

Lösningar GKT

2.4-10, 3.3-8
(g 2.5 ...)

Av: Niklas Schröder



Studienämnden Kf / Kb

2.4]

- a) Ström 2: protein och fiber från ström 1
hexan från ström 2

⇒ Vi behöver massbalanser för några av dessa ämnen!

$$\text{Protein: } 0,45 \dot{m}_1 = a \dot{m}_2$$

$$\text{Fiber: } 0,18 \dot{m}_1 = b \dot{m}_2 \quad (a, b \text{ viktandelar i ström 2})$$

Alla viktandelar i en ström summerar till 1:

$$a + b + 0,03 = 1$$

↳
andelen hexan

Ovanstående samband ger

$$a = \frac{0,45}{0,18} \cdot 0,97 = 0,69$$

$$b = 1 - 0,03 - a = 0,28$$

$$\dot{m}_2 = \frac{0,45 \dot{m}_1}{a} = 1,5 \text{ kg min}^{-1}$$

- b) Oljan rör sig endast i strömmarna 1, 3 och 6

⇒ Samma flöde av olja i alla dessa

$$\dot{m}_{\text{olja}, 6} = \dot{m}_{\text{olja}, 1} = 0,37 \cdot 2,3 = 0,85 \text{ kg min}^{-1}$$

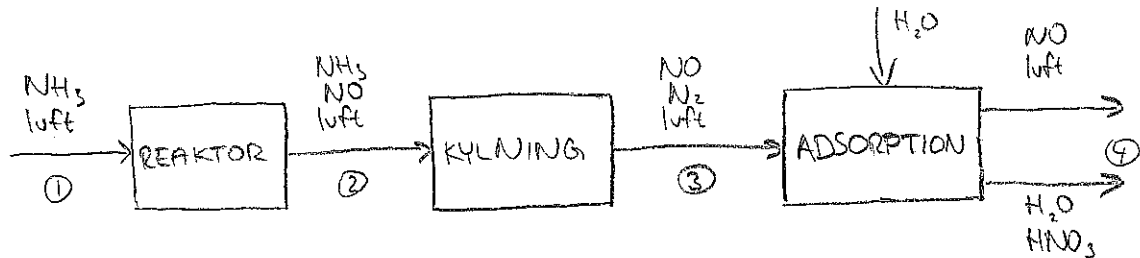
- c) Hexan rör sig endast in i systemet via ström 5 och ut via ström 2 ⇒ samma flöde!

$$\dot{m}_{\text{hexan}, 5} = \dot{m}_{\text{hexan}, 2} = 0,03 \cdot \dot{m}_2 = 0,03 \cdot 1,5 = 0,045 \text{ kg min}^{-1}$$



Studienämnden Kf / Kb

2.6



Här väljer vi räknebasen 100 mol/s friskt flöde till reaktorn.

	NH ₃	N ₂	O ₂	NO	HNO ₃	H ₂ O
1	8,3	72,44	19,25	-	-	-
2	0,581	72,44	9,64	7,72	-	11,6
3	-	72,73	9,20	7,72	-	...
4	-	72,73	3,7	0,386	7,33	...

Torra gaser

Halten N₂ i det torra utflödet blir $\frac{72,73}{72,73 + 3,7 + 0,386} = 95\%$

p.s.s O₂ : 4,8%
NO : 0,5%

Temperaturen ut från reaktorn förs med energibalans:

$$\underbrace{\sum H_i^{in} \cdot F_i^{in}}_{in} - \underbrace{\sum H_i^{ut} \cdot F_i^{ut}}_{ut} + \underbrace{r(-\Delta H)}_{reaktion} = \underbrace{0}_{ackumul\ddot{a}tion}$$

där F_i är de molära flödena

$$H_i = \int_{T_{ref}}^T c_p dT = c_{pm}(T - T_{ref}) \quad \text{i det här fallet}$$

r reaktionshastigheten

$-\Delta H$ den energi som frigörs när reaktion sker

$$r = \frac{8,3 \cdot 0,93}{4} = 1,92975 \text{ mol/s}$$

$$\Delta H = -4 \cdot (-45,6) + 4 \cdot 90,0 + 6 \cdot (-242,0) = -909,6 \text{ kJ/mol}$$



Studienämnden Kf / Kb

2.6

forts

$$\sum H_i^{in} F_i^{in} = (45,14 \cdot 8,3 + 30,25 \cdot 72,44 + 31,87 \cdot 19,25) (600 - 25) = 1828 \text{ kJ/s}$$

$$\sum H_i^{ut} F_i^{ut} = 1828 + 1,92975 \cdot (-(-909,6)) = 3583 \text{ kJ/s}$$

Eftersom c_{pm} beror på temperaturen kan vi inte beräkna denna direkt utan vi måste iterera:

Gissa temperatur \rightarrow ta ut $c_{pm} \rightarrow$ beräkna ny temp.

$$\sum H_i^{ut} F_i^{ut} = (T - T_{ref}) \sum c_{pm,i} F_i^{ut}$$

$$\Rightarrow T = \frac{3583 \cdot 10^3}{\sum c_{pm,i} F_i^{ut}} + T_{ref}$$

Gissa $T = 700^\circ\text{C}$ ($> 600^\circ\text{C}$ ty exoterm reaktion)

\Rightarrow Ny temperatur 1137°C

Gissa $T = 1100^\circ\text{C}$ (närmaste tabellvärde)

\Rightarrow Ny temperatur 1092°C

Delta är inom 1% från det gissade värdet och iterationen är klar.

$$\underline{T = 1092^\circ\text{C}} \quad (\text{med överdriven noggrannhet})$$



Studienämnden Kf / Kb

2.7 | Till denna uppgift saknas facit i häftet, men denna lösning bör vara korrekt.

Vi vet alla halter i de olika strömmarna (3, 4 och 5 har alla samma) men bara ett flöde. Därför borde vi kunna lösa strömmarna successivt i följande ordning: $6 \rightarrow 7 \rightarrow 2, 3 \rightarrow 1, 4, 5$

Men det finns ett enklare sätt: då vi har 6 okända strömmar behöver vi 6 samband mellan dem, vilket kan fås genom att sätta olika systemgränser. Vi kommer då få ett linjärt ekvationssystem, vilket enkelt löses med TI-83 eller MATLAB.

Tork: x fasta partiklar i ström 6 och 7: $(1-0,30)m_6 = (1-0,08)m_7$ (1)

x skillnader i vattenflöde är lika: $m_{\text{vatten},6} - m_{\text{vatten},7} = m_{\text{vatten},3} - m_{\text{vatten},2}$

— med halter: $0,30m_6 - 0,08m_7 = 0,03m_3 - 0,01m_2$ (2)

x torra luftflödet (utan vatten): $(1-0,01)m_2 = (1-0,03)m_3$ (3)

Blandpunkt 1-2-4: $0,005m_1 + 0,03m_4 = 0,01m_2$ (4)

Hela anläggningen: x luft: $(1-0,005)m_1 = (1-0,03)m_5$ (5)

x vatten: $0,005m_1 + 0,30m_6 = 0,03m_5 + 0,08m_7$ (6)

Delta kan skrivas som ett ekvationssystem $Ax = b$ med

$$A = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0,92 \\ 0 & -0,01 & 0,03 & 0 & 0 & 0,08 \\ 0 & 0,99 & -0,97 & 0 & 0 & 0 \\ 0,005 & -0,01 & 0 & 0,03 & 0 & 0 \\ 0,995 & 0 & 0 & 0 & -0,97 & 0 \\ 0,005 & 0 & 0 & 0 & -0,03 & -0,08 \end{bmatrix} \quad b = \begin{bmatrix} 0,70m_6 \\ 0,30m_6 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ -0,30m_6 \end{bmatrix}$$

Lösningen $x = A^{-1}b$ fås på TI-83 genom att mata in matriserna A (6x6) och b (6x1, $m_6 = 100$) och därefter skriva

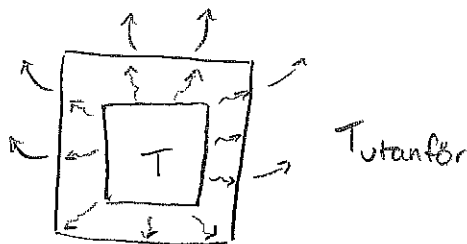
$[A]^{-1}[B]$ vilket bör ge

$$x = \begin{bmatrix} m_1 \\ \vdots \\ m_5 \\ m_7 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 928 & 1160 & 1184 & 232 & 952 & 76 \end{bmatrix}^T \text{ kg/min}$$



Studienämnden Kf / Kb

2.8



Värmet $q_{\text{conduction}}$ tas från vattnet och går åt till
x förångning av 0,06 kg vatten per timme
x värmning av samma flöde från T till $T_{\text{utanför}}$

Vi får därför

$$q = 0,06 c_p (T_{\text{utanför}} - T) + 0,06 \Delta H_{\text{vap}}$$

och vi vet att

$$q = q_{\text{conduction}} = U (T_{\text{utanför}} - T)$$

$$(U - 0,06 c_p)(T_{\text{utanför}} - T) = 0,06 \Delta H_{\text{vap}}$$

$$T = T_{\text{utanför}} - \frac{0,06 \Delta H_{\text{vap}}}{U - 0,06 c_p}$$

$$\Delta H_{\text{vap}} = 2260 \text{ kJ/kg}$$

$$c_p = 4,2 \text{ kJ/kgK}$$

} Formelsamling

U , $T_{\text{utanför}}$ givna

$$T = \underline{\underline{15,4^\circ\text{C}}}$$

OBS! Notera enheter!



Studienämnden Kf / Kb

2.9 Tillflödet och inflödet till reaktorn har samma (kända) sammansättning, så vi kan använda reaktorflödet som räknebas (100 mol/s).

I reaktorn reagerar x mol/s så att sluthalten CO blir 2%, vilket ger oss flödena från den.

	H ₂	CO	CO ₂	CH ₄	N ₂
In:	46,2	46,7	4,6	0,4	2,1
Reaktion:	x	$-x$	x	-	-
Ut:	$46,2+x$	$46,7-x$	$4,6+x$	0,4	2,1

$$0,02 = \frac{46,7-x}{46,2+x+46,7-x+4,6+x+0,4+2,1} \Rightarrow x = 43,8 \text{ mol/s}$$

Ut:	900	2,9	48,4	0,4	2,1
-----	-----	-----	------	-----	-----

Utströmmen från reaktorn ska därefter blandas med den ström som leddes förbi i önskade proportioner.

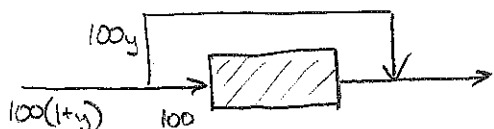
Flöde av väte: $900 + 46,2y$

CO: $2,9 + 46,7y$

Förhållande 2:1 : $900 + 46,2y = 2(2,9 + 46,7y)$

$\Rightarrow y = 1,784$

Variabeln y står här för hur många gånger större den förbileda strömmen är jämfört med reaktorströmmen.



Andelen som passerar förbi reaktorn är därför $\frac{y}{1+y} = \underline{\underline{64,1\%}}$

Andelen föroreningar (metan + kvävgas) i utflödet:

$$\frac{(2,1+0,4)(1+y)}{900+46,2y+2,9+46,7y+(2,1+0,4)(1+y)} = \underline{\underline{2,62\%}}$$



Studienämnden Kf / Kb

2.10 | Vi utgår från halten (mängden) i sulfatprodukten och räknar bakåt.

Komponent	Molmassa	Vikts-%	Moldelar $n = \frac{m}{M}$	
Na_2SO_4	142,05	91,48	0,6440	✓ bildas i 2:a reaktionen
NaHSO_4	120,07	4,78	0,0398	↘ bildas i 1:a reaktionen reagerar i 2:a
NaCl	58,44	1,98	0,0339	
H_2O	18,02	1,36	0,0755	} avgör i ständ mängd till gasfas
HCl	36,46	0,40	0,0110	

Vi använder 0,6440 mol Na_2SO_4 som räkneas.

\Rightarrow 0,6440 mol NaHSO_4 reagerar i 2:a reaktionen

\Rightarrow $0,6440 + 0,0398 = 0,6838$ mol NaHSO_4 bildas i 1:a reaktionen

\Rightarrow 0,6838 mol H_2SO_4 från början.

Ursprunglig mängd koksalt: $0,0339 + 0,6838 + 0,6440 = 1,3617$ mol

Resultatet ska anges per ton koksalt, 79,577 g tillsatt.

\Rightarrow Alla värden multipliceras med $\frac{10^6}{79,577} = 12566$

Tillförd ren svavelsyra: $0,6838 \cdot 12566 \cdot 98,0858 = 842815 \text{ g} \approx 843 \text{ kg}$

75%-ig: $\frac{1}{0,75} \cdot 843 = 1124 \text{ kg}$ svavelsyra per ton koksalt

Bildad mängd saltsyra (reaktion 1+2):

$$(0,6440 + 0,6838) \cdot 36,46 \cdot 12566 = 608340 \text{ g} \approx 608 \text{ kg}$$

b) Reagerat NaCl i första reaktionen: $0,6838 \cdot 12566 = 8593$ mol

Totalt tillsatt: $(0,6838 + 0,6440 + 0,0339) \cdot 12566 = 17111$ mol

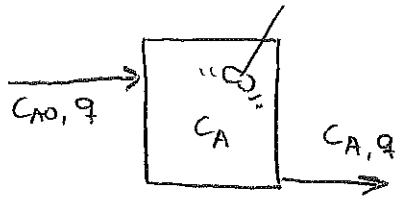
$$\text{Andel} \quad \frac{8593}{17111} = \underline{\underline{50,2\%}}$$



Studienämnden Kf / Kb

3.3 |

Tank:



$$\text{Molbalans: } F_{A0} - F_A - k c_A V = 0$$

↳ om A reagerar \Rightarrow negativt tecken ($V_A = -1$)

$$F_{A0} = c_{A0} q$$

$$F_A = c_A q$$

$$\Rightarrow c_{A0} q - c_A q - k c_A V = 0$$

$$c_A = c_{A0} (1 - X_A)$$

$$\Rightarrow c_{A0} q - c_{A0} (1 - X_A) q - k c_{A0} (1 - X_A) V = 0$$

$$X_A q - k (1 - X_A) V = 0$$

$$V = \frac{X_A q}{k(1 - X_A)} = \underline{\underline{0,16 \text{ m}^3}}$$

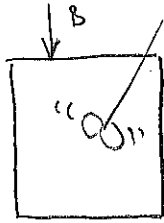
\therefore För första ordningens reaktion i en tankreaktor är omsättningsgraden oberoende av inflödeskoncentrationen.



Studienämnden Kf / Kb

3.4 |

Satsreaktor
(med inflöde)



Molbalans: $r_A V = \frac{dN_A}{dt}$, $r_A = V_A r = V_A k C_A C_B$ (konstant)

$V_A = V_B$ ger $F_B(t) = r_A V = \frac{dN_A}{dt}$ (1)

$$N_A = C_A \cdot V \Rightarrow \frac{dN_A}{dt} = \frac{d(C_A \cdot V)}{dt} = \{V \text{ konstant}\} = V \frac{dC_A}{dt}$$

$$-k C_A C_B V = V \frac{dC_A}{dt}$$

$$\frac{dC_A}{dt} = -k C_A C_B$$

$$-\int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{dC_A}{k C_A C_B} = \int_0^t dt \Rightarrow t = -\frac{1}{k C_B} \left[\ln C_A \right]_{C_{A0}}^{C_A} = -\frac{1}{k C_B} \ln \frac{C_A}{C_{A0}}$$

$$\Leftrightarrow C_A(t) = C_{A0} e^{-k C_B t}$$

Insättning i (1):

$$F_B(t) = -k C_B C_A(t) V = -k C_B C_{A0} V e^{-k C_B t}$$

Reaktionens start: $t = 0 \Rightarrow F_B(0) = 2,8 \cdot 10^{-7} \text{ kmol/s}$

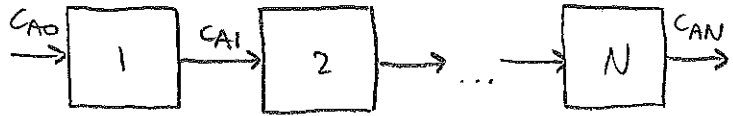
Efter 2 timmar: $t = 7200 \text{ s} \Rightarrow F_B(7200) = 1,87 \cdot 10^{-7} \text{ kmol/s}$



Studienämnden Kf / Kb

3.5

Tankar i serie:



$$\text{Upphållstid } \tau = \frac{V}{q} \quad \frac{[\text{m}^3]}{[\text{m}^3/\text{s}]} = [\text{s}]$$

$$\text{Molbalans: } F_{A,n-1} - F_{An} - rV = 0$$

$$qC_{A,n-1} - qC_{An} - \frac{kC_{An}}{1+K_A C_{An}} V = 0$$

$$C_{A,n-1} - C_{An} - \frac{kC_{An}}{1+K_A C_{An}} \tau = 0$$

Vi vill uppnå utomsättning 50%:

$$F_{An} = F_{A0}(1 - X_A)$$

$$qC_{An} = qC_{A0}(1 - X_A)$$

$$C_{An} = 0,50 C_{A0} = 10 \text{ kmol/m}^3$$

Lös därför massbalansen tills denna koncentration fas. Använd gärna ekvationlösare då det blir bökliga uttryck!

$$C_{An} = -\frac{1}{2} \left(\frac{1+k\tau}{K_A} - C_{A,n-1} \right) + \sqrt{\frac{1}{4} \left(\frac{1+k\tau}{K_A} - C_{A,n-1} \right)^2 + \frac{C_{A,n-1}}{K_A}}$$

$$C_{A1} = 16,27 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{A2} = 12,55 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{A3} = 8,84 \text{ kmol/m}^3 < 10 \text{ kmol/m}^3$$

Vi behöver alltså 3 ideala tankar i serie.



Studienämnden Kf / Kb

3.6 | $A \rightarrow B$ isotermt, isobart \Rightarrow konstant densitet!



Molibalans för volymselement dV :

$$F_{j0} - (F_{j0} + dF_j) + r_j dV = 0$$

$$\Leftrightarrow \frac{dF_j}{dV} = r_j$$

$$F_A = F_{A0}(1 - X_A) \Rightarrow \frac{dF_A}{dX_A} = -F_{A0} \Leftrightarrow dF_A = -F_{A0} dX_A$$

$$r_A = v_A \cdot r = -kC_A = -kC_{A0}(1 - X_A)$$

Insättning i MB:

$$-F_{A0} \frac{dX_A}{dV} = -kC_{A0}(1 - X_A)$$

$$\int_0^V dV = F_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{kC_{A0}(1 - X_A)}$$

$$V = \frac{F_{A0}}{kC_{A0}} \left[-\ln(1 - X_A) \right]_0^{X_A} = \frac{F_{A0}}{kC_{A0}} \left(-\ln(1 - X_A) + \underbrace{\ln(1)}_{=0} \right)$$

Dessutom: $q = \frac{F_{A0}}{C_{A0}}$ (kan användas pga. konstant g)

$$\Rightarrow \tau = \frac{V}{q} = -\frac{1}{k} \ln(1 - X_A) = \underline{\underline{1,6 \text{ s}}}$$

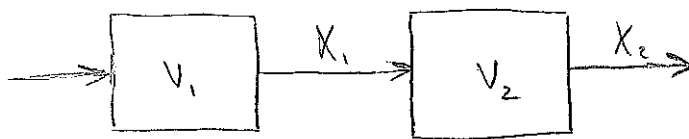


Studienämnden Kf / Kb

3.7

I denna uppgift har vi två tankreaktorer som arbetar vid omsättningsgraderna 0,4 resp. 0,6, varmed tabellen ger de båda reaktionshastigheterna.

Reaktionen $A + 2B \rightarrow C$ medför densitetsförändring, dvs volymflödet varierar genom processen.



$$\text{Molbalanser: } F_{A0} - F_{A1} - r_1 V_1 = 0$$

$$F_{A1} - F_{A2} - r_2 V_2 = 0$$

$$F_{A0} X_1 - r_1 V_1 = 0$$

$$F_{A0} (X_2 - X_1) - r_2 V_2 = 0$$

$$F_{A0} = q_0 \cdot C_{A0} = q_0 \cdot K_A \cdot C_{\text{tot}} = q_0 K_A \frac{P}{RT}$$

molbrök!

$$P = 1013 \text{ kPa}$$

$$T = 500 \text{ K}$$

$$q_0 = 2 \text{ m}^3/\text{min} = \frac{2}{60} \text{ m}^3/\text{s} \quad (\text{jämför enheter!})$$

$$K_A = 0,40$$

$$X_1 = 0,40$$

$$X_2 = 0,60$$

$$r_1 = r(0,40) = 0,002 \cdot 10^4 \text{ mol/m}^3\text{s}$$

$$r_2 = r(0,60) = 0,001 \cdot 10^4 \text{ mol/m}^3\text{s}$$

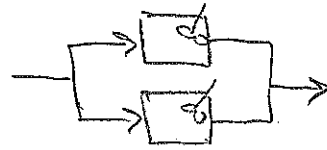
$$\Rightarrow V_1 = V_2 = \underline{\underline{0,065 \text{ m}^3}}$$



Studienämnden Kf / Kb

3.8 |

Nu: 2 parallella tankar:



$$F_{A0} - F_A - kC_A^2 V = 0$$

$$qC_{A0} - qC_A - kC_A^2 V = 0, \quad C_A = C_{A0}(1 - X_A)$$

$$\Rightarrow q - q(1 - X_A) - kC_{A0}(1 - X_A)^2 V = 0$$

$$qX_A - kC_{A0}(1 - X_A)^2 V = 0$$

$$q = \frac{0,8 \cdot 10^{-3}}{2} = 0,4 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} \quad (\text{flödet delas!})$$

$$\Rightarrow k = 8,838 \cdot 10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{kmol} \cdot \text{s}}$$

a) 2 tankar i serie:

$$qC_{A0} - qC_{A1} - kC_{A1}^2 V = 0$$

$$qC_{A1} - qC_{A2} - kC_{A2}^2 V = 0$$

$$q = 0,8 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} \quad \text{igen ger } C_{A1} = 0,868 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{A2} = 0,473 \text{ kmol/m}^3$$

$$\text{Omsättningsgraden } X_A = \frac{2,2 - 0,473}{2,2} = 0,785$$

b) 2 parallella batchar: $-kC_A^2 V = \frac{dN_A}{dt} = \frac{d(Vc_A)}{dt} \stackrel{V \text{ konst}}{=} V \frac{dc_A}{dt}$

$$t = \int_0^t dt = - \int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{dc_A}{kC_A^2} = - \left[-\frac{1}{kC_A} \right]_{C_{A0}}^{C_A} = \frac{1}{k} \left(\frac{1}{C_A} - \frac{1}{C_{A0}} \right)$$

Upphållstiden $\tau = t + 15 \text{ min} = t + 15 \cdot 60 \text{ s}$ (körning + tömning)

$$\tau = \frac{1,6}{0,4 \cdot 10^{-3}} = 4000 \text{ s} \Rightarrow t = 3100 \text{ s}$$

$$\Rightarrow C_A = 0,313 \text{ kmol/m}^3 \Rightarrow X_A = \frac{2,2 - 0,313}{2,2} = 0,858$$