

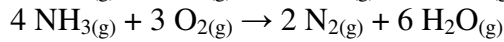
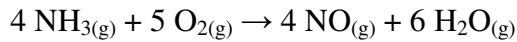


CHALMERS TEKNISKA HÖGSKOLA

Institutionen för kemi- och bioteknik

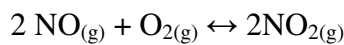
KURSNAMN	Grundläggande kemiteknik, KAA 146	<i>Med förslag till lösningar av beräkningsuppgifter</i>	
PROGRAM: namn åk / läsperiod	Civilingenjörsprogram kemiteknik Civilingenjörsprogram kemiteknik med fysik årskurs 2 läsperiod 3 & 4		
EXAMINATOR	Krister Ström		
TID FÖR TENTAMEN LOKAL	Onsdag 11 januari 2012, kl 08.30-12.30 V		
HJÄLPMEDEL	Valfri räknedosa/kalkylator med tömt minne. Egna anteckningar och kursmaterial är ej godkänt hjälpmedel. "Data och Diagram" av Sven-Erik Mörtstedt/Gunnar Hellsten "Tabeller och Diagram" av Gunnar Hellsten "Physics Handbook" av Carl Nordling/Jonny Österman "BETA β " av Lennart Råde/Bertil Westergren Formelblad (vilket bifogats tentamenstesen)		
ANSV LÄRARE: namn telnr besöker tentamen	Derek Creaser 772 3023 ca. kl. 09.30	Krister Ström 772 5708 ca. kl. 10.30	Lennart Vamling 772 3021 ca. kl. 11.00
DATUM FÖR ANSLAG av resultat samt av tid och plats för granskning	Svar till beräkningsuppgifter anslås 12 januari på studieportalens kurshemsida. Resultat på tentamen anslås tidigast 26 januari efter kl 12.00. Granskning 1 respektive 3 februari kl. 12.30-13.00 i seminarierummet forskarhus II plan 2.		
ÖVRIG INFORM.	Tentamen består av teoriproblem till ca 40 % och resten beräkningsuppgifter. Sju uppgifter totalt på tentamen. Poäng på respektive uppgift finns noterat i tentamenstesen. För godkänd tentamen fordras 50% av tentamens totalpoäng. Till genomförd tentamens totalpoäng adderas bonuspoäng som erhållits inom ramen för kursens miniprojekt. Dessa tillgodoräknas endast vid de tentamenstillfällena under det år studenten är förstagångsregistrerad på kursen. Samtliga diagram och bilagor skall bifogas lösningen av tentamensuppgiften. Diagram och bilagor kan ej kompletteras med vid senare tillfälle. Det är Ditt ansvar att Du besitter nödvändiga kunskaper och färdigheter. Det material som Du lämnar in för rättning skall vara väl läsligt och förståeligt. Material som inte uppfyller detta kommer att utelämnas vid bedömningen. Betyg 3 30-39p, betyg 4 40-49p, betyg 5 50-60p.		

Uppgift 1 Salpetersyra tillverkas genom katalytisk oxidation av ammoniak vid 850°C. De huvudsakliga reaktionerna är:



I denna reaktor sker en fullständig omsättning av ammoniak. Dessutom gäller i reaktorutflödet att 5 mol% av tillförd ammoniak har gett N₂.

Produkterna kyles i ett senare steg varvid följande jämvikt inställer sig (ingen gas kondenserar vid kylningen)



med jämviktskonstanten $K_P = 10^3 \text{ bar}^{-1}$ (vid jämvikt $\frac{P_{\text{NO}_2}^2}{P_{\text{NO}}^2 P_{\text{O}_2}} = K_P$)

NO₂ löses sedan i vatten och ger HNO₃. Beräkna hur många mol luft / mol NH₃ som måste tillföras i det färska inflödet för att 90 mol% av tillförd NH₃ skall ge NO₂. Trycket i alla delar av anläggningen är 10 bar.

Data:

Luftsammansättning: 79% N₂, 21% O₂

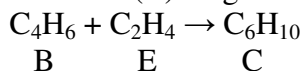
(8p)

Uppgift 2 En irreversibel gasfas reaktion $A \rightarrow B$ utförs i en tubreaktor bestående av 50 parallella tuber som är 12 m långa och har en inre diameter på 2 cm vardera. Experiment i labbskala har givit reaktionshastighetskonstanten för den första ordnings reaktion till 0.00152 s⁻¹ vid 93°C och 0.0740 s⁻¹ vid 149°C. Den önskvärda omsättningen för A är 80% med ett tillflöde på 227 kg h⁻¹ av ren A och ett arbetstryck på 793 kPa. Molekylvikten för A är 0.073 kg mol⁻¹. Antag ideal gas.

- Vid vilken temperatur skulle reaktorn arbeta vid om dess flödesbeteende är idealt pluggflöde?
- Om flödesbeteendet avviker från idealt pluggflöde, dvs. närvaro av någon grad av återblandning ('back-mixing'), skulle den önskvärda arbetstemperaturen bli högre eller lägre då? Stöd svaret med ett resonemang (ingen beräkning).

(10p)

Uppgift 3 Butadien (B) reagerar i gasfas med eten (E) och ger cyclohexen (C) enligt:



Reaktionen sker i en adiabatisk tankreaktor. Inflödet består av en ekvimolekylär blandning av butadien och eten. Tryckfallet över reaktorn kan försummas och gaserna kan behandlas som ideala.

- Uttryck utflödestemperatur (T) som en funktion av butadien omsättningsgraden (X).
- Uttryck utflödeskoncentration av butadien (C_B) som en funktion av butadien omsättningsgraden (X).

Använd **endast** följande symboler:

Symbol		Enheter
T	utflödestemperatur	K
T_0	inflödestemperatur	K
X	butadien omsättningsgraden	-
F_{B0}	butadien inflödes hastighet	mol s^{-1}
ΔH_R vid T_0	reaktionsvärme vid inflödestemperatur	J mol^{-1}
F_B, F_E, F_C	utflödes hastighet	mol s^{-1}
C_{PB}, C_{PE}, C_{PC}	medelmolvärme	$\text{J mol}^{-1} \text{K}^{-1}$
P_{tot}	totaltryck	Pa
R	ideal gas konstant	$\text{Pa m}^3 \text{mol}^{-1} \text{K}^{-1}$
C_B	butadien utflödeskoncentration	mol m^{-3}

(8p)

Uppgift 4 En blandning av bensen och toluen separeras i en kontinuerligt arbetande destillationskolonn utrustad med återkokare och totalkondensor. Separationen genomförs vid totaltrycket 100 kPa. Det kokvarma tillflödet till kolonnen, 100 kmol/h, håller 45 mol-% bensen och resten toluen. Man önskar en toppprodukt som håller 10 mol-% toluen och att 8% (baserad på molbas) av till kolonnen påförd bensen i tillflödet förs ut i bottenprodukten. Destillationskolonnen arbetar vid ett yttre återflödesförhållande av 2.0.

- Hur stora produktflöden erhålls från kolonnen?
- Hur många ideala bottenar fordras för att genomföra separationen?
- Vilken temperatur håller det kokvarma tillflödet?

Jämviktsdiagram för systemet bensen-toluen bifogas.

Data:

Systemet bensen-toluen antas uppträda idealt.

Antoines ekvation: $\log P^0(\text{mmHg}) = A - \frac{B}{C+T(^{\circ}\text{C})}$

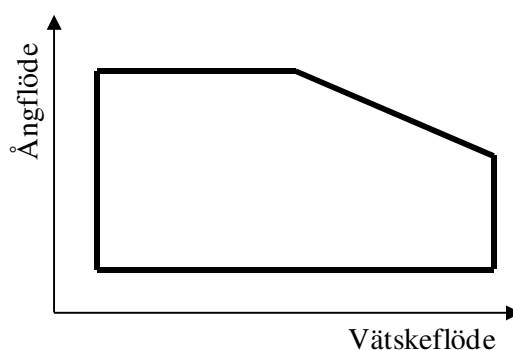
Vänd ↩

Antoinekonstanter:

	A	B	C
Bensen	6.90565	1211.033	220.790
Toluen	6.95464	1344.800	219.482

(10p)

- Uppgift 5**
- Redogör för vilken betydelse återflödet har vid destillation i betraktelse av masstransport- och energi!
 - Ang tre olika alternativ för att ordna vätskeföringen på en destillationsbotten! När är det lämpligt att använda den ena typen framför den andra?
 - Ett kapacitetsdiagram för en silbotten har följande principiella utseende. Lämpligt driftområde är markerat.



Ange begränsningslinjerna och vad som händer i kolonnen när man har en driftpunkt nära eller utanför dessa!

(12p)

- Uppgift 6**
- I en tvåpass tubvärmväxlare med värmeöverföringsarean 50 m^2 tas värmten från en kolväström på väg till en produkttank till vara för att förvärma en vattenström. Kolväströmmen (med $C_p=2,4 \text{ kJ/kg}$) är ursprungligen på $11,7 \text{ kg/s}$ och kyls från $80,0 \text{ }^\circ\text{C}$ till $35,0 \text{ }^\circ\text{C}$, medan vattenströmmens ($C_p=4,2 \text{ kg/s}$ och massflöde 10 kg/s) inloppstemperatur är $10,0 \text{ }^\circ\text{C}$.

- Vad har värmväxlaren för U-värde vid dessa förhållanden?

Efter en ombyggnad för utökad kapacitet i processen, så ökar kolväströmmens flöde med 50% , men inloppstemperaturen är oförändrad. Flödesökningen medför också att U-värdet ökar med 19% .

- Till vilken temperatur klarar nu värmväxlaren att kyla kolväströmmen? Vattenströmmens inloppstemperatur och flöde är desamma som förut. C_p -värdena och värmväxlarens area antas också oförändrade.

Kommentar: Om iteration behöver användas, så räcker det att redovisa två steg och beskriva fortsatt lösningsgång.

(7p)

Vänd ↩

Uppgift 7 Sughöjd och uppfodringshöjd är begrepp som används i samband med pumpar.

- a) Hur definieras sughöjd och pumpens uppfodringshöjd? Visa i figur!
- b) Varför är sughöjden för kallt vatten teoretiskt ca 10 m men i praktiken ca 7 m?
- c) I vissa fall måste sughöjden vara negativ för att undvika problem. Vilket är problemet och vad kallas det? Nämn någon annan åtgärd än negativ sughöjd som kan minska risken för att problemet uppstår.

(5p)

Göteborg 2011-12-28

Krister Ström
Derek Creaser
Lennart Vamling

Formelblad – Grundläggande kemiteknik

Reaktionsteknik

Omsättningsgraden:

$$X_A = \frac{N_{A_0} - N_A}{N_{A_0}} \quad (\text{satsreaktor})$$

$$X_A = \frac{F_{A_0} - F_A}{F_{A_0}} \quad (\text{kontinuerlig reaktor})$$

Arrhenius ekvation:

$$k = A \exp\left(-\frac{E_A}{RT}\right) \quad \text{och} \quad k(T) = k_1(T_1) \exp\left[\frac{E_A}{R}\left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T}\right)\right]$$

Energiteknik

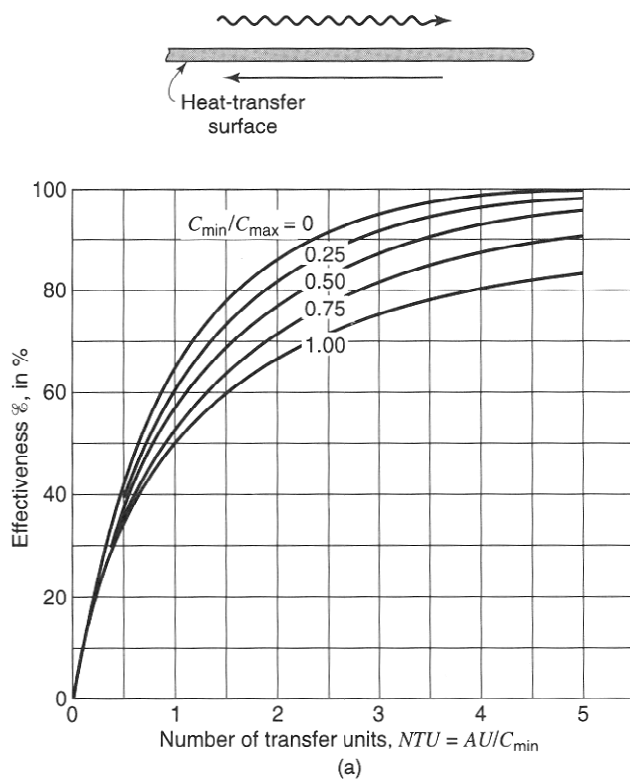
Värmeväxlare:

$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

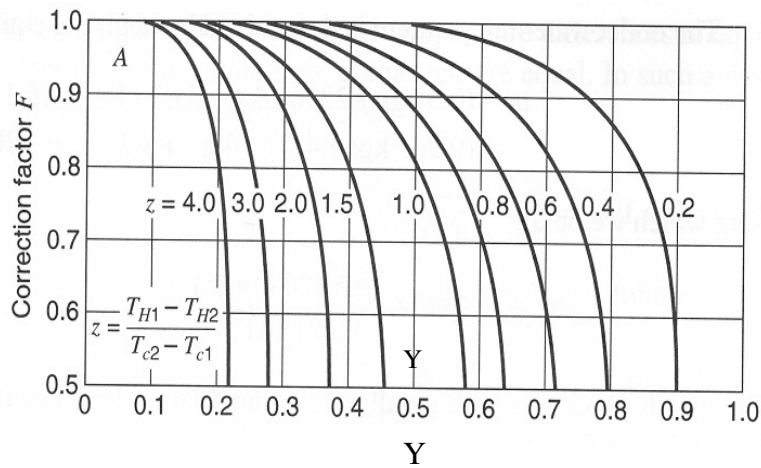
$$\varepsilon = \frac{1 - \exp\left[-NTU\left(1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]}{1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}} \exp\left[-NTU\left(1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]} \quad (\text{motström})$$

$$\varepsilon = \frac{1 - \exp\left[-NTU\left(1 + \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]}{1 + \frac{C_{\min}}{C_{\max}}} \quad (\text{medström})$$

$$NTU = \frac{UA}{C_{\min}}$$



Temperaturverkningsgrad för motströmsvämeväxlare



4 stråk
ass) på
bsidan

$$= \frac{T_{C2} - T_{C1}}{T_{H1} - T_{C1}}$$

Tryckförlust i rörledningar:

$$\Delta p_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{c^2 \rho}{2}$$

$$\Delta p_f = \zeta \frac{c^2 \rho}{2}$$

Separationsteknik

Antoinies ekvation:

$$\log(P_i^o) = A_i - \frac{B_i}{t + C_i}$$

Wilsonuttrycket för beräkning av aktivitetsfaktor för binärt system:

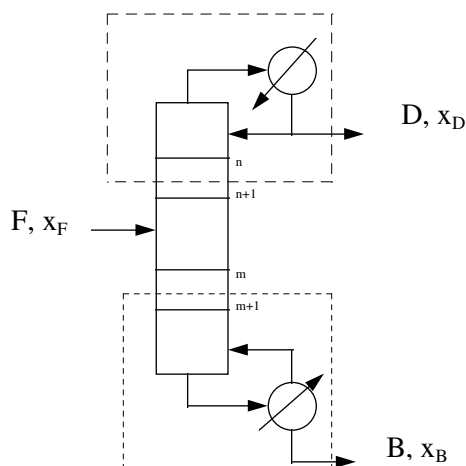
$$\ln \gamma_1 = -\ln(x_1 + \Lambda_{12}x_2) + x_2 \left(\frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{\Lambda_{21}x_1 + x_2} \right)$$

$$\ln \gamma_2 = -\ln(x_2 + \Lambda_{21}x_1) - x_1 \left(\frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{\Lambda_{21}x_1 + x_2} \right)$$

Relativ flyktighet:
$$\alpha_{1,2} = \frac{\frac{y_1}{x_1}}{\frac{y_2}{x_2}}$$

där x anger vätskefassammansättning
y anger ångfassammansättning
1 anger lättflyktig komponent
2 anger tung komponent

Binär destillation:



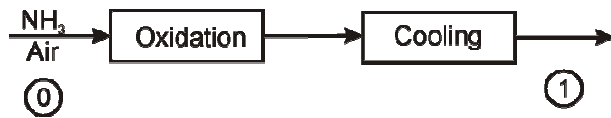
Materialbalanser:

$$Vy_{n+1} = Lx_n + Dx_D$$

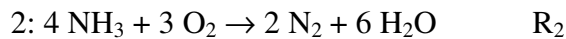
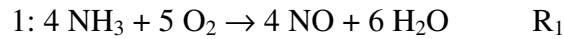
$$\bar{V}y_{m+1} = \bar{L}x_m - Bx_B$$

q-linje:
$$y = -\frac{q}{1-q}x + \frac{x_F}{1-q}$$

Uppgift 1



Reactions:



Reactions 1 and 2 occur during oxidation and reaction 3 during cooling

Specifications:

- 100% conversion of NH₃
- 5% of NH₃ becomes N₂
- 90% of NH₃ becomes NO₂
- Equilibrium for reaction 3 established after cooling at total pressure of 10 bar

Basis: $F_{\text{NH}_3}^0 = 100 \text{ mol s}^{-1}$

$$F_{\text{O}_2}^0 = ? \text{ and } F_{\text{Air}}^0 = F_{\text{O}_2}^0 + \frac{79 \text{ mol N}_2}{21 \text{ mol O}_2} F_{\text{O}_2}^0 = 4.76 F_{\text{O}_2}^0$$

We seek: $\frac{F_{\text{Air}}^0}{F_{\text{NH}_3}^0}$

Shall carry out balances below for entire process from stream 0 to 1, then all of the specifications (a) – (d) are applicable.

From (b)

$$F_{\text{N}_2}^1 = 2R_2 = \frac{2 \text{ mol N}_2}{4 \text{ mol NH}_3} 0.05 F_{\text{NH}_3}^0 = 2.5 \text{ mol s}^{-1} \text{ and } R_2 = 1.25 \text{ mol s}^{-1}$$

From (a)

$$F_{\text{NH}_3}^1 = F_{\text{NH}_3}^0 - 4R_1 - 4R_2 = 0 \text{ then } R_1 = \frac{F_{\text{NH}_3}^0 - 4R_2}{4} = 23.75 \text{ mol s}^{-1}$$

From (c)

$$F_{\text{NO}_2}^1 = 2R_3 = 0.9 F_{\text{NH}_3}^0 \frac{4 \text{ mol NO}}{4 \text{ mol NH}_3} \frac{2 \text{ mol NO}_2}{2 \text{ mol NO}} = 90 \text{ mol s}^{-1} \text{ and } R_3 = 45 \text{ mol s}^{-1}$$

From (d)

$$\frac{(P_{\text{NO}_2}^1)^2}{(P_{\text{NO}}^1)^2 P_{\text{O}_2}^1} = 10^3 \text{ bar}^{-1}$$
$$\frac{(y_{\text{NO}_2}^1)^2}{(y_{\text{NO}}^1)^2 y_{\text{O}_2}^1} = 10^3 P_{\text{tot}} = 10^4$$

$$\frac{(F_{NO_2}^1)^2 F_{tot}^1}{(F_{NO}^1)^2 F_{O_2}^1} = 10^4 \quad (1)$$

Setup balances to determine quantities in equation (1):

$$\begin{aligned} F_{NO}^2 &= 4R_1 - 2R_3 = 5 \text{ mol s}^{-1} \\ F_{O_2}^1 &= F_{O_2}^0 - 5R_1 - 3R_2 - R_3 = F_{O_2}^0 - 167.5 \\ F_{tot}^2 &= F_{NH_3}^0 + F_{Air}^0 + (6 + 4 - 3 - 4)R_1 + (6 + 2 - 3 - 4)R_2 + (2 - 1 - 2)R_3 = \\ &4.76F_{O_2}^0 + 80 \end{aligned}$$

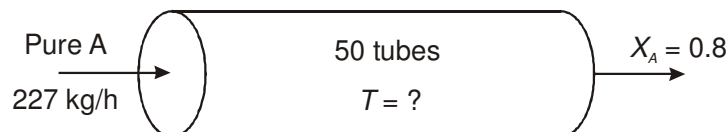
Substitute into equation (1)

$$\frac{(90)^2(4.76F_{O_2}^0 + 80)}{(5)^2(F_{O_2}^0 - 167.5)} = 10^4$$

Solving $F_{O_2}^0 = 201.1 \text{ mol s}^{-1}$

$$\text{Then } \frac{F_{Air}^0}{F_{NH_3}^0} = \frac{4.76F_{O_2}^0}{100} = 9.57$$

Uppgift 2



Reaction: $A \rightarrow B$ (gas phase, 1st order)

Where $k = 0.0152 \text{ s}^{-1}$ at 366 K
 $k = 0.0740 \text{ s}^{-1}$ at 422 K

Dimensions of each tube: $L = 12 \text{ m}$ $d = 0.02 \text{ m}$

Plug flow reactors in parallel are identical to a single plug flow reactor of same total volume. Thus we can consider the tubes as a single reactor with a volume corresponding to that of 50 tubes:

$$V = 50L \frac{\pi d^2}{4} = 0.1885 \text{ m}^3$$

$$F_{A0} = \frac{227 \text{ kg}}{h} \frac{\text{mol}}{0.073 \text{ kg}} \frac{h}{60 \text{ min}} \frac{\text{min}}{60 \text{ s}} = 0.864 \text{ mol s}^{-1}$$

First find activation energy (E) and pre-exponential factor (A) for reaction

$$k_1 = A \exp\left(-\frac{E}{RT_1}\right) \text{ and } k_2 = A \exp\left(-\frac{E}{RT_2}\right)$$

Then $k_1/k_2 = \exp\left(\frac{E}{R}\left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1}\right)\right)$

$$E/R = \frac{\ln(k_1/k_2)}{\left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1}\right)}$$

Gives $E = 36\,294 \text{ J mol}^{-1}$ and $A = 2300 \text{ s}^{-1}$

(a) Ideal plug flow reactor mole balance:

$$\frac{dF_A}{dV} = r_A$$

$$F_{A0} \frac{dX_A}{dV} = kC_A$$

Express C_A as function of X_A :

$$C_A = \frac{F_A}{q} = \frac{F_{A0} - X_A F_{A0}}{q} \quad (\text{since there is no total mole change due to reaction, } q \text{ is not function of } X_A)$$

$$C_A = C_{A0}(1 - X_A) = \frac{P}{RT}(1 - X_A)$$

Note that since the isothermal operating temperature of reactor is not known, C_{A0} is also unknown!

Substitute into mole balance above:

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

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

$$\frac{kPV}{RTF_{A0}} = \ln\left(\frac{1}{(1 - X_A)}\right)$$

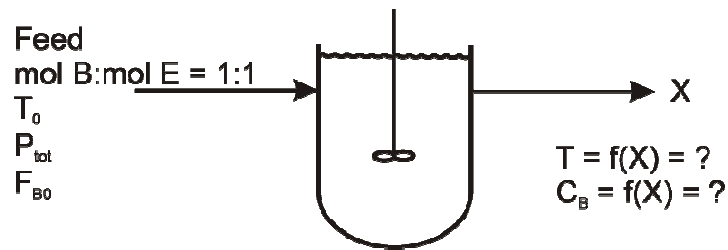
But k is also a function of T so...

$$\frac{APV}{RTF_{A0}} \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) - \ln\left(\frac{1}{(1 - X_A)}\right) = 0$$

It is found that $T = 388.2 \text{ K}$ (115°C) satisfies the equation.

- (b) If there were backmixing in the reactor (i.e. it behaved somewhat as an ideal tank) the conversion achieved would be lower if the temperature were maintained at 115°C . This is because the lower outlet reaction rate (at lower outlet concentration) would dominate in the reactor. Thus to achieve the same conversion with backmixing the operating temperature would have to be increased to increase the reaction rate and achieve the same average reaction rate in the backmixed reactor as for ideal plug flow.

Uppgift 3



$$F_{B0} = F_{E0}$$

Heat balance:

$$\sum F_{i0} \int_{T_{ref}}^{T_0} c_{pi} dT - \sum F_i \int_{T_{ref}}^T c_{pi} dT + XF_{B0} (-\Delta H_R(T_{ref})) = 0$$

$$\text{Set } T_{ref} = T_0$$

$$\sum F_i \int_{T_0}^T c_{pi} dT = XF_{B0} (-\Delta H_R(T_0))$$

$$T = \frac{XF_{B0}(-\Delta H_R(T_0))}{F_B c_{PB} + F_E c_{PE} + F_C c_{PC}} + T_0 \quad (\text{a})$$

Overall mole balances:

$$F_B = F_{B0} - XF_{B0}$$

$$F_E = F_{E0} - XF_{B0}$$

$$F_C = XF_{B0}$$

$$F_{tot} = 2F_{B0} - XF_{B0}$$

$$C_B = y_B C_{tot} = \frac{F_B}{F_{tot}} \frac{P_{tot}}{RT} = \frac{1-X}{2-X} \frac{P_{tot}}{RT} \quad (\text{b})$$

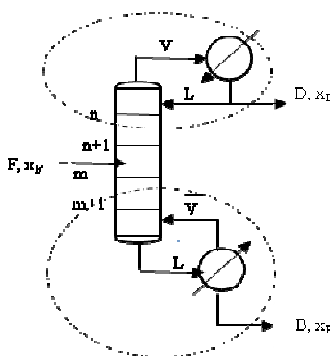
Uppgift 4.

Data: $P = 100 \text{ kPa}$
 $F = 100 \text{ kmol/h}$
 $x_F = 0.45$
 $x_D = 0.90$
 $Bx_B = 0.08Fx_F$
 $R = 2.0$

Sökt: a) Produktflöden D och B b) Antal ideala bottnar c) Tillflödets temperatur

Lösning:

a)



$$\left. \begin{array}{l} \text{Totalbalans: } F = D + B \\ \text{Komp.balans: } Fx_F = Dx_D + Bx_B \\ \text{Villkor: } Bx_B = 0.08Fx_F \end{array} \right\} \begin{array}{l} D = 46 \text{ kmol/h} \\ B = 54 \text{ kmol/h} \end{array}$$

b) Övre driftlinjen $y_{n+1} = \frac{L}{V}x_n + \frac{D}{V}x_D = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{x_D}{R+1}$ konstrueras i jämviktskurva.

q-linjen konstrueras utifrån kännedom att tillflödet är kokvarmt \Rightarrow lodrät q-linje.

Nedre driftlinjen konstrueras från skärningspunkten mellan övre driftlinjen och q-linjen samt punkten (x_B, x_B) på diagonalen i jämviktsdiagrammet.

$$x_B \text{ bestäms från } 0.08Fx_F = Bx_B \Rightarrow x_B = 0.07$$

"Stegning" ger åtta ideala bottnar samt återkokare

$$\left. \begin{array}{l} \text{c) } y_F = \frac{P^0}{P}x_F \\ x_F = 0.45 \\ y_F = 0.665 \text{ (avläst i jmvdiag)} \\ P = 760 \text{ mmHg} \end{array} \right\} \begin{array}{l} P^0 = 1123 \text{ mmHg} \\ T_F = 93.3^\circ\text{C} \end{array}$$

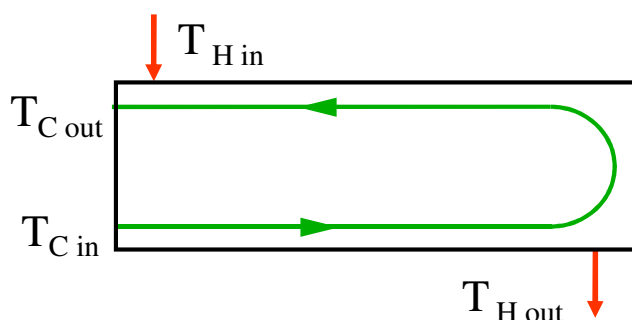
Svar: a) 46 kmol/h resp 54 kmol/h b) 8 bottnar samt återkokare c) 93°C

Uppgift 6.

I en tvåpass tubvärmväxlare med värmeöverföringsarean 50 m^2 tas värmets från en kolväteström på väg till en produkttank till vara för att förvärma en vattenström. Kolväteströmmen (med $C_p=2,4 \text{ kJ/kg}$) är ursprungligen på $11,7 \text{ kg/s}$ och kyls från $80,0 \text{ °C}$ till $35,0 \text{ °C}$, medan vattenströmmens ($C_p=4,2 \text{ kJ/kg}$ och massflöde 10 kg/s) inloppstemperatur är $10,0 \text{ °C}$.

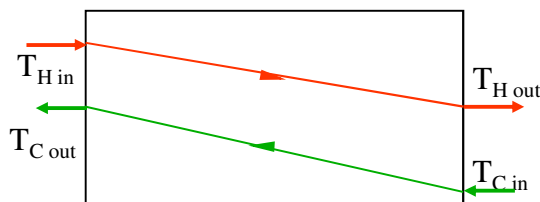
a) Vad har värmväxlaren för U-värde vid dessa förhållanden?

Tvåpass tubvärmväxlare:



Med F-faktor:

En motsvarande motströms värmväxlare enligt:



Överförd värme är samma som (t.ex.) avgiven värme:

$$q = \dot{m} c_p (T_{Hin} - T_{Hout}) = 11,7 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 2,4 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \cdot (80 - 35) \text{K} = 1264 \text{ kW}$$

Vi söker U-värdet. För F-faktormetoden så gäller sambandet

$$q = UAF\Delta T_{\log}$$

För att erhålla U ur detta, så behöver vi den logaritmiska medeltemperaturen och F-faktorn. För att kunna beräkna medeltemperaturen så behöver vi T_{Cout} , som vi kan få från q:

$$T_{Cout} = T_{Cin} + \frac{q}{\dot{m}c_p} = 10 + \frac{1264}{10 \cdot 4,2} = 40,08 \text{ °C}$$

Medeltemperaturen skall beräknas som om vi hade motström:

$$\Delta T_1 = 80 - 40,08 = 39,92 \quad \Delta T_2 = 35 - 10 = 25 \Rightarrow \Delta T_{\log} = 31,88 \text{ }^\circ\text{C}$$

Då återstår F-faktorn, som fås ur diagram i formelbilagan.

Med definitionerna på hjälpvariablerna erhålls: $Y=0,43$, $Z=1,5$. F-faktorn avläses till $F=0,66$

$$\text{Det ger det sökta } U = \frac{1264 \text{ kW}}{50 \text{ m}^2 \cdot 0,66 \cdot 31,88 \text{ K}} = 1,2 \frac{\text{ kW}}{\text{ m}^2 \text{ K}}$$

Efter en ombyggnad för utökad kapacitet i processen, så ökar kolväteströmmens flöde med 50 %, men inloppstemperaturen är oförändrad. Flödesökningen medför också att U-värdet ökar med 19 %.

- b) Till vilken temperatur klarar nu värmeväxlaren att kyla kolväteströmmen?
Vattenströmmens inloppstemperatur och flöde är desamma som förut. Cp-värdena och värmeväxlarens area antas också oförändrade.

Det som ändrats nu är alltså att massflödet kolväte nu är $11,7 \cdot 1,5 = 17,55 \text{ kg/s}$. Det nya U blir $U_b = 1,19 \cdot 1,2 = 1,428 \text{ kW}/(\text{m}^2 \text{ K})$. Det finns flera olika sätt att lösa uppgiften, den här redovisade använder samma beräkningsgång som deluppgift a):

Steg: 1) Antag ett värde på T_{Hout} , 2) Beräkna q och T_{Cout} , 3) Beräkna ΔT_{\log} , Z och Y , 4) Avläs F i diagram, 5) Beräkna U , 6) Jämför med U_b , 7) Upprepa 1-6 tills $U \approx U_b$
Vi börjar med att gissa att varma utloppstemperaturen blir något högre än tidigare, t.ex. $40 \text{ }^\circ\text{C}$.

T_{Hout}	q	ΔT_{\log}	Y	Z	F	U
40	1684	29,9	0,57	1	0,57	1974
42	1600	31,9	0,54	1	0,72	1391
41,7	1613	31,6	0,55	1	0,70	1456

Vi ser att gissningen 40 visar att vi behöver ett U-värde på 1974 för att klara det, och det har vi inte riktigt, varför vi får gissa på en något högre uttemperatur.

Svar: a) Värmeväxlarens U-värde är $1,2 \text{ kW}/(\text{m}^2 \text{ K})$, b) Utloppstemperaturen blir mellan $41,7$ och $42 \text{ }^\circ\text{C}$.