zoni ukleštenja, iz preseka te prave i krive za koju važi jednakost (51) dobija se sastav zone. Na osnovu poznatog sastava se odrede relativna isparljivost  $\alpha_{ik}$  i  $\alpha_{tk}$  uz poznavanje  $x_{B,ik}$  i  $x_{B,tk}$  iz jednačina (57) i (58) izračuna odnos  $B/L_m$  što je dovoljno za određivanje  $R_m$ . Pri određivanju sastava zone II za sistem etanol–voda–cikloheksan komponenta l je benzol a komponenta t je voda.

Dok se pri određivanju  $B/V_m$  koriste odgovarajuće koncentracije LKK i TKK.

$$x_{tk} = \frac{\alpha_{jk} x_{B,tk} \frac{B}{L_m}}{\alpha_{jk} - \alpha_{tk} + \alpha_{tk} \frac{x_{B,tk}}{x_{jk}} \frac{B}{L_m}} \quad (57)$$

$$y_{tk} = \frac{\alpha_{tk} x_{B,tk} \frac{B}{V_m}}{\alpha_{jk} - \alpha_{tk} + \alpha_{tk} \frac{x_{B,tk}}{y_{tk}} \frac{B}{V_m}} \quad (58)$$

#### LITERATURA

- [1] H. Sawistowski, W. Smith, Mass Transfer Process Calculations, Interscience Publishers, New York, 1963
- [2] E. Beer, Priručnik za dimenzionisanje uređaja hemijske procesne industrije, Zagreb, 1985.
- [3] I.A. Aleksandrov, Rektifikacionije i absorbcionije aparati, Himija, Moskva, 1978.
- [4] M.I. Rosengart, Die Technik der Destillation und Rektifikation in laboratorium, Veb Velpag Technik, Berlin, 1954
- [5] M. Van Winkle, Distillation, McGraw Hill, N.Y., 1967
- [6] F. Kirschbaum, Destillier und Rektifiziertehnik, H.Anfl., Springer-Verlag, Berlin, 1969
- [7] Z. Krelj, Rukovodstvo po laboratornij peregonke, Moskva, Himija, 1980
- [8] S. Joung, Fractional Distillation, London, 1903
- [9] O. Redlich, A.K. Kister, Ind. Eng. Chem., **40**, 345 (1948)
- [10] R.H. Ewell, L.M. Welch, Ind. Eng. Chem., **37**, 1224, (1945)
- [11] P.J. Molodenko, I.N. Bušmakin, Vestn. LGU, No **10**, Vp. 2,68 (1957)
- [12] M. Lecat, L azeotropisme, Brussel, 1949.
- [13] Perry, R.H., Chemical Engineers Handbook, fourth ed., Mc.Graw Hill, 1963.
- [14] Ž.A. Brilj, A.C. Možžulin, F.B. Petljuk, L.A. Serafimov, Issledovanije Optimalnih Režimov Geterozeotropnoj Rektifikacii, Teoretičeskie osnovi hemičeskoj Tehnologiji, tom XI Moskva 1977.

#### SUMMARY

##### REFRESHMENT TOPICS

##### II: DESIGN OF DISTILLATION COLUMNS

(Professional paper)

Svetomir Milojević<sup>1</sup>, Dejan Skala<sup>2</sup>

<sup>1</sup>Faculty of Technical Sciences, Kosovska Mitrovica, Kosovo and Metohija, Serbia and Montenegro

<sup>2</sup>Faculty of Technology and Metallurgy, University of Belgrade, Belgrade, Serbia and Montenegro

For distillation column design it is necessary to define all the variable parameters such as component concentrations in different streams, temperatures, pressures, mass and energy flow, which are used to represent the separation process of some specific system. They are related to each other according to specific laws, and if the number of such parameters exceeds the number of their relationships, in order to solve a problem some of them must be specified in advance or some constraints assumed for the mass balance, the balance of energy, phase equilibria or chemical equilibria. Knowledge of specific elements which are the constituents of a distillation unit must be known to define the number of design parameters, as well as some additional apparatus also necessary to realize the distillation. Each separate apparatus might be designed and constructed only if all the necessary and variable parameters for such a unit are defined. This is the right route to solve a distillation unit in many different cases.

The construction of some distillation unit requires very good knowledge of mass, heat and momentum transfer phenomena. Moreover, the designer needs to know which kind of apparatus will be used in the distillation unit to realize a specific production process. The most complicated apparatus in a rectification unit is the distillation column. Depending on the complexity of the separation process one, two or more columns are often used. Additional equipment are heat exchangers (reboilers, condensers, cooling systems, heaters), separators, tanks for reflux distribution, tanks and pumps for feed transportation, etc. Such equipment is connected by pipes and valves, and for the normal operation of a distillation unit other instruments for measuring the flow rate, temperature and pressure are also required. Problems which might arise during the determination and selection of such apparatus and their number requires knowledge of the specific systems which must be separated. The experience of the designer and his creativity for proposing a solution for an industrial unit which enables optimal process operation accompanied with minimal energy consumption, as well as a small number of apparatus, and minimal total length of pipes and number of instruments is always a valuable additional effect for minimal investment costs and an optimal production process.

Key words: Distillation • Design • Column •

Ključne reči: Destilacija • Projektovanje • Kolone •