



CHALMERS TEKNISKA HÖGSKOLA

Institutionen för kemi- och bioteknik

KURSNAMN	Grundläggande kemiteknik, KAA 145, 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	Måndag 9 mars, kl 08.30-12.30 Hörsalsvägen		
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 Elmeroth 772 3015 ca. kl. 10.30
DATUM FÖR ANSLAG av resultat samt av tid och plats för granskning	Svar till beräkningsuppgifter anslås tisdag 10 mars på studieportalens kurshemsida. Resultat på tentamen anslås tidigast måndag 30 mars efter kl 12.00. Granskning tisdag 1 april samt torsdag 2 april kl. 12.30-13.00 i seminarierummet forskarhus II plan 2.		
ÖVRIG INFORM.	Tentamen består av teoriproblem till ca 40 % och resten beräkningsuppgifter. Åtta 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. Dimetyleter (DME eller CH_3OCH_3) är ett bra alternativ till dagens fossila bränslen p.g.a. sina egenskaper under förbränning, men studier har också gjorts för att från DME producera reformeringsgas (en gasblandning med H_2 , CO , CO_2 och H_2O) med högt väteinnehåll som kan användas i bränsleceller. Detta görs genom ångreforming av DME enligt reaktionen nedan.



Ångreformen är endoterm, men en viss del av DME förbränns enligt den exoterma reaktionen:



Dessutom sker den så kallade "water gas shift" reaktionen:



Till en reaktor som innehåller en Pd-Zn/ Al_2O_3 katalysator förs en gasblandning bestående av 6.74 vol% DME, 16.84 vol% H_2O och 4.72 vol% O_2 . Resterande del utgörs av N_2 och tillflödets temperatur är 400°C . Utgående gasström innehöll 22.1 vol% H_2 , 7.83 vol% CO_2 , 2.12 vol% CO men också komponenter som ej förbrukats i reaktorn.

- Vad blir omsättningen av DME och syre över reaktorn?
- Den uppskattade värmeförlusten från reaktorn är 5 kJ per mol ingående gas. Beräkna den utgående gasens temperatur baserat på den här uppskattningen.
- Det bör vara tydligt från (b) att reaktionerna inte är termiskt balanserade, d.v.s. värmen som bildas under förbränningen är större än den värme som förbrukas i de båda övriga reaktionerna. Hur skulle du ändra driften av reaktorn för att göra processen bättre termiskt balanserad? Hur skulle det påverka mängden producerad väte?

Givna data:

Medelmolvärmen inom det relevanta temperaturområdet.

	$C_p(\text{J mol}^{-1} \text{K}^{-1})$
DME	113.1
O_2	32.7
H_2O	37.1
CO_2	48.2
CO	31.0
H_2	29.4
N_2	30.3

(10p)

Uppgift 2. Hastighetsuttrycket för den irreversibla vätskefasreaktionen $A \rightarrow 2R$ är:

$$r = \frac{k_1 C_A}{(1 + k_2 C_A)^2}$$

Reaktionen sker i en isoterm flödesreaktor och tillflödes hastigheten av A är 1 kmol s^{-1} . Koncentrationen av A i tillflödet är 0.5 kmol m^{-3} och det innehåller inget R. Omsättningen av A över reaktorn är 95 %. Reaktionshastigheten för varje koncentration av A i det relevanta intervallet visas i grafen nedan.

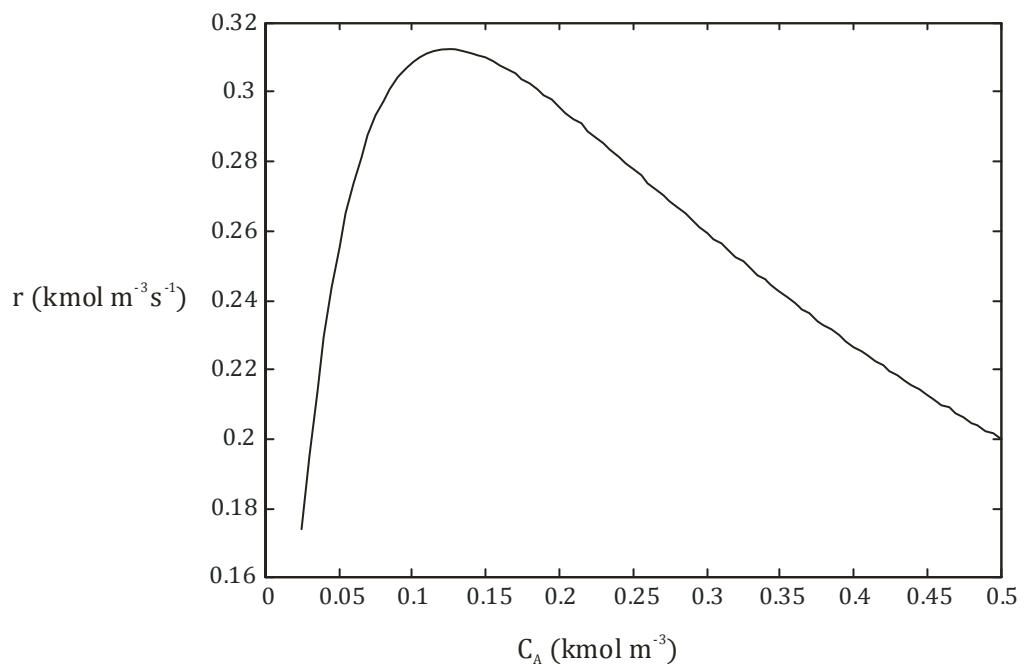
- Vilken volym krävs för att nå den önskade omsättningsgraden om reaktorn är en tankreaktor?
- Skulle en tubreaktor kräva mer eller mindre volym för att nå den önskade omsättningsgraden (Beräkningar är onödigt)? Förklara varför det är en skillnad i erforderlig reaktorvolym för tank- och tubreaktor?
- Vilken reaktordesign skulle användas för att nå minimal total reaktorvolym? Hur skulle den, eller de reaktorena drivas?

(10p)

Givna data:

$$k_1 = 10 \text{ s}^{-1}$$

$$k_2 = 8 \text{ m}^3 \text{ kmol}^{-1}$$



Uppgift 3. Den irreversibla reaktionen $A \rightarrow R + S$ ska utföras i en ideal tubreaktor. Reaktorn arbetar vid 200°C och 10^5 Pa . Under dessa förhållanden är A, R och S ideala gaser. Reaktionsvärmets försumbart och reaktionshastigheten är given nedan.

$$r = kC_A \quad (k = 1.19 \text{ s}^{-1})$$

Flödet till reaktorn består av A, R och N₂ med molförhållandet 4:1:5. Flödes hastigheten till reaktorn är 4 m³ s⁻¹ vid 200°C och 10⁵ Pa. Vilken omsättning av A erhålls om reaktorvolymen är 12.8 m³?

(6p)

Uppgift 4. En mättad vätska innehållande 50 mol-% etanol och 50 mol-% propanol påförs optimalt mellan botten 2 och 3 (räknat från ovan) till en kolonn, som totalt innehåller tre ideala silbottnar. Kolonnen är försedd med återkokare och totalkondensor. Återkokningsförhållandet ($\frac{V}{W}$) är 2.0.

- Om bottenuttaget håller 30 mol-% etanol, vilken är då sammansättningen i destillatet?
- Vilket är det minimala återflödesförhållandet?
- Beräkna förhållandet mellan tillflöde och destillatflöde!
- Vilken sammansättning skulle ångan till kondensorn ha, om återflödesledningen går sönder och något återflöde ej förs till kolonnen och vi fortsätter att driva separationen?

Jämviktsdiagram för systemet etanol-propanol bifogas! Lös gärna uppgiften med McCabe-Thieles metod.

(9p)

Uppgift 5. Till propantornet på Preem raffinaderi förs ett kokvarmt vätskeformigt tillflöde som håller komponenterna etan, propan, butan och pentan. Andelen etan och pentan i tillflöde är lågt. Bifogat nedan finner du fysikalisk-kemiska data för propan och butan samt på sidan 10 en bild hämtad från processdatorn på Preem. Bilden ger en ögonblicksbild av exempelvis flöden, sammansättningar, temperaturer osv. Utifrån givna data och bilden besvara nedanstående frågor!

- Vilka är nyckelkomponenterna?
- Vilken komponent finns i störst andel i destillatströmmen?
- Vilket är trycket i kolonnen och vad är skälet till att man valt det?
- Hur stort är det yttre återflödesförhållandet?
- Skiljer sig temperaturen hos ångan som lämnar kolonnen i toppen och temperaturen på återflödet? Hur påverkar det processen?

Fysikalisk-kemiska data:

Komponent	Densitet, ρ kg/m ³	Molmassa kg/kmol
Propan	509	44.1
Butan	579	58.0

Ångtryck:

Antoinnes ekvation:
$$\ln P_i^o(\text{mmHg}) = A_i - \frac{B_i}{C_i + t(\text{K})}$$

Antoinekonstanter	A	B	C
Propan	15.7260	1872.46	-25.16
Butan	15.6782	2154.90	-34.42

(7p)

Uppgift 6.

- Vilka är förutsättningarna för att antagandet om konstanta molära flöden vid destillation ska vara gällande?
- Om ovanstående redovisade förutsättningar inte kan antas, vilket/vilka ytterligare samband samt fysikalisk kemiska egenskaper skulle behövas för att arbeta med exempelvis Sorels metod?

(6p)

Uppgift 7.

En motströmsvärmväxlare på 56.2 m² används för värmning av 2.0 kg/s vatten av 10°C med 4.0kg/s olja av 125°C. Oljan kyls då till 50°C. Till vilken temperatur kan vattnet värmas, om oljeflödet minskar till 3.1 kg/s och värmeomgångstalet beräknas minska med 15.0%?

Givna data:

C_p för oljan är 1 890 J/(kgK).

(6p)

Uppgift 8.

Pumpkaraktistika är ett viktigt begrepp inom pumptekniken.

- a) Vad menas med pumpkaraktistika och vad är en vanligare benämning?
- b) Visa schematiskt hur en pumpkaraktistika ser ut för en radialpump!
Effektförbrukningen kan beräknas ur pumpkaraktistikan, om en storhet och dess variation är känd. Vilken storhet är det och hur sker beräkningen?
Visa schematiskt hur resultatet blir för radialpumpen!
- c) Visa schematiskt hur pumpkaraktistikan ser ut för en utpräglad förträngningspump!

(6p)

Göteborg 2009-02-27

Krister Ström
Derek Creaser
Lennart Elmeroth

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

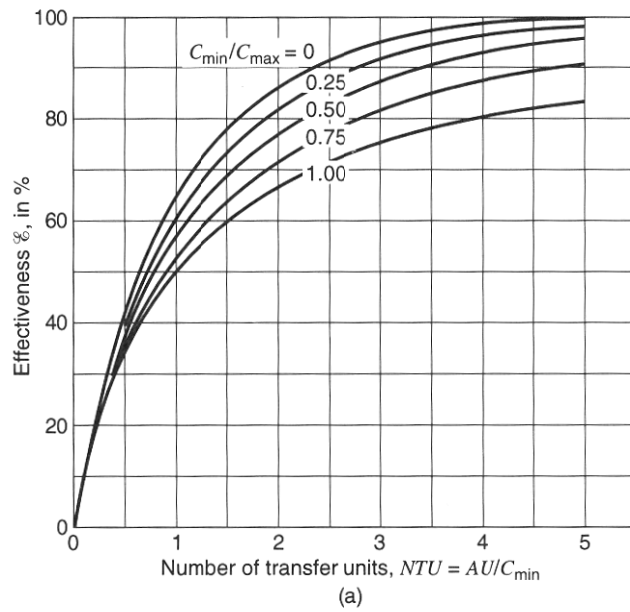
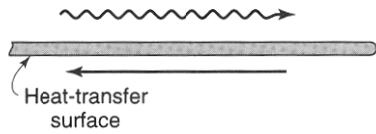
Värmeväxlare:

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

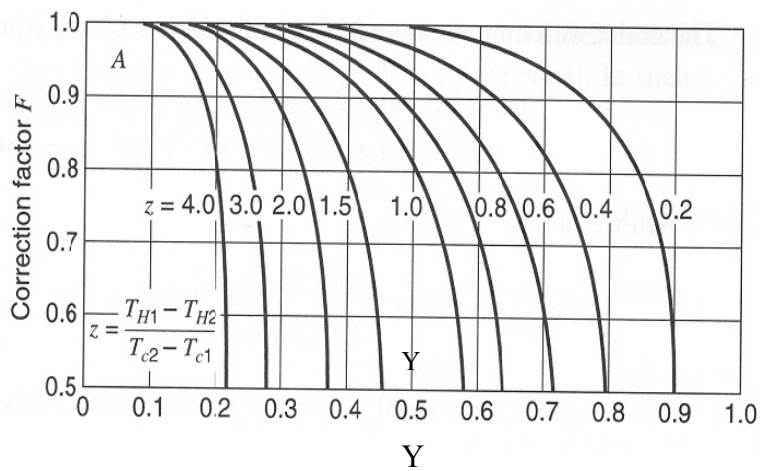
$$\varepsilon = \frac{1 - \exp\left[-NTU\left(1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]}{1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}} \exp\left[-NTU\left(1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]} \quad (\text{motström})$$

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

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



Temperaturverkningsgrad för motströmsvämeväxlare



2,4 stråk
(pass) på
tubsidan

$$Y = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{H1} - T_{c1}}$$

Tryckförlust i rörledning:

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

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

Separationsteknik

Antoinés ekvation:

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

Wilsonuttrycket för beräkning av aktivitetsfaktor för binärt system:

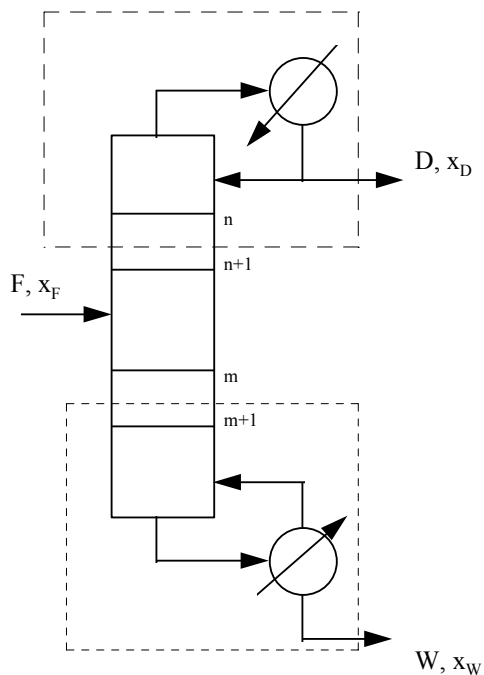
$$\ln \gamma_1 = -\ln(x_1 + \Lambda_{12}x_2) + x_2 \left(\frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{\Lambda_{21}x_1 + x_2} \right)$$

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

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:



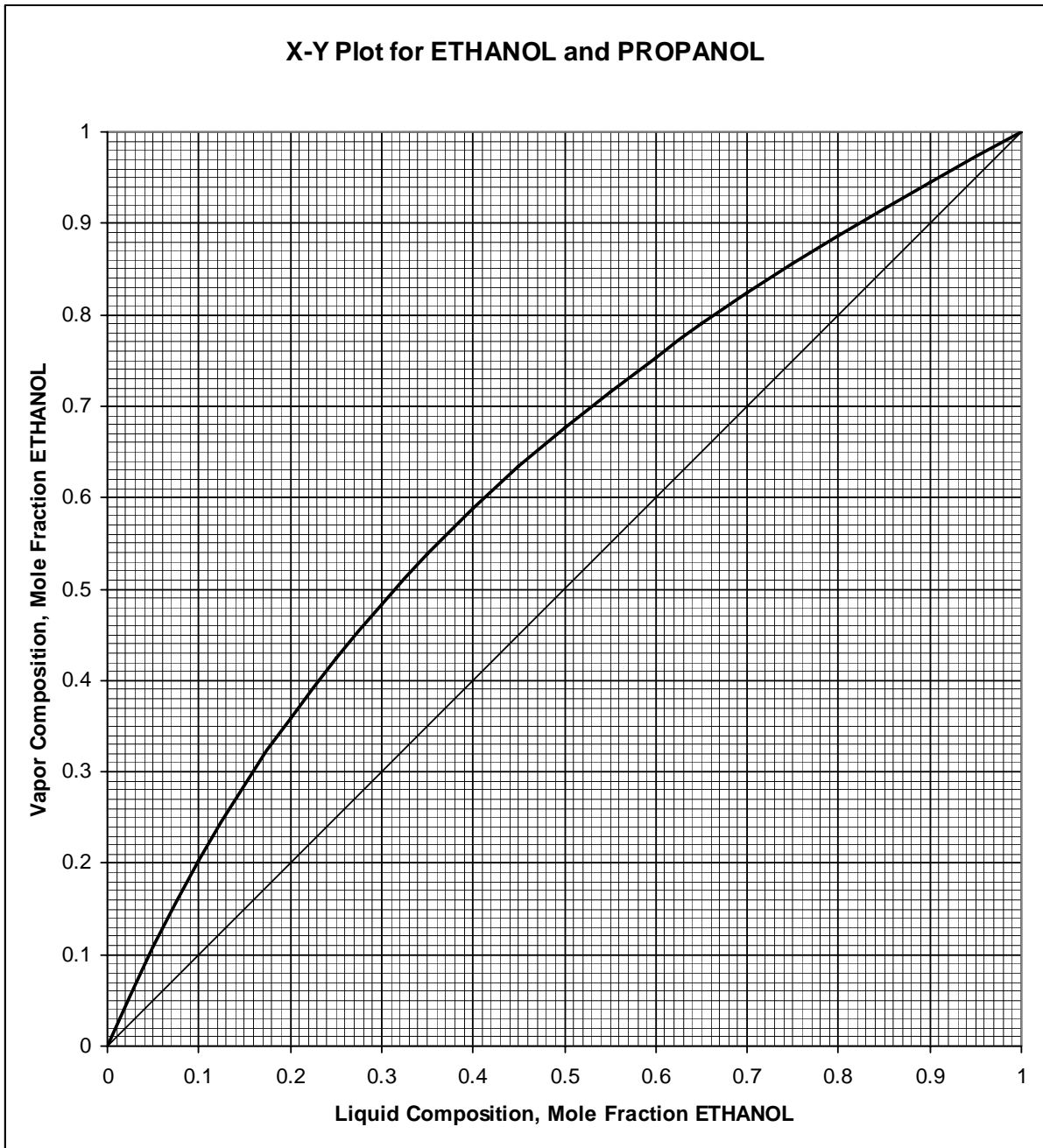
Materialbalanser:

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

$$Vy_{m+1} = Lx_m - Wx_W$$

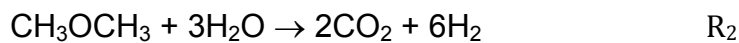
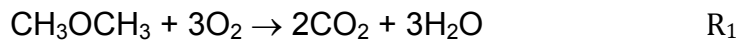
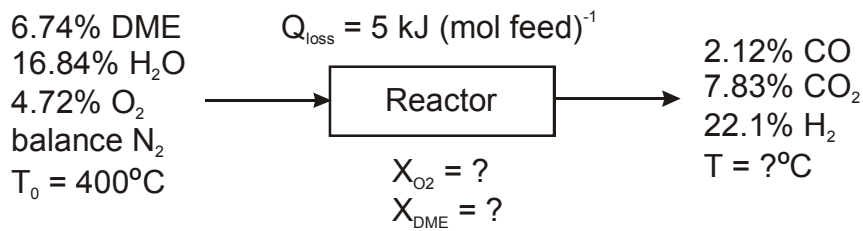
q-linje:

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



Bifoga diagrammet till lösningen!

Uppgift 1



Basis: 100 mol s⁻¹ feed

$$F_{\text{DME}} = F_{\text{DME}}^0 - R_1 - R_2$$

$$F_{\text{O}_2} = F_{\text{O}_2}^0 - 3R_1$$

$$F_{\text{H}_2\text{O}} = F_{\text{H}_2\text{O}}^0 - 3R_1 - 3R_2 + R_3$$

$$F_{\text{CO}_2} = 2R_1 + 2R_2 - R_3$$

$$F_{\text{CO}} = R_3$$

$$F_{\text{H}_2} = 6R_1 - R_3$$

$$F_{\text{N}_2} = F_{\text{N}_2}^0$$

$$F_{\text{tot}} = 100 + R_1 + 4R_2$$

Express as known outlet concentrations:

$$y_{\text{CO}} = \frac{R_3}{100 + R_1 + 4R_2} = 0.0212 \quad \text{Eq. 1}$$

$$y_{\text{CO}_2} = \frac{2R_1 + 2R_2 - R_3}{100 + R_1 + 4R_2} = 0.0783 \quad \text{Eq. 2}$$

$$y_{\text{H}_2} = \frac{6R_1 - R_3}{100 + R_1 + 4R_2} = 0.221 \quad \text{Eq. 3}$$

This yields 3 independent equations with 3 unknowns R₁, R₂ and R₃. Solving gives:

$$R_1 = 1.1319 \text{ mol s}^{-1}$$

$$R_2 = 4.8686 \text{ mol s}^{-1}$$

$$R_3 = 2.5569 \text{ mol s}^{-1}$$

Then:

$$F_{\text{DME}} = 6.74 - R_1 - R_2 = 0.7395 \text{ mol s}^{-1}$$

$$F_{\text{O}_2} = 4.72 - 3R_1 = 1.3243 \text{ mol s}^{-1}$$

$$X_{DME} = \frac{F_{DME}^0 - F_{DME}}{F_{DME}^0} \times 100\% = 89.03\% \quad (a)$$

$$X_{O_2} = \frac{F_{O_2}^0 - F_{O_2}}{F_{O_2}^0} \times 100\% = 71.94\% \quad (a)$$

Now the outlet molar flow rates of all other components can be calculated:

$$F_{H_2O} = 16.87 - 3R_1 - 3R_2 + R_3 = 8.187 \text{ mol s}^{-1}$$

$$F_{CO_2} = 2R_1 + 2R_2 - R_3 = 9.444 \text{ mol s}^{-1}$$

$$F_{CO} = R_3 = 2.557 \text{ mol s}^{-1}$$

$$F_{H_2} = 6R_1 - R_3 = 26.655 \text{ mol s}^{-1}$$

$$F_{N_2} = 100 - 6.74 - 16.84 - 4.72 = 71.7 \text{ mol s}^{-1}$$

$$\text{Heat loss from the reactor from the Basis: } Q_{loss} = 5 \times 100 = 500 \text{ KJ s}^{-1}$$

Overall heat balance for the reactor:

$$\sum_i F_i C_{Pi} (T_0 - T_{ref}) - \sum_i F_i C_{Pi} (T - T_{ref}) - \sum_i R_i \Delta H_{Ri} - Q_{loss} = 0$$

Since enthalpies of reactions are given at the feed temperature, set $T_{ref} = T_0$

$$- \sum_i F_i C_{Pi} (T - T_0) - \sum_i R_i \Delta H_{Ri} - Q_{loss} = 0$$

Calculate:

$$\sum F_i C_{Pi} = 3.921 \text{ KJ s}^{-1} \text{ K}^{-1}$$

$$\sum R_i \Delta H_{Ri} = -683.4 \text{ KJ s}^{-1}$$

Solving:

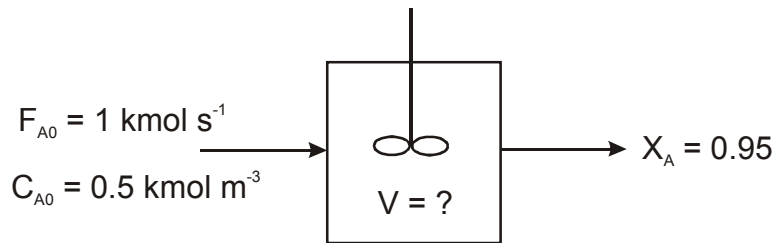
$$T = \frac{-\sum R_i \Delta H_{Ri} - Q_{loss}}{\sum F_i C_{Pi}} + T_0 = 446.8^\circ\text{C} \quad (b)$$

(c)

To thermally balance the reactions the heat generated by the exothermic reaction (combustion of DME) should be reduced. This could be most easily done by lowering the feed concentration of oxygen. Since the steam reforming reactions and the combustion reactions compete for consumption of DME, this should leave more DME for the steam reforming reaction. Since there is an excess of water feed (water conversion is 51%) this may result in an increase in the amount of hydrogen produced. However, this is not necessarily the case since the lower temperature,

resulting from less combustion of DME would also slow the rate of the steam reforming reaction. In this case less hydrogen would be produced.

Uppgift 2



(a)

Ideal tank reactor mole balance:

$$F_{A0} - F_A + r_A V = 0$$

$$X_A F_{A0} - \frac{k_1 C_A}{(1 + k_2 C_A)^2} V = 0$$

Since the reaction is liquid phase, then we assume volumetric flow rate is constant ($q = q_0$) then:

$$C_A = \frac{F_A}{q} = \frac{F_{A0}(1 - X_A)}{q} = C_{A0}(1 - X_A)$$

Substitute into mole balance:

$$X_A F_{A0} - \frac{k_1 C_{A0}(1 - X_A)}{(1 + k_2 C_{A0}(1 - X_A))^2} V = 0$$

$$V = \frac{(1 + k_2 C_{A0}(1 - X_A))^2 X_A F_{A0}}{k_1 C_{A0}(1 - X_A)} = 5.47 \text{ m}^3$$

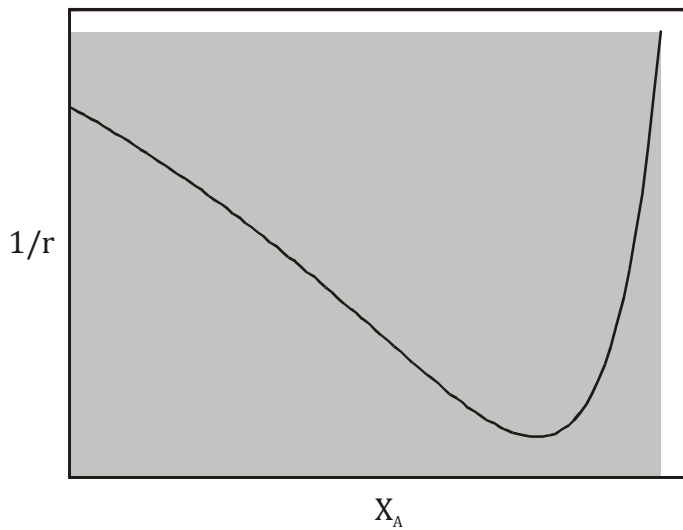
(b)

It can be shown from the mole balances for ideal tube and tank reactors that the required volume of the reactors are proportional to:

$$V_{tank} = F_{A0} \frac{X_A}{(-r_A)}$$

$$V_{tank} = F_{A0} \int \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

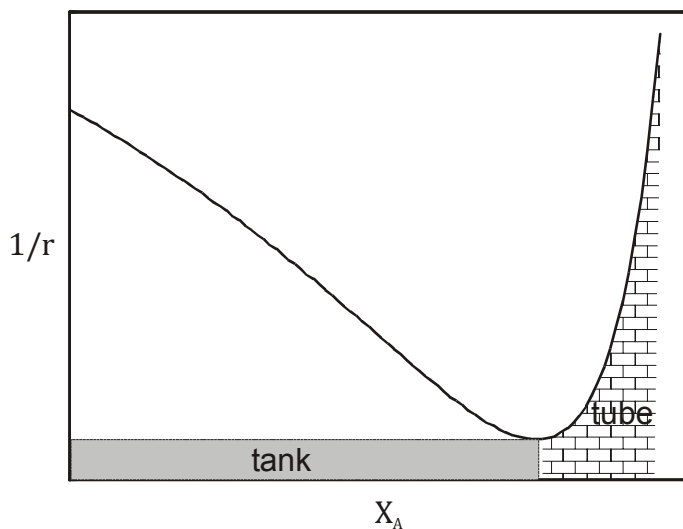
From the plot given in the question a sketch of the plot of the inverse reaction rate against conversion would look like:



From the equations above the volume of a tank reactor would be proportional to the area of the shaded box, however the volume of a tube reactor would be proportional only to the area under the $1/r$ curve over the range of X_A . Clearly the required volume of the tube reactor would be less. The reason is because the tank reactor operates entirely at the low reaction rate at the outlet final conversion, however the tank reactor operates at all the reaction rates over the relevant range of conversion, including the maximum reaction rate that is achieved at a concentration of A of about 0.12 kmol m^{-3} . Overall one can say that the tube reactor operates at a higher average reaction rate of A.

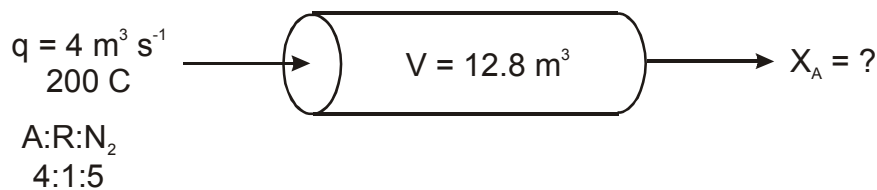
(c)

To minimize the total reactor volume one should use a tank reactor followed by a tube reactor. The volumes of each reactor would be proportional to the areas indicated in the plot below:



The tank reactor should operate at the maximum reaction rate so that the outlet concentration (and concentration in the tank) is about 0.12 kmol m^{-3} . The tube should be used to reduce the concentration of A further to the final required level (final conversion), over a range of concentrations where the reaction rate drops sharply.

Uppgift 3



$$F_{tot}^0 = \frac{4 \text{ m}^3}{\text{s}} \left| \frac{\text{mol K}}{8.314 \text{ Pa m}^3} \right| \frac{10^5 \text{ Pa}}{(200 + 273.15) \text{ K}} = 101.7 \text{ mol s}^{-1}$$

$$F_{A0} = \frac{4}{10} F_{tot}^0 = 40.67 \text{ mol s}^{-1}$$

Ideal tube reactor mole balance for A:

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

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

Now must express C_A in terms of X_A , note that total molar flowrate and volumetric flow rate are not constant due to reaction stoichiometry and since reaction is gas phase.

$$F_A = F_{A0} - X_A F_{A0}$$

$$F_R = F_{R0} + X_A F_{A0}$$

$$F_S = F_{S0} + X_A F_{A0}$$

$$F_{N2} = F_{N20}$$

$$F_{tot} = F_{tot0} + X_A F_{A0}$$

$$C_A = y_A \frac{P}{RT} = \frac{F_{A0} - X_A F_{A0}}{F_{tot0} + X_A F_{A0}} \frac{P}{RT} = \frac{1 - X_A}{10/4 + X_A} \frac{P}{RT}$$

Sub C_A expression into mole balance:

$$F_{A0} \frac{dX_A}{dV} = k \left(\frac{P}{RT} \right) \frac{1 - X_A}{2.5 + X_A}$$

$$V = \frac{F_{A0} RT}{kP} \int_0^{X_A} \frac{2.5 + X_A}{1 - X_A} dX_A$$

$$\frac{F_{A0} RT}{kP} = \frac{40.67 \text{ mol}}{\text{s}} \left| \frac{8.314 \text{ Pa m}^3}{\text{mol K}} \right| \frac{(200 + 273.15) \text{ K}}{10^5 \text{ Pa}} = 1.344 \text{ m}^3$$

From an integral table:

$$\int_0^X \frac{a + bX}{c + gX} dX = \frac{bX}{g} + \frac{ag - bc}{g^2} \ln \left(\frac{c + gX}{c} \right)$$

Then:

$$V = \frac{F_{A0} RT}{kP} [-X_A - 3.5 \ln(1 - X_A)]$$

Solving for X_A :

$$X_A = 0.95$$

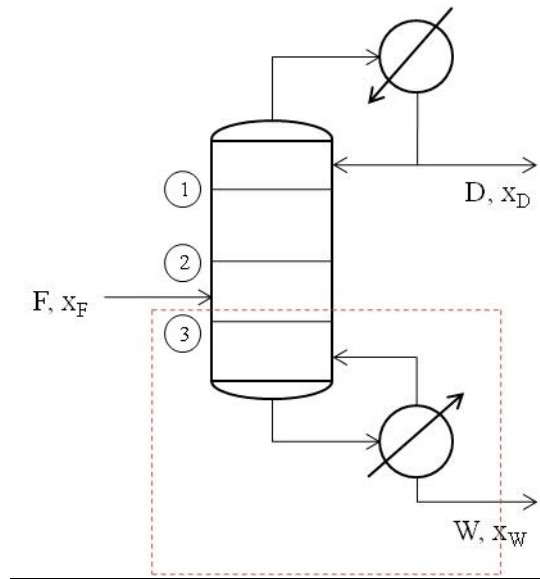
Uppgift 4.

Data:

$$x_F = 0.50$$
$$n = 3$$
$$\bar{V}/W = 2.0$$

- Sökt:** a) $x_W = 0.30$ vad är då x_D ?
b) R_{\min}
c) F/D
d) x_D då $L = 0$

Lösning:



- a) Materialbalans över återkokaren och en godtycklig botten nr n.

$$\bar{V}y_n = \bar{L}x_{n-1} + Wx_W$$

$$y_n = \frac{\bar{L}}{\bar{V}}x_{n-1} + \frac{W}{\bar{V}}x_W$$

Totalbalans över återkokaren samt återkockningsförhållandet ger

$$\bar{L} = \bar{V} + W, \quad \frac{\bar{V}}{W} = 2.0$$

vilket ger att $\frac{\bar{L}}{\bar{V}} = \frac{3}{2}$

Nedre driftlinjen kan nu konstrueras. ”Stega” två steg, botten 3 och återkokare.
Konstruera övre driftlinjen så att två steg kan lösas grafiskt $\Rightarrow x_D = 0.77$

b) Övre driftlinjen kan tecknas $y_n = \frac{R}{R+1}x_{n-1} + \frac{x_D}{R+1}$ vid minimalt återflödesförhållande R_{\min} är $\frac{x_D}{R_{\min}+1} = 0.51 \Rightarrow R_{\min} = 0.51$

c) $F = D + W$
 $Fx_F = Dx_D + Wx_W$

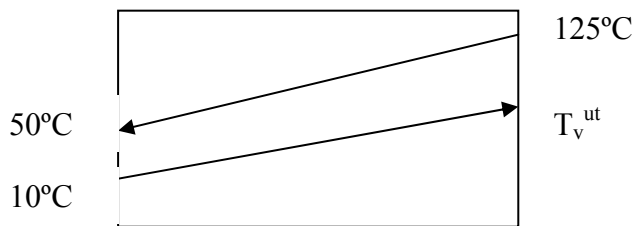
Vilket ger att $\frac{F}{D} = \frac{x_D - x_W}{x_F - x_W}$ och $\frac{F}{D} = 2.35$

d) Då återflödet $L=0$ kommer ånga från botten 3 att inte att möta någon vätskeformig ström var för $x_D = y_3 = 0.60$

Svar: a) 0.77 b) 0.51 c) 2.35 d) 0.60

Uppgift 4.

Lösning:



$$\begin{aligned} A &= 56,2 \text{ m}^2 \\ m_v &= 2,0 \text{ kg/s} \\ m_o &= 4,0 \text{ kg/s} \\ C_{p_v} &= 4,18 \text{ kJ/(kgK)} \\ C_{p_o} &= 1,89 \text{ kJ/(kgK)} \\ U_2/U_1 &= 0,85 \end{aligned}$$

Räkna ut U_1 :

$$q = m_o \cdot C_{p_o} \cdot \Delta T = 4,0 \cdot 1,89 \cdot (125 - 50) = 567 \text{ kW}$$

$$q = m_v \cdot C_{p_v} \cdot \Delta T = 2,0 \cdot 4,18 \cdot (T_v^{\text{ut}} - 10) \Rightarrow T_v^{\text{ut}} = 10 + 567 \cdot 1000 / (2,0 \cdot 4,18) = 77,8^\circ\text{C}$$

$$U_1 = q / (A \cdot \Delta T_{\text{lm}}) = 567 \cdot 1000 / (56,2 \cdot (47,2 - 40) / \ln(47,2/40)) = 231,9 \text{ W/(m}^2\text{K)}$$

Lös för nya fallet med U_2 och NTU-metod alt iterering:

Iterering:

$$U_2 = 0,85 \cdot U_1 = 197,1 \text{ W/(m}^2\text{K)}$$

$$Q = U_2 \cdot A_2 \cdot \Delta T_{\text{lm}} = m_o \cdot C_{p_o} \cdot (125^\circ\text{C} - T_o^{\text{ut}}) = m_v \cdot C_{p_v} \cdot (T_v^{\text{ut}} - 10^\circ\text{C})$$

Gissa $T_o^{\text{ut}} \Rightarrow q \Rightarrow T_v^{\text{ut}} \Rightarrow$ Sätt in i $U_2 \cdot A_2 \cdot \Delta T_{\text{lm}} \Rightarrow q$, samma?

$T_o^{\text{ut}} [^\circ\text{C}]$	$q = m_o \cdot C_{p_o} \cdot \Delta T$	T_v^{ut}	$q = U_2 \cdot A_2 \cdot \Delta T_{\text{lm}}$
50	439,4	62,6	558,2
40	498	69,6	458,8
45	468,7	66,1	508,8
42,5	483,4	67,8	483,9

NTU-metoden :

$$C_o = 3,1 \cdot 1,89 = 5,859$$

$$C_v = 2 \cdot 4,18 = 8,36$$

$$C_o = C_{\min}$$

$$NTU = U_2 * A / C_{\min} = 197,1 * 56,2 / (3,1 * 1,89) = 1,89$$

$$C_{\min} / C_{\max} = 5,859 / 8,36 = 0,70$$

Ur diagram => Epsilon = 0,70

$$q = C_{\min} * \epsilon * (125^{\circ}\text{C} - 10^{\circ}\text{C}) = 5,859 * 0,7 * 115 = 471,6 \text{ kW}$$

$$T_v^{\text{ut}} = 10 + 471,6 / (2 * 4,18) = 66,4^{\circ}\text{C}$$

$$T_o^{\text{ut}} = 125 - 471,6 / (3,1 * 1,89) = 44,5^{\circ}\text{C}$$