David Frisk

(VLE) 1 $\alpha = \frac{y_1/x_1}{y_2/x_2} = \left\{\begin{matrix} x_1+x_2=1 \\ y_1+y_2=1 \end{matrix}\right\} = \frac{y_1/x_1}{(1-y_1)/(1-x_1)} \Rightarrow y_1 = \frac{\alpha x_1}{1+(\alpha-1)x_1}$

a) $\alpha = 1.1$, $x_1 = 0,5 \Rightarrow y_1 = \frac{1.1 \cdot 0,5}{1+(1,1-1)\cdot 0,5} = 0,52$

b) $\alpha = 2,0 \Rightarrow y_1 = 0,67$ c) $\alpha = 10,0 \Rightarrow y_1 = 0,909$

(VLE) 2 $P = 760$ mm Hg. $\ln P^* = A - \frac{B}{C+T(K)}$

$y_1 = \frac{\alpha x_1}{1+(\alpha-1)x_1}$ Sätt $T = 400$ K $\ln P^*_{bensen} = 15,9008 - \frac{2788,51}{-52,36+400} = 7,88$

$P^*_{bensen} = 2642,7$ mm Hg. $P^*_{toluen} = 1179,4$ mm Hg. Bensen mest lättflyktig.

$P = 760$ mmHg för bensen $\Rightarrow T = 353,25$ K $\Rightarrow P^*_{toluen} = 292,24$ mm Hg

$\alpha = \frac{P_1^*}{P_2^*} = 2,6$ $y_1 = \frac{\alpha x_1}{1+(\alpha-1)x_1}$ Plotta. Stämmer bra med App-plotten.

(VLE) 3 VLE Vatten - Etanol, $P_{tot} = 760$ mmHg

$y_i P = \gamma_i x_i P_i^*$ Vid 760 mmHg (Interpolation): $x_{EtOH} = 0,713$, $\gamma_{EtOH} = 1,069$

$\Rightarrow y_{EtOH} = \frac{\gamma_i x_{EtOH} P_i^*}{P} = 0,762 \Rightarrow \alpha = \frac{y_1/x_1}{(1-y_1)/(1-x_1)} = 1,29$

Jämviktskurvan ges av $y = \frac{1,29x}{1+0,29x}$

(VLE) 5 B P Bensen - Pyridin. $P_{tot} = 1$ atm. $y_B = 0,297$, $y_P = 0,703$

Gissa T → Beräkna P_i^* m. Antoine → $x_i = \frac{y_i P}{\gamma_i P_i^*}$ → $\sum x_i = 1$?

▶ $T = 110°C \rightarrow \begin{matrix} P_B^* = 234177 \text{ Pa} \rightarrow x_B = 0,12 \\ P_P^* = 855830,6 \text{ Pa} \rightarrow x_P = 0,81 \end{matrix} \Rightarrow \sum x_i = 1$ Ok

(VLE) 7 E T Etanol - Toluen $x_{E2} = 0,231$, $P_{tot} = 990$ mmHg
$x_T = 0,769$

$\ln \gamma_E = 1 - \ln \Lambda_{Etanol,Toluen} - \Lambda_{Toluen,Etanol} \Rightarrow \gamma_E = 4,46$

$\ln \gamma_T = 1 - \ln \Lambda_{T,E} - \Lambda_{E,T} \Rightarrow \gamma_T = 8,70$

Gissa T → Beräkna P_i^* → $y_i = \frac{x_i \gamma_i P_i^*}{P}$ → $\sum y_i = 1$?

▶ $T = 70°C \rightarrow \begin{matrix} P_E^* = 541,8 \text{ mm Hg} \\ P_T^* = 203,75 \text{ mm Hg} \end{matrix} \rightarrow \begin{matrix} y_E = 0,56 \\ y_T = 1,38 \end{matrix} \rightarrow \sum y_i = 0,$

▶ ... Fel Λ - formel.

David Frisk

(VLE) 8 A + B. Vid bubbelpunkten: $x_A = 0{,}44$, $y_A = 0{,}64$.

Bestäm P och T vid bubbelpunkten. $y_i \cdot P = x_i \cdot P_i^*$

- $0{,}64\,P = 0{,}44\,P_A^*$ (1)
- $0{,}36\,P = 0{,}56\,P_B^*$ (2)
- $\log P_A^* = A_A - \frac{B_A}{C_A + t}$ (3)
- $\log P_B^* = A_B - \frac{B_B}{C_B + t}$ (4)

Obekanta: P, P_A^*, P_B^*, t

∴ Lösbart!

(1), (2) $\Rightarrow \frac{P_A^* \cdot 0{,}44}{0{,}64} = \frac{P_B^* \cdot 0{,}56}{0{,}36} \Rightarrow P_B^* = 0{,}442\,P_A^*$

(3), (4) $\Rightarrow$ $P_A^* = 10^{A_A - \frac{B_A}{C_A + t}}$, $0{,}442\,P_A^* = 10^{A_B - \frac{B_B}{C_B + t}}$ $\Rightarrow 10^{A_A - \frac{B_A}{C_A+t}} = \frac{1}{0{,}442}\,10^{A_B - \frac{B_B}{C_B+t}} \Rightarrow$

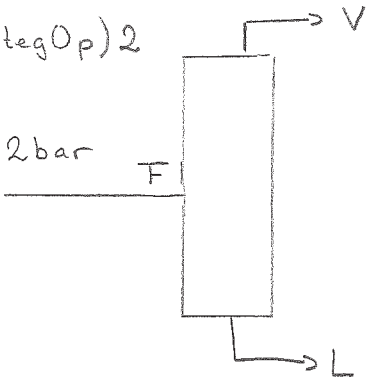
$$\Rightarrow A_A - \frac{B_A}{C_A + t} = \log\left(2{,}263\, e^{A_B - \frac{B_B}{C_B+t}}\right) = \log 2{,}263 + A_B - \frac{B_B}{C_B + t}$$

En ekvation med t obekant $\Rightarrow$ Airwolf $\Rightarrow$ $\underline{t = 116{,}86\,^\circ C}$

Sätt in i (3) $\Rightarrow P_A^* = 2046$ mm Hg

Sätt in i (1) $\Rightarrow P = 1407$ mm Hg. Svar: $P = 1407$ mm Hg, $t = 116{,}9\,^\circ C$

(StegOp) 2



$P = 1500{,}12$ mm Hg Bensen (1), Toluen (2).

$\Rightarrow T_{b,1} = 377{,}08$ K, $T_{b,2} = 409{,}58$ K

$F = 100$ kmol/h

$$\left.\begin{aligned} F \cdot z_i &= V \cdot y_i + L \cdot x_i \\ y_i &= P_i^* \cdot \frac{x_i}{P} \end{aligned}\right\} x_i = \frac{F\,z_i}{V \cdot \frac{P_i^*}{P} + L}$$

Iterera: Gissa T → Ber P_1^*, P_2^* → Ber $\frac{x_i}{y_i}$ → $\sum x_i = 1$, $y_i = 1$

Startgissning: $T = 0{,}5 \cdot T_{b,1} + 0{,}5 \cdot T_{b,2} = 393$ K

1. $T = 393$ K → $P_1^* = 2241$ mm Hg, $P_2^* = 981$ mm Hg →

$$\begin{cases} x_1 = \frac{100 \cdot 0{,}5}{80 \cdot \frac{2241}{1500} + 20} = 0{,}358 \\ x_2 = \frac{100 \cdot 0{,}5}{80 \cdot \frac{981}{1500} + 20} = 0{,}692 \end{cases} \rightarrow \sum x_i = 1{,}04$$

2. $T = 395$ K → $x_1 = 0{,}344$, $x_2 = 0{,}665$ → $\sum x_i = 1{,}01$

3. $T = 395.5$ K → $x_1 = 0{,}340$, $x_2 = 0{,}659$ → $\sum x_i = 0{,}999$ ... 4. $T = 395{,}45$ $\Rightarrow \sum x_i = 1{,}00005$

$T = 395{,}45$ K, $x_1 = 0{,}341$ $\Rightarrow y_1 = \frac{P_1^*}{P} \cdot x_1 = 0{,}540$

Svar: $T = 395{,}45$ K $= 122{,}3\,^\circ C$

$x_{bensen} = 0{,}341$

y_b

David Frisk

(Steg Op) 3 Samma som i (Steg Op) 2, men $P = 1$ bar

$T_{b,1} = 352,8$ K $T_{b,2} = 383$ K. Gissning: $T = \frac{1}{2}(T_{b,1} + T_{b,2}) = 368$ K

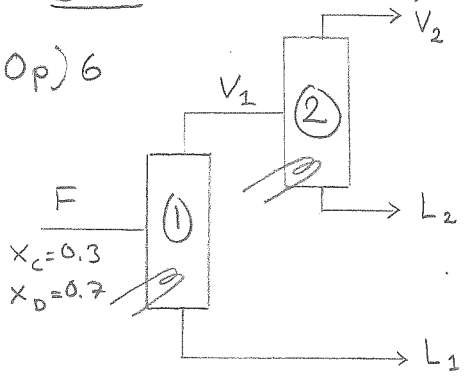
Iterera!

1. $T = 368$ K $\rightarrow$ $P_1^* = 1172$ mmHg $\rightarrow$ $x_1 = 0,345$ $\rightarrow$ $\sum x_i = 1,053$
   $P_2^* = 489,7$ mmHg $x_2 = 0,708$

2. $T = 370$ K $\rightarrow$ $x_1 = 0,329$ $\rightarrow$ $\sum x_i = 1,005$ $y_1 = \frac{P_1^*}{P} \cdot x_1 = 0,543$
   $x_2 = 0,677$

Svar: $T = 370$ K, $x_1 = 0,329$, $y_1 = 0,543$

(Steg Op) 6



$P = 760$ mmHg

$\Rightarrow T_{b,C} = 80,1$°C, $T_{b,D} = 110,6$ °C

$V_1 = 0,6\,F$ $T = 102,5$°C

$L_1 = 0,4\,F$

(1) $P_C^* = 1444,4$ mm Hg $P_D^* = 599,8$ mm Hg

$$x_C = \frac{F \cdot z_C}{V \cdot \frac{P_C^*}{P} + L} = \frac{0,3}{0,6 \cdot \frac{1444,4}{760} + 0,4} = 0,1947 \Rightarrow y_C = x_C \cdot \frac{P_C^*}{P} = 0,37$$

(2) V_1: $y_C = 0,37$, $y_D = 0,63$. $L_2 = 0,6 V_1$, $V_2 = 0,4 V_1$

Iterera för att hitta temperaturen i 2.

1. $T = 90$°C $\rightarrow$ $x_C = 0,325$ $\rightarrow$ $\sum x_i = 1,099$
   $x_D = 0,774$

2. $T = 100$°C $\rightarrow$ $x_C = 0,282$ $\rightarrow$ $\sum x_i = 0,988$
   $x_D = 0,706$

3. $T = 99$°C $\rightarrow$ $x_C = 0,286$ $\rightarrow$ $\sum x_i = 0,999$
   $x_D = 0,713$

4. $T = 98,9$°C $\rightarrow$ $x_C = 0,287$ $\rightarrow$ $\sum x_i = 1,0002$
   $x_D = 0,713$

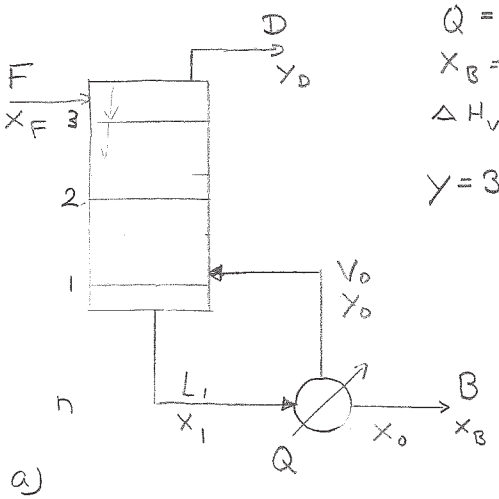
$T = 98,9$°C ger $x_C = 0,287$, $y_C = 0,498$

Svar: $T = 98,9$°C, $x_C = 0.287$, $y_C = 0,498$

David Frisk

(Sorel) 1

$B = 20$ mol/s
$Q = 1030$ kW
$x_B = 0{,}005$
$\Delta H_{vap} = 50$ kWs/mol $= 50$ kJ/mol
$y = 3x$



Förångad vätska: $\frac{Q}{\Delta H_{vap}} = 20{,}6$ mol/s $= V_1$

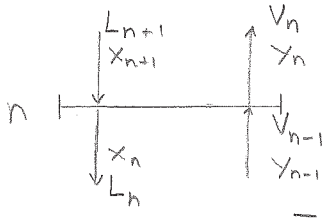
a)

MB över återkokaren: $L_1 = B + V_0 \Rightarrow L_1 = 20 + 20{,}6 = \boxed{40{,}6 \text{ mol/s}}$

$L_1 x_1 = B x_B + V_1 y_1$. V_1, B står i jämvikt $\Rightarrow y_1 = 3 x_B = 0{,}015$

$$x_1 = \frac{B x_B + V_1 3 x_B}{L_0} = \frac{20 \cdot 0{,}005 + 20{,}6 \cdot 3 \cdot 0{,}005}{40{,}6} = \boxed{0{,}010}$$

b) Komponentbalans över botten n och återkokaren



$$L_{n+1} x_{n+1} = B x_B + V_n y_n \qquad \left(L_{n+1} = \bar{L} = 40{,}6 \text{ mol/s},\ V_n = \bar{V} = 20{,}6 \text{ mol/s}\right)$$

$$\begin{cases} x_{n+1} = \frac{B}{\bar{L}} x_B + \frac{\bar{V}}{\bar{L}} y_n \\ y_n = 3 x_n \end{cases}$$

$x_1 = 0{,}0101$
$y_1 = 0{,}0302$

Stega uppåt:

2) $x_2 = \frac{B}{\bar{L}} x_B + \frac{\bar{V}}{\bar{L}} y_1 = 0{,}0178 \Rightarrow y_2 = 0{,}0534$

3) $x_3 = 0{,}0296 \Rightarrow y_3 = 0{,}0887 = y_D$

4) $x_4 = 0{,}0474 = x_F$

$F = \bar{L}$ (konst. molärt flöde) $= \underline{40{,}6 \text{ mol/s}}$

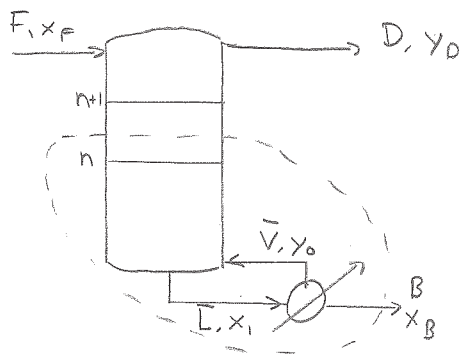
Totalbalans: $F = B + D \Rightarrow D = F - B = 20{,}6 \text{ mol/s} \ (= \bar{V})$

Svar: a) $L = 40{,}6 \frac{\text{mol}}{\text{s}}$, $x_1 = 0{,}0101$

b) $F = 40{,}6 \frac{\text{mol}}{\text{s}}$, $x_F = 0{,}0474$

c) $D = 20{,}6 \frac{\text{mol}}{\text{s}}$, $y_D = 0{,}0887$

(Sorel) 2.



$F = 1\ \text{kmol/s}$, $x_F = 0,01$

$B = 0,8\ \text{kmol/s}$ $x_B = 0,0005$

$y = 10x$.

Konstanta molära flöden: $V_n = V_{n+1} = \ldots = D$

$L_n = L_{n+1} = \ldots = F$

Totalbalans över hela systemet: $F = D + B \Rightarrow D = F - B = 0,2\ \text{kmol/s}$

Komponentbalans över hela systemet: $Fx_F = Dy_D + Bx_B$

$$\Rightarrow y_D = \frac{Fx_F - Bx_B}{D} = \underline{0,048}.$$ Alla flöden kända.

Balans över återkokaren t.o.m botten n:

$$Fx_{n+1} = Bx_B + Dy_n \Rightarrow x_{n+1} = \frac{B}{F}x_B + \frac{D}{F}y_n = \frac{B}{F}x_B + \frac{D}{F}(10x_n) \quad (1)$$

Återkokare: $y_0 = 10x_B = 0,005$ Stega till $y_n > 0,048 \Rightarrow x_n > 0,0048$

$x_0 = x_B = 0,0005$. Stega mha (1): $\boxed{x_{ny} = \frac{B}{F}x_B + \frac{10D}{F} \cdot \text{ans}}$

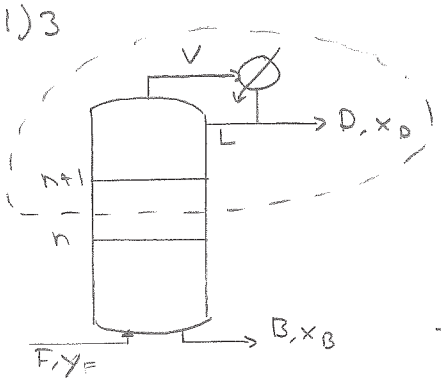
$x_1 = 0,0014$

$x_2 = 0,0032$

$x_3 = 0,0068 > 0,0048 \Rightarrow y_3 = 0,068$ Har nu nått tillräcklig halt.

Svar: 3 bottnar

(Sorel) 3



$y_F = 0,95$

$y_D = 0,99$

$R = \frac{L}{D} = 1$

$\alpha = 2,60$.

Tot: $F = D + B$ (1)

Komp: $Fy_F = Dx_D + Bx_B$ (2)

$$y_n = \frac{\alpha x_n}{1 + (\alpha - 1)x_n}$$

Konstanta molära flöden $\Rightarrow V = F$, $L = B$

$\frac{L}{D} = 1 \Rightarrow L = D \Rightarrow B = D$

$$(2) \Rightarrow x_B = \frac{Fy_F - Dx_D}{B} = \frac{\cancel{2}\cancel{D}y_F - \cancel{D}x_D}{\cancel{D}} = 2 \cdot 0,95 - 0,99 = 0,91.$$

Alla flöden kända. Balans över kondensor t om n+1:

$$Fy_n = Bx_{n+1} + Dx_D \Rightarrow x_{n+1} = \frac{Fy_n - Dx_D}{B} = 2y_n - x_D$$ Stega uppåt!

$\boxed{x_{n+1} = f(x_n)}$

Botten 1: $x_1 = x_B = 0,91$, $y_1 = \frac{2,6 \cdot 0,91}{1 + (2,6-1) \cdot 0,91} = 0,9634$.

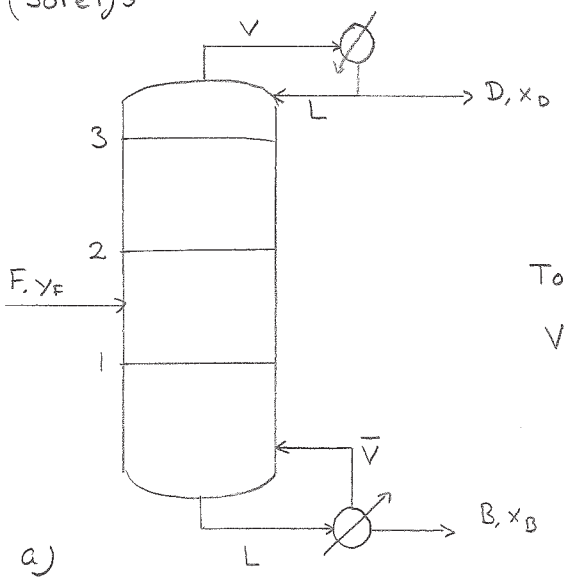
$x_2 = 0,9367$ $y_2 = 0,9747$

$x_3 = 0,9593$ $y_3 = 0,9840$

$x_4 = 0,9779$ $y_4 = 0,9914 > 0,99$.

Svar: 4 bottnar

(Sorel) 5



$y_F = 0,005$

$L = 1,3\,F$

$\bar{V} = 0,6\,F$

$y = 12.6\,x$

Totalbalans: $F = D + B$. Komp. balans: $Fy_F = Dx_D + Bx_B$ (1)

$V = L + D \Rightarrow \bar{V} + F = 1,3F + D \Rightarrow D = 0,3F$

$B = 0,7F$

a)

KB över återkokaren: $L x_1 = B x_B + \bar{V} \cdot 12,6 x_B$

$1,3F x_1 = 0,7F x_B + 0,6F \cdot 12,6 x_B \Rightarrow x_B = \dfrac{1,3 x_1}{0,7 + 0,6 \cdot 12,6}$

$x_1 = \dfrac{y_1}{12,6}$. Optimalt placerat tillflöde $\Rightarrow y_1 = y_F = 0,005$

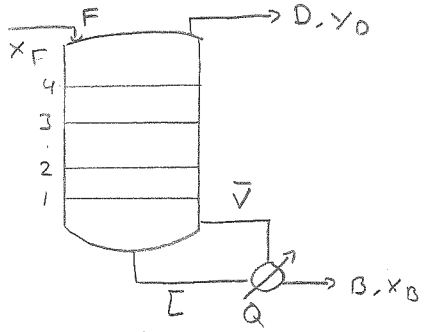
$\Rightarrow x_1 = \dfrac{0,005}{12,6} = 0,0003968 \Rightarrow x_B = 6,25 \cdot 10^{-5}$

b)

$(1) \Rightarrow x_D = \dfrac{Fy_F - Bx_B}{D} = \dfrac{F y_F - 0,7F x_B}{0,3F} = 0,0165$

c) $L = 1,3\,F$

(Sorel) 6



$B = 0,05$ kmol/s, $x_B = 0,05$. Antal bottnar: $0,5 \cdot 8 = 4$.

$Q_{in} = \dot{m} \cdot \Delta H_{kond} = 2,26 \cdot 2110 = 4768,6$ kJ/s $= \bar{V} \cdot \Delta H_{vap}$

$\Rightarrow \bar{V} = 0,15 \frac{kmol}{s}$, $\bar{L} = \bar{V} + B = 0,200$ kmol/s

Antag konstanta molära flöden: $F = \bar{L}$, $D = \bar{V}$.

KB t om botten n: $F \cdot x_{n+1} = B x_B + D \cdot y_n$

$\Rightarrow x_{n+1} = \dfrac{B}{F} x_B + \dfrac{D}{F} y_n = \left\{ y_n = \dfrac{\alpha x_n}{1 + (\alpha - 1) x_n} \right\} = \dfrac{B}{F} x_B + \dfrac{D}{F} \cdot \dfrac{\alpha x_n}{1 + (\alpha - 1) x_n}$ (1)

$x_0 = 0,05$ Stega med (1)

$x_1 = 0,0966$

$x_2 = 0,1657$

$x_3 = 0,2546$

$x_4 = 0,3503 \Rightarrow y_4 = 0.5641. = y_D$

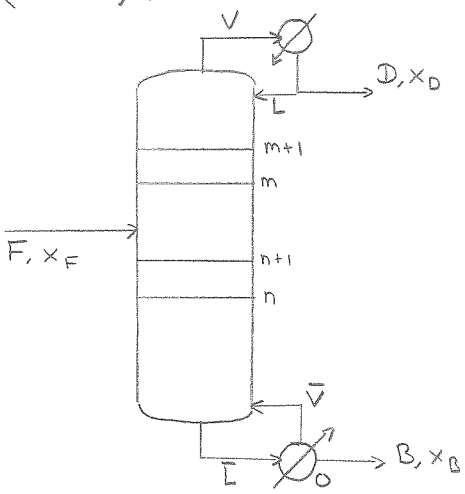
$x_5 = x_F = 0,4356$

Svar: $F = 0,2$ kmol/s, $x_F = 0,44$

$D = 0,15$ kmol/s, $y_D = 0,56$

David Frisk

(Sorel) 7



Data

$F = 1,5$ mol/s $\quad x_F = 0,0004$, $x_D = 0,001$, $x_B \leq 0,0001$

$\alpha = 2,03$, $\quad R = L/D = 5,0$

$$Y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$$

Antag konstanta molära flöden. $V = \bar{V}$, $\bar{L} = L + F$

▶ Bestäm flöden

Totalbalans: $F = D + B$
Komp.balans: $Fx_F = Dx_D + Bx_B$ $\Big\}$ $Fx_F = Dx_D + (F - D)x_B$ Lös ut D.

$$D = \frac{Fx_F - Fx_B}{x_D - x_B} = 1,5 \cdot \frac{0.0004 - 0,0001}{0,001 - 0,0001} = 0,5 \text{ mol/s} \Rightarrow B = 1,0 \text{ mol/s}$$

$L = R \cdot D = 2,5$ mol/s , $\bar{L} = L + F = 4$ mol/s , $\bar{V} = V = 3,0$ mol/s

Vi känner nu till samtliga flöden.

▶ Ställ upp komponentbalanser:

T.o.m n: $\bar{L}x_{n+1} = Bx_B + \bar{V}y_n \Rightarrow x_{n+1} = \frac{B}{\bar{L}}x_B + \frac{\bar{V}}{\bar{L}}y_n$ - UD

T.o.m m: $Lx_{m+1} + Fx_F = Bx_B + \bar{V}y_m \Rightarrow x_{m+1} = \frac{B}{L}x_B - \frac{F}{L}x_F + \frac{\bar{V}}{L}y_m - \bar{O}D$

$Y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$. Vi är nu redo att stega.

Avbryt när $x_{n+1} > x_F$ resp $y_{m+1} \geq x_D$

▶ Stega uppåt! $x_{n+1} = f(x)$ mha jämviktssamband.

Återkokaren: $x_0 = x_B = 0.0001$, $y_0 = 0,0002$

- $x_1 = 0,000177 < x_F$
- $x_2 = 0,000295 < x_F$
- $x_3 = 0,000474 > x_F$. Har nu nått försterkardel. Ny driftlinje!

$x_3 = 0,000518 < x_D$

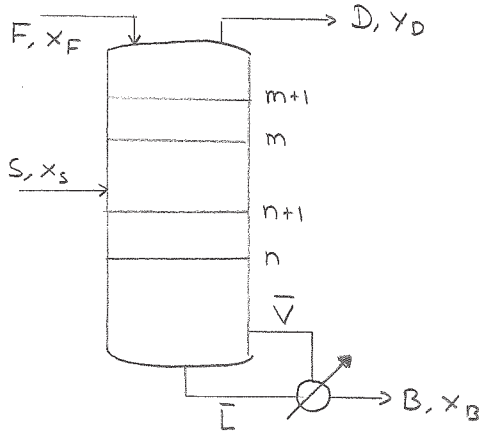
$x_4 = 0,001061 > x_D$. Har gått för långt.

▶ Har nu bestämt antalet botttnar i avdrivardelen till 2, och antalet i förstärkardelen till 1. Feeden ska alltså in på botten 2,

Svar: • 3 ideala botttnar.
• 2:a botten nedifrån är tillflödesbotten.

David Frisk

(Sorel) 9.



Data: $F = 80$ kmol/h, $x_F = 0,43$
$S = 20$ kmol/h, $x_S = 0,40$
$B = 50$ kmol/h, $x_B = 0,10$
$\alpha = 4$.

Bestäm antal ideala botttnar och var S ska in!

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

▸ Bestäm alla flöden.

Totalbalans: $F + S = B + D \Rightarrow D = F + S - B = 80 + 20 - 50 = 50$ kmol/h

Komp. balans: $Fx_F + Sx_S = Dy_D + Bx_B \Rightarrow y_D = \frac{Fx_F + Sx_S - Bx_B}{D} = 0.748$

Samtliga flöden kända! $(\bar{L} = F + S,\ \bar{V} = V = D)$

▸ Komponentbalans över återkokaren t.o.m botten n:

$$\bar{L}x_{n+1} = D \cdot y_n + Bx_B \Rightarrow x_{n+1} = \frac{B}{\bar{L}}x_B + \frac{D}{\bar{L}}y_n$$ - Undre driftlinje

Komponentbalans över återkokaren t.o.m botten m:

$$Fx_{m+1} + Sx_S = Bx_B + Dy_m \Rightarrow x_{m+1} = \frac{B}{F}x_B + \frac{D}{F}y_m - \frac{S}{F}x_S$$

▸ Stega från återkokaren och uppåt.

1:a avbrotts-kriteriet: $x_n > x_S$. 2:a avbrottskriteriet: $x_m > x_F$

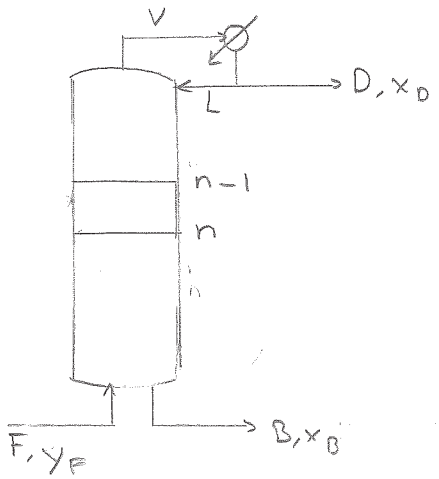
Återkokaren: $x_0 = x_B = 0,1 \Rightarrow y_0 = 0,3077$ $\quad x_{i+1} = f(x_i)\ \forall\ i \in [1, \text{Antal botttnar}]$

$x_1 = 0,2038$
$x_2 = 0,3030$
$x_3 = 0,3674$
$x_4 = 0,3996$ Ny driftlinje! $x_S = 0,40$
$x_5 = 0\ 4168$
$x_6 = 0,4255$
$x_7 = 4298 = x_F$ - Förkasta

Svar: 6 ideala botttnar, S tillförs på 4:e botten.

David Frisk

(Sorel) 10



Data: $F = 2$ mol/s
$R = 0,5$, $P = 760$ mm Hg
Etanol - A
Propanol - B

Antoine $\Rightarrow$ $T_{b,A} = 78,37°C$, $T_{b,B} = 97,21°C$
$\Rightarrow$ A lättflyktigast!

$x_D = 0,994$ Antag konst. mol. flöden

$\alpha = \frac{P_A^*}{P_B^*} = 2,1324$

▶ Bestäm alla flöden.

TB: $F = D + B$ $F = V$, $L = B$, $\frac{L}{D} = 0,5$

KB: $Fy_F = Dx_D + Bx_B$ $V = L + D = 0,5D + D = 1,5D \Rightarrow D = \frac{V}{1,5} = \frac{F}{1,5} = 1,33$

$\Rightarrow B = F - D = 2 - 1,33 = 0,67$ mol/s

$y_F = ?$ $\quad y_A \cdot P = x_A \cdot P_A^*$, $y_D \cdot P = x_B \cdot P_B^*$ $\Rightarrow$ $x_A = \frac{y_A P}{P_A^*}$ $\Rightarrow (1 - y_A)P = \left(1 - \frac{y_A P}{P_A^*}\right) P_B^*$

$\Rightarrow P - y_A P = P_B^* - y_A \cdot \frac{P \cdot P_B^*}{P_A^*} \Rightarrow y_A = \frac{P - P_B^*}{P - \frac{P \cdot P_B^*}{P_A^*}} = 0,9836$

$x_B = \frac{Fy_F - Dx_D}{B} = \frac{2 \cdot 0,9836 - 1,33 \cdot 0,994}{0,67} = 0,9629$

▶ Komponentbalans över kondensorn t.o.m botten nr $n+1$

$Fy_n = Dx_D + Bx_{n-1} \Rightarrow y_n = \frac{D}{F} x_D + \frac{B}{F} x_{n-1}$ - Driftlinje

▶ Stega nedåt. Avbrottskriterium: $y_n < y_F$ $\quad y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} \Rightarrow x = \frac{y}{\alpha + y - \alpha y}$

$y_1 = x_D = 0,994$ $\quad x_1 = 0,9873$

$y_2 = 0,9906$ $\quad x_2 = 0,9803$

$y_3 = 0,9871$ $\quad x_3 = 0,9730$

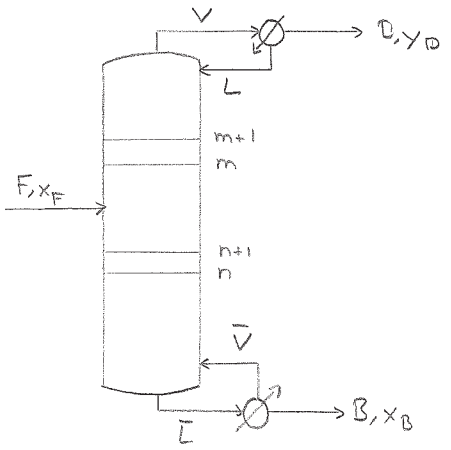
$y_4 = 0,9835 = y_F$ $\Rightarrow$ har nått F. Förkasta!

Svar: 3 st ideala botten.

David Frisk

(McCabe Thiele) 1 Bensen - Toluen

$R = 3,5$, $x_F = 0,44$, $y_D = 0,95$, $x_B = 0,05$



TB: $F = D + B$

KB: $Fx_F = Dy_D + Bx_B$

$\bar{V} = V$, $\bar{L} = F + L$, $\frac{L}{D} = 3,5$

a)

Balans över kondensorn: $V = D + L = D + 3,5\,D_1 = \bar{V}$

$\bar{L} = F + 3,5\,D$

Balans över återkokaren: $\bar{L} = B + \bar{V} \Rightarrow B = \bar{L} - \bar{V} = F + 3,5\,D - 4,5\,D$

Komponentbalans: $Fx_F = D\bar{y}_D + Bx_B$

$\Rightarrow F \cdot 0,44 = D \cdot 0,95 + (F - D) \cdot 0,05$

$\Rightarrow F = \frac{0,90\,D}{0,39} = 2,31\,D.$ Alla flöden uttryckta i D.

Balans över återkokaren t.o.m botten n':

$\bar{L}\,x_{n+1} = Bx_B + \bar{V}y_n \Rightarrow y_n = \frac{\bar{L}}{\bar{V}}x_{n+1} - \frac{B}{\bar{V}}x_B$, lutning $\frac{\bar{L}}{\bar{V}} = \frac{D(3,5+2,31)}{D(4,5)} = 1,29$

Balans över återkokaren t.o.m botten m:

$L\,x_{m+1} + Fx_F = Bx_B + \bar{V}y_m \Rightarrow y_m = \frac{L}{\bar{V}}x_{m+1} + \frac{Fx_F - Bx_B}{\bar{V}}$, lutning $\frac{L}{\bar{V}} = \frac{3,5D}{4,5D} = 0,78$

b) Konstruera driftlinjer i diagrammet. Stega!

$\Rightarrow$ 9 st ideala jämviktssteg. (7 bottnar, återkokare och kondensor)

c) $\eta = \frac{n_{ideal}}{n_{verklig}} = \frac{7}{16} = 0,44$

d) R_{min} bestäms från övre driftlinjen $y_m = \frac{R_{min}}{R_{min}+1}x_{m+1} + \frac{1}{R_{min}+1}y_D$

Rita (R och) R_{min} i diagrammet.

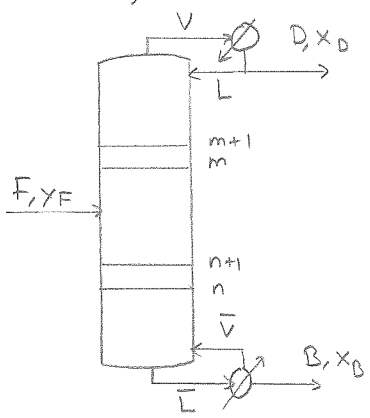
$x = 0 \Rightarrow 0,41 = \frac{1}{R_{min}+1}y_D \Rightarrow R_{min} = 1,32$

$\Rightarrow \frac{R}{R_{min}} = \frac{3,5}{1,32} = 2,66$

Svar: a) 1,29 och 0,78
b) 9 st
c) 0,44
d) 2,66

David Frisk

(McCabe-Thiele) 2 Bensen - Toluen. $y_F = 0{,}5$, $x_D = 0{,}95$, $x_B = 0{,}10$



$R = 3{,}0$

▸ Bestäm alla strömmar: $\frac{L}{D} = 3 \Rightarrow L = 3D$, $V = L + D = 4D$

$\bar{V} + F = V \Rightarrow \bar{V} = 4D - F$, $\bar{L} = \bar{V} + B \Rightarrow B = \bar{L} - \bar{V} = 3D - 4D + F = F - D$

Komp. balans: $F y_F = D x_D + B x_B \Rightarrow F \cdot 0{,}5 = D \cdot 0{,}95 + (F - D) \cdot 0{,}1$

$$\Rightarrow F = \frac{0{,}95D - 0{,}1D}{0{,}5 - 0{,}1} = 2{,}125\,D$$

$\therefore F = 2{,}125D$, $B = 1{,}125D$, $L = \bar{L} = 3D$, $\bar{V} = 1{,}875D$, $V = 4D$

a) ▸ KB från Åk. t.o.m n: $\bar{L} x_{n+1} = B x_B + \bar{V} y_n$

$$\Rightarrow y_n = \frac{\bar{L}}{\bar{V}} x_{n+1} - \frac{B}{\bar{V}} x_B$$ – Undre driftlinje.

KB från kond. t.o.m m+1: $V y_m = D x_D + L x_{m+1}$

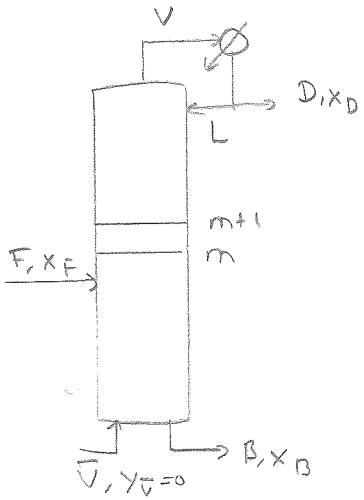
$$\Rightarrow y_m = \frac{L}{V} x_{m+1} + \frac{D}{V} x_D$$, $V = L + D \Rightarrow V = D(R+1)$, $L = DR$ ($R = L/D$)

$$\Rightarrow y_m = \frac{R}{R+1} x_{m+1} + \frac{1}{R+1} x_D$$ – Övre driftlinje. Rita!

$\Rightarrow$ 10 ideala steg

b) Optimal tillflödesbotten: 6:e uppifrån

c) $\bar{O}D$: $y_m = \frac{R}{R+1} x_{m+1} + \frac{1}{R+1} x_D$ (Samma)



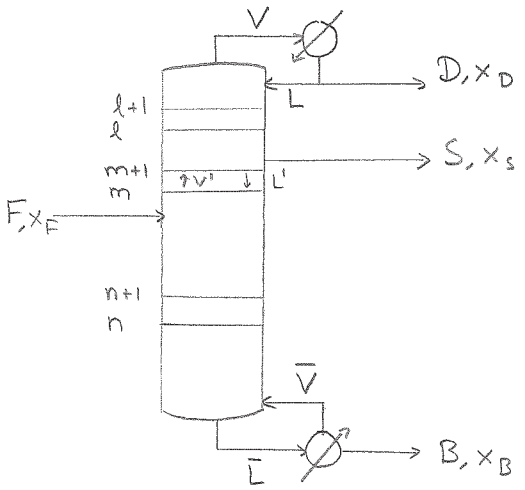
UD skapas från $(x_B, y_{\bar{V}}) = (0{,}10\ ;\ 0)$.

Stegning från skärningen $\bar{O}D$, UD

$\Rightarrow$ 9 botlnar.

David Frisk

(McCabe Thiele) 3



Data: $F = 1000\ kg/h$, $x_F = 0{,}40$

$x_D = 0{,}995$, $x_B = 0{,}05$, $S = 200\ kg/h$, $x_S = 0{,}60$.

$R = 3.0$.

F: $1000\ kg/h$ $\quad M_F = x_F(M_{bensen}) + (1-x_F)M_{toluen} = 86{,}52\ kg/kmol$

$\Rightarrow F = 11{,}6\ kmol/h$

S: $200\ kg/h$, $\quad M_S = x_S(M_{bensen}) + (1-x_S)M_{toluen} = 83{,}72\ kg/kmol$

$\Rightarrow S = 2{,}39\ kmol/h$

▶ Bestäm alla flöden: $\quad R = \frac{L}{D} = 3 \Rightarrow L = 3D \Rightarrow V = 4D = \bar{V}$

$\bar{L} = L + F - S = 3D + F - S$, $\quad B = \bar{L} - \bar{V} = F - S - D$

Total KB: $\quad F x_F = D x_D + S x_S + B x_B = D x_D + S x_S + (F - S - D) x_B$

$$\Rightarrow D = \frac{F x_F - S x_S - F x_B + S x_B}{x_D - x_B} = 2{,}91\ kmol/h$$

$\therefore$ $F = 11{,}6\ kmol/h$, $D = 2{,}91\ kmol/h$, $S = 2{,}39\ kmol/h$, $B = 6{,}30\ kmol/h$

$L = 8{,}73\ kmol/h$, $L' = 6{,}34\ kmol/h$, $\bar{L} = 17{,}94\ kmol/h$, $\bar{V} = 11{,}64\ kmol/h = V' = V$

Alla flöden kända!

▶ KB från ÅK till n: $\quad \bar{L} x_{n+1} = V y_n + B x_B \Rightarrow y_n = \frac{\bar{L}}{V} x_{n+1} - \frac{B}{V} x_B$ $\quad$ UD

KB från ÅK till m: $\quad L' x_{m+1} + F x_F = V y_m + B x_B \Rightarrow y_m = \frac{L'}{V} x_{m+1} + \frac{F x_F - B x_B}{V}$ $\quad$ MD

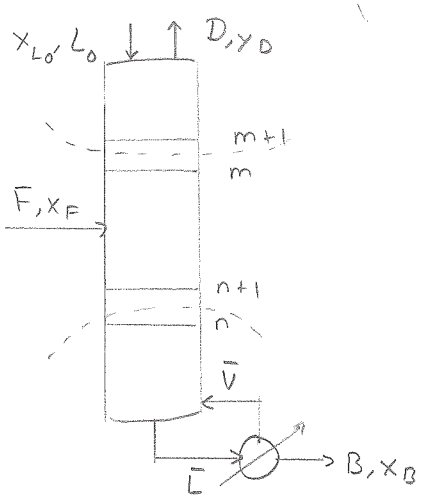
KB från Kond till l+1: $\quad V y_l = L x_{l+1} + D x_D \Rightarrow y_l = \frac{L}{V} x_{l+1} + \frac{D}{V} x_D$ $\quad$ ÖD

Stega! $\Rightarrow$ ▶ 17 jämviktssteg. (Ideala)

- ▶ F ska in på 8:e botten nedifrån.
- ▶ S tas ut från 10:e botten nedifrån.

David Frisk

(McCabe-Thiele) 5 Ättiksyra – Vatten. Vatten lättflyktig



$x_F = 0{,}4$, $q = 1$

$y_D = 0{,}95$, $x_D = 0{,}05$

$x_{L_0} = 1$, $\frac{L_0}{D} = 0{,}75$

Jämviktsdatan givet för den tunga komponenten.

$x_{H_2O} = 1 - x_{\text{Ättiksyra}}$, $y_{H_2O} = 1 - x_{\text{Ättiksyra}}$.

Rita in data i diagrammet!

▸ Bestäm alla flöden! $L_0 = D \cdot 0{,}75$ $L_0 + F = \bar{L}$, $\bar{V} = D$

Balans över Åk: $\bar{L} = B + \bar{V} \Rightarrow 0{,}75D + F = B + D$

Komp. balans: $Fx_F + L_0 x_0 = Dy_D + Bx_B$

$$x_F = \frac{D \cdot y_D + (F - 0{,}25D)x_B - L_0 x_0}{F} \Rightarrow F = \frac{D \cdot y_D - 0{,}25 D x_B - 0{,}75 D x_0}{x_F - x_B} = 0{,}54D$$

$L_0 = 0{,}75D$, $F = 0{,}54D$, $\bar{L} = 1{,}29D$, $\bar{V} = D$, $B = 0{,}29D$

▸ Balans uppifrån t.o.m m+1:

$$L_0 x_0 + D \cdot y_m = L_0 \cdot x_{m+1} + D y_D \Rightarrow y_m = \frac{L_0}{D} x_{m+1} + \frac{D}{D} y_D - \frac{L_0}{D} x_0 - \bar{0}D$$

$y_m(0) = 0{,}2$, $y_m(1) = 0{,}95$

Stega från (x_B, x_B) $\Rightarrow$ 17 ideala steg $\Rightarrow \frac{17}{0{,}6} = 29$ verkliga steg.

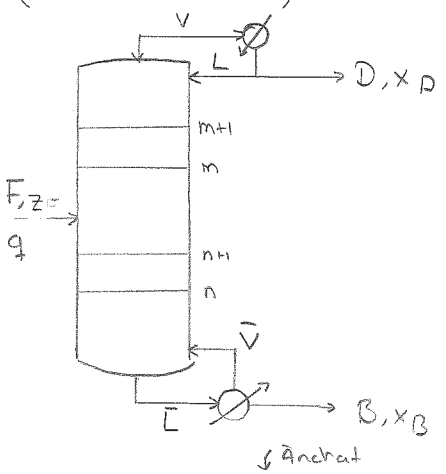
$y_D = 0{,}95 \Rightarrow T = 100{,}3\,°C$ (Avläs $y = 0{,}05$)

$x_B = 0{,}05 \Rightarrow T = 115{,}4\,°C$ (Avläs $x = 0{,}6$)

Svar:
- ▸ 28 verkliga bottnar
- ▸ Temperatur i destillatström: 100,3 °C
- ▸ Temperatur i återkokare: 115,4 °C

David Frisk

(McCabe-Thiele) 7



Bensen - Toluen

$q = 0{,}8$ $F = 100$ kmol/h, $z_F = 0{,}45$

$x_D = 0{,}95$, $x_B = 0{,}05$

$R = 1{,}4\, R_{min}$

q linjen skär diagonalen i $(x, y) = 0{,}45$, lutning $\frac{q}{q-1}$

$$\bar{OD}: \; y = \frac{R}{R+1} x + \frac{1}{R+1} x_D$$

$$R_{min}: \; \frac{x_D}{R_{min}+1} = \left\{ \begin{matrix} x=0 \\ \text{m-värde} \end{matrix} \right\} = 0{,}36 \Rightarrow R_{min} = 1{,}64$$

$\Rightarrow R = 2{,}1$, y-skärning: $\frac{1}{R+1} = 0{,}30$. Rita $\bar{OD}$, UD

Stegning ger 13 ideala steg $\Rightarrow$ 12 ideala bottnar.

$F = D + B \Rightarrow D = F - B$

$F z_F = D x_D + B x_B = (F-B) x_D + B x_B \Rightarrow B = 55{,}6$ kmol/h, $D = 44{,}4$ kmol/h

$\frac{L}{D} = 2{,}10 \Rightarrow L = 93{,}3$ kmol/h, $\bar{L} = L + qF = 173{,}3$ kmol/h

$V = L + D = 137{,}7$ kmol/h, $\bar{V} = V - F(1-q) = 117{,}7$ kmol/h

Temperatur i feeden? Titta där q-linjen skär jämviktskurvan

$$\Rightarrow \left. \begin{matrix} x_F = 0{,}405 \\ y_F = 0{,}625 \\ P \cdot y_i = P_i^* \cdot x_i \end{matrix} \right\} P^*_{C_6H_6} = P \cdot \frac{0{,}625}{0{,}405} = 1172{,}8 \text{ mm Hg}$$

Antoine: $\ln P^* = A - \frac{B}{C+T} \Rightarrow T = 368$ K

Svar: 12 ideala bottnar (drog fel q-lutning)

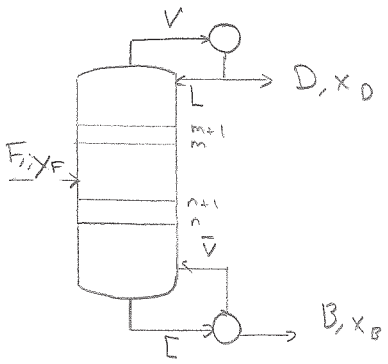
$L = 93{,}3$ kmol/h, $\bar{L} = 173{,}3$ kmol/h

$V = 137{,}7$ kmol/h $\bar{V} = 117{,}7$ kmol/h

$T_F = 368$ K

David Frisk

(McCabe-Thiele) 8



$y_F = 0,3$, $x_D = 0,90$, $x_B = 0,10$, $R = 8$

Bestäm antal botttnar om

a) Totalverkningsgrad är 60 %.

b) $E_{MV} = 60\%$. c) $E_{ML} = 60\%$.

▶ Bestäm alla flöden.

$R = \frac{L}{D} \Rightarrow L = 8D = \bar{L}$, $V = L + D = 9D = F + \bar{V}$ $\bar{V} = 9D - F$

$\bar{L} = \bar{V} + B \Rightarrow B = \bar{L} - \bar{V} = 8D - 9D + F = F - D$

Komp. balans: $F y_F = D x_D + B x_B = D x_D + (F-D) x_B$

$$F = \frac{D x_D - D x_B}{y_F - x_B} = 4D$$

$\therefore F = 4D$, $B = 3D$, $V = 9D$, $\bar{V} = 5D$, $L = \bar{L} = 8D$.

▶ Ta fram driftlinjer!

Balans över återkokare t.o.m botten n: $\bar{L} \cdot x_{n+1} = \bar{V} y_n + B x_B$

$\Rightarrow y_n = \frac{\bar{L}}{\bar{V}} x_{n+1} - \frac{B}{\bar{V}} x_B$ - Undre driftlinje.

Balans över kondensor t.om botten m+1: $V y_m = L x_{m+1} + D x_D$

$\Rightarrow y_m = \frac{L}{V} x_{m+1} + \frac{D}{V} x_D$ - övre driftlinje.

Stegning ger 6 ideala steg $\Rightarrow$ 5 ideala botttnar,

a) $\eta = 0,6 \Rightarrow \frac{5}{0,6} = 8,33 \Rightarrow$ 9 verkliga botttnar