

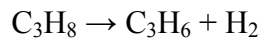


CHALMERS TEKNISKA HÖGSKOLA

Institutionen för kemi- och bioteknik

KURSNAMN	Grundläggande kemiteknik, KAA 145, KAA 146	<i>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 14 januari, 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 tentamenstesesen)		
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 onsdag 14 januari på kurshemsidan på studieportalen. Resultat på tentamen anslås tidigast torsdag 29 januari efter kl 12.00. Granskning måndag 2 februari samt torsdag 5 februari kl. 12.30-13.00 i seminarierummet forskarhus 2 plan.		
ÖVRIG INFORM.	Tentamen består av teoriproblem till ca 40 % och resten beräkningsuppgifter. Nio uppgifter totalt på tentamen. Poäng på respektive uppgift finns noterat i tentamenstesesen. 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 förstagsregistrerad 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. Propan dehydreras katalytiskt i en reaktor enligt följande reaktion:



Reaktionstemperaturen måste vara hög (ca. 500°C) och trycket lågt, ca 1 atm, för att en acceptabel omsättning skall uppnås. Separationsprocessen efter reaktorn ger följande tre strömmar:

- 1) En ren H₂ produktström
- 2) C₃H₆ och 0.555 % av propanet som fanns i reaktorproduktströmmen.
- 3) En ström som innehåller propan och återstående mängd av C₃H₆ som återcirkuleras och blandas med reaktorns tillflödesström.

Omsättningen med avseende på propan räknat över hela processen är 95 % och tillflödesströmmen (inflöde) till processen utgörs av ren propan.

- (a) Beräkna sammansättningen av ström 2
- (b) Beräkna omsättningen över reaktor.
- (c) Rita ett flödesschema för en effektiv design av separationsoperationen, visande approximativa driftförhållanden hos enheterna.

	Smält- punkt (°C)	Kok- punkt (°C)
C ₃	-190	-42
H ₈	-185	-47
C ₃	-259	-253
H ₆		
H ₂		

(10p)

Uppgift 2. Den irreversibla reaktionen $A \rightarrow B$ utförs i en lösning. Kinetiken för reaktionen är väl korrelerad till hastighetsuttrycket:

$$r = kC_A^{0.5}$$

Vid 25°C, i en isotherm ideal statsreaktor, minskar koncentrationen av A från en initial koncentration av $C_{A0} = 2 \text{ kmol m}^{-3}$, till en koncentration av 1 kmol m^{-3} på 15 min. Vid 50°C tar samma förändring 20 s. Vad blir koncentrationen av A efter 3 min i en ideal satsreaktor som arbetar isotermt vid en temperatur av 40°C om startkoncentrationen av A är 2 kmol m^{-3} ?

(6p)

Uppgift 3. Vätskefasreaktionen



kan anses vara irreversibel under alla relevanta förhållanden. Värmekapaciteten för A och B är båda lika med $285 \text{ J mol}^{-1} \text{ K}^{-1}$ och anses vara oberoende av temperaturen. Reaktionsentalpin, ΔH_R , är -272 kJ mol^{-1} , och även den, oberoende av temperaturen. En anläggning som tillverkar R arbetar 7890 h år^{-1} . Reaktionen utförs i en enkel ideal tankreaktor med volymen 3.8 m^3 . Reaktorn arbetar vid 288°C . Tillflödet är en stökiometrisk blandning av A och B vid 38°C som innehåller 4.2 kmol m^{-3} av varje komponent. Värme tas bort med hjälp av en kylslinga i reaktorn. Omsättningen av A över reaktorn är 95% . Reaktionshastigheten vid 288°C är:

$$r = \frac{kC_A}{1 + KC_A} (\text{kmol m}^{-3} \text{ h}^{-1})$$

- Hur stor är den årliga produktionshastigheten av R, i ton per år, från anläggningen med antagandet att all R kan tas tillvara från produktströmmen?
- Med vilken hastighet måste värme (kJ h^{-1}) bortföras med hjälp av kylslingan i reaktorn?
- Om reaktionen istället utfördes i en ideal tubreaktor, hur skulle då reaktorn typiskt kylas, och hur skulle det påverka drifttemperaturen, förklara. Diskutera vilka fördelar drift med en tankreaktor har jämfört med en tubreaktor med avseende på temperaturreglering.

Givna data:

$k = 218 \text{ h}^{-1}$ vid 288°C
 $K = 0.709 \text{ m}^3 \text{ kmol}^{-1}$
Molvikt R är 229 kg kmol^{-1}

(10p)

Uppgift 4. En destillationskolonn för separation av bensen och toluen har fyra ventilbottnar under tillflödet, samt är försedd med återkokare och totalkondensator. Kolonnverkningsgraden antas vara 50% . Bottenuttagets storlek är 20 mol/s och halten lättflyktig komponent i strömmen är $15 \text{ mol}\%$. Tillflödet, 39 mol/s , är kokvarmt och vätskeformigt samt påföres kolonnen optimalt. Tillförd effekt till återkokaren är 2500 kW . Ångbildningsvärmets inom aktuellt koncentrationsintervall är 50 kW/mol .

Bestäm med Sorels metod

- lämplig sammansättning på tillflödet!
- sammansättningen i topprodukten!
- antal bottnar ovanför tillflödet!
samt
- det yttre återflödesförhållandet

Antagande: Blandningen bensen/toluen kan antas uppträda idealt samt att relativa flyktigheten, 2.43 , är konstant i aktuellt koncentrationsintervall.

(9p)

Uppgift 5. En kontinuerlig destillationskolonn ska dimensioneras för produktion av mycket rena topp- och bottenprodukter. Tillflödet som består av lika molandelar lätt och tung komponent (binärt system) kan värmeväxlas med andra strömmar i fabriken och tillföras destillationskolonnen som;

- underkyld vätska
- mättad vätska
- en blandning av ånga och vätska
- mättad ånga
- överhettad ånga

Förklara hur tillflödets tillstånd påverkar;

- a) det antal jämviktssteg som fordras för separationen
- b) tillflödets placering i kolonnen
- c) ångförbrukningen för separationen

Återflödesförhållandet antas vara detsamma vid de olika alternativen av tillstånd på tillflödet.

(4p)

Uppgift 6. Förklara kortfattat sambandet mellan återflödesförhållandets storlek och totalkostnaden för en given separation genom destillation. Förklaringen ska beskriva vilka kostnader som inkluderas i totalkostnaden och hur dessa varierar med återflödesförhållandet. Motivera svaret!

(4p)

Uppgift 7. a) Ett jämviktsvillkor giltigt vid små molbråk kan tecknas $y_1 = \alpha_{1,2} x_1$ där

y_1 = molbråk i ångfas för lätt komponent

x_1 = molbråk i vätskefas för lätt komponent

$\alpha_{1,2}$ = relativa flyktigheten för lätt och tungkomponent

Härled jämviktsvillkoret enligt ovan

- b) Du önskar beräkna bubbelpunkten för en given vätskeblandning och givet totaltryck. Hur går du till väga och vilka samband utnyttjar du?
- c) Förklara med text och en enkel skiss funktionen hos en
 - Kettle reboiler
 - Thermosyfon återkokare

Ange också dess för och nackdelar!

(5p)

Uppgift 8. Ett pumpdiagram från en tillverkare ser ut som på bilden nedan. Pumpen är inkopplad i en rörledning med diametern 150 mm och längden 50 m. Friktionsfaktorn λ är 0,030. Rörledningen skall användas för att transportera $0,12 \text{ m}^3/\text{s}$ vatten från en öppen tank med skarpkantat inlopp ($\zeta=0,5$) i röret till en högre belägen öppen tank. Hänsyn till eventuella rörkrökar behöver inte tas. Höjdskillnaden mellan vattenytorna är 30 m.

- a) Vilket varvtal skall pumpen köras med?
- b) Är tillverkarens verkningsgradsuppgift i överensstämmelse med vad dina beräkningar visar?

(8p)

Uppgift 9. Härled ett uttryck för hur långt den varma strömmen kan kylas i en motströmsvärmeväxlare med kända flöden, c_p -värden och inloppstemperaturer.

(4p)

Göteborg 2008-12-29

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

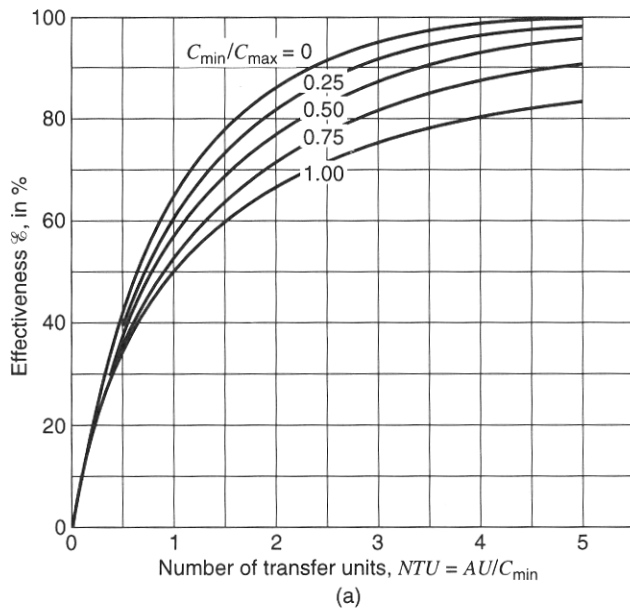
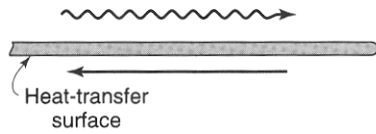
Värmeväxlare:

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

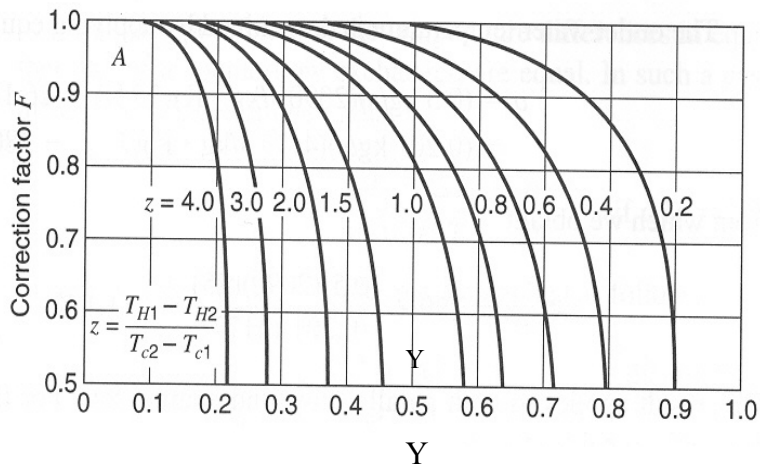
$$\varepsilon = \frac{1 - \exp\left[-NTU \left(1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]}{1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}} \exp\left[-NTU \left(1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]} \quad (\text{motström})$$

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

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



Temperaturverkningsgrad för motströmsvämeväxlare



2,4 stråk
(pass) på
tubsidan

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

Tryckförlust i rörledningar:

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

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

Separationsteknik

Antoinés ekvation:

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

Wilsonuttrycket för beräkning av aktivitetsfaktor för binärt system:

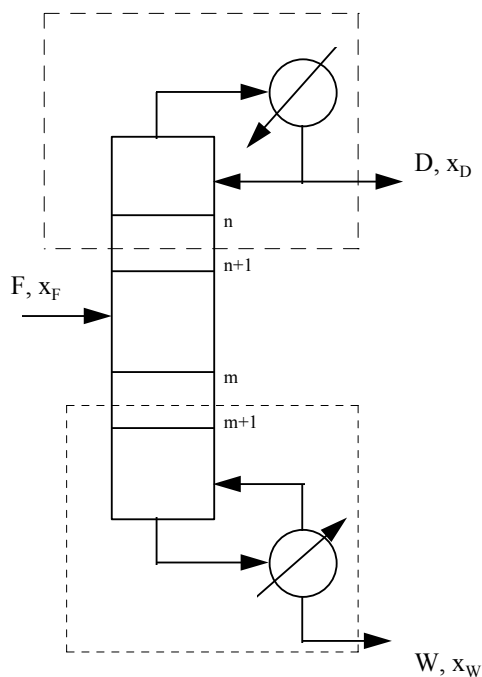
$$\ln \gamma_1 = -\ln(x_1 + \Lambda_{12}x_2) + x_2 \left(\frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{\Lambda_{21}x_1 + x_2} \right)$$

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

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:

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

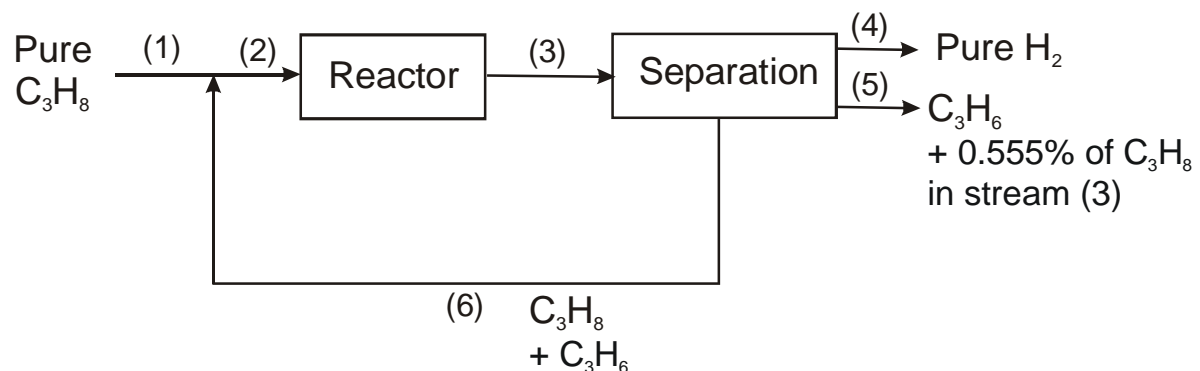
$$Vy_{m+1} = Lx_m - Wx_w$$

q-linje:

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

Uppgift 1

Propane dehydrogenation: $C_3H_8 \rightarrow C_3H_6 + H_2$



95% conversion of C_3H_8 over whole process.

Basis: Fresh feed $100 \text{ mol } C_3H_8 \text{ s}^{-1}$

Overall Balance:

	Stream		
	(1)	(4)	(5)
C_3H_8	100	0	$100(1-0.95) = 5$
C_3H_6	0	0	$0.95(100) = 95$
H_2	0	$0.95(100) = 95$	0

$$F_{5_C_3H_8} = 0.00555 F_{3_C_3H_8} = 5$$

$$\text{Then } F_{3_C_3H_8} = 900.9 \text{ mol s}^{-1}$$

$$F_{6_C_3H_8} = F_{3_C_3H_8} - F_{5_C_3H_8} = 895.9 \text{ mol s}^{-1}$$

$$F_{2_C_3H_8} = F_{6_C_3H_8} + F_{1_C_3H_8} = 995.9 \text{ mol s}^{-1}$$

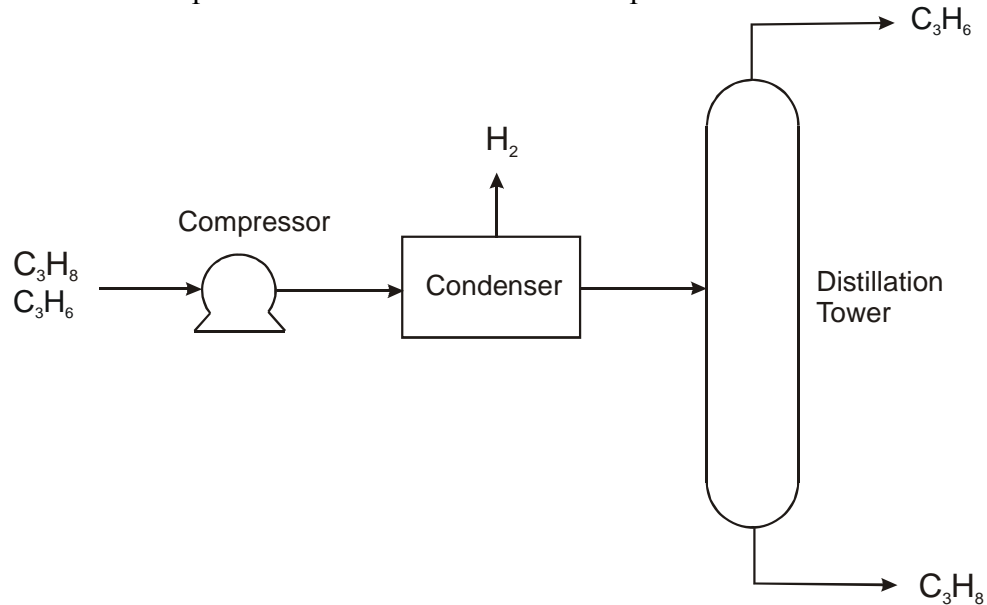
$$(b) X_{\text{reactor}} = \frac{995.9 - 900.9}{995.9} \times 100\% = 9.5\%$$

(a) Composition of stream (5): 95 mol% C_3H_6 and 5 mol% C_3H_8

(c)

The figure below shows a flowsheet for a design of the separation process. After the reactor the temperature of the product stream would first have to be significantly reduced, probably to about ambient temperature. From the boiling points it can be seen that H_2 is far more volatile than propane and propene. So first the pressure could be increased so that propane and propene can be condensed from H_2 . From the information given it is not possible to

determine the pressure required. Still at the elevated pressure the propane and propene could be separated. Since their boiling points are rather close this would likely have to be done via multi-stage separation, i.e. distillation column. At the elevated pressure the propane/propene separation can be done at temperatures higher than their boiling points which would allow the distillation column condenser to be cooled with fluid closer to ambient temperature and avoid the expense/use of compressors to reach sub-ambient temperatures.



Uppgift 2



At 25°C $C_{A0} = 2 \rightarrow 1$ kmol m⁻³ in $t = 15$ min

At 50°C $C_{A0} = 2 \rightarrow 1$ kmol m⁻³ in $t = 20$ s

At 40°C $C_{A0} = 2 \rightarrow 7$ kmol m⁻³ in $t = 3$ min

Batch reactor mole balance:

$$\frac{dN_A}{dt} = -kC_A^{0.5}V$$

$$\frac{dC_A}{dt} = -kC_A^{0.5}$$

$$t = -\frac{1}{k} \int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{dC_A}{C_A^{0.5}}$$

$$k = -\frac{2}{t}(C_A^{0.5} - C_{A0}^{0.5})$$

At 25°C $k = 9.205 \times 10^{-4}$ kmol^{0.5} m^{-1.5} s⁻¹

At 50°C $k = 4.142 \times 10^{-2}$ kmol^{0.5} m^{-1.5} s⁻¹

From Arrhenius equation, $k = A \exp\left(-\frac{E}{RT}\right)$, solve:

$$A = 2.105 \times 10^{18} \text{ kmol}^{0.5} \text{ m}^{-1.5} \text{ s}^{-1} \text{ and } E = 121.85 \text{ kJ mol}^{-1}$$

At 40°C $k = 9.721 \times 10^{-3}$ kmol^{0.5} m^{-1.5} s⁻¹

$$-kt = 2(C_A^{0.5} - C_{A0}^{0.5})$$

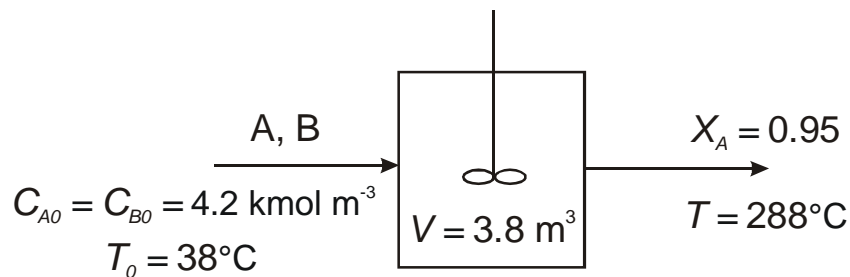
$$C_A = \left(C_{A0}^{0.5} - \frac{kt}{2}\right)^2$$

$$C_A = 0.29 \text{ kmol m}^{-3}$$

Uppgift 3

Liquid phase reaction: $A + B \rightarrow R$

Tank Reactor:



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

For liquid phase reaction, volumetric flow q is constant, then:

$$C_A = C_{A0}(1 - X_A) = 4.2(0.05) = 0.21 \text{ kmol m}^{-3}$$

Reaction rate in reactor:

$$r_A = -r = -\frac{kC_A}{1 + K C_A} = -39.85 \text{ kmol m}^{-3} \text{ h}^{-1}$$

Mole balance for A:

$$X_A F_{A0} = -r_A V$$

$$F_{A0} = \frac{-r_A V}{X_A} = 159.4 \text{ kmol h}^{-1}$$

$$F_R = X_A F_{A0} = 151.4 \text{ kmol h}^{-1}$$

(a)

$$\text{Prod. Rate of R} = \left| \begin{array}{c|c|c|c|} 151.4 \text{ kmol} & 7890 \text{ h} & 229 \text{ kg} & \text{ton} \\ \hline \text{h} & \text{y} & \text{kmol} & 1000 \text{ kg} \end{array} \right| = 2.74 \times 10^5 \text{ ton y}^{-1}$$

Reactor Heat Balance:

$$Q_{in} - Q_{out} + Q_{Reaction} + Q_{cool} = 0$$

Let outlet temp. T be reference temp. so that $Q_{out} = 0$

$$Q_{in} = \sum_i F_{i0} \int_{T_0}^T C_{p,i} dT = 2F_{A0} C_p (T - T_0) = 22.715 \times 10^6 \text{ kJ h}^{-1}$$

$$Q_{Reaction} = X_A F_{A0} \Delta H_R = -41.189 \times 10^6 \text{ kJ h}^{-1}$$

$$Q_{cool} = -Q_{Reaction} - Q_{in} = 18.47 \times 10^6 \text{ kJ h}^{-1} \quad (b)$$

(c)

In a tube reactor the heating/cooling fluid typically flows through an annular space in the reactor, in a design like that of a shell and tube heat exchanger. The flow is either concurrent or countercurrent to the flow of the reacting fluid. The reaction rate varies along the length of a tubular reactor and as a result the rate of heat production/consumption also varies. These means that the operating temperature in the tube reactor also varies, whereas in the tank reactor, due to the homogeneous conditions in the reactor, the operating temperature is more easily controlled. In a tube reactor with an exothermic reaction (as in the problem at hand) the temperature will typically increase along the reactor length, but also since the reaction rate is usually highest at the inlet conditions and decreases as reactant is consumed, a hot spot (maximum temperature) can exist in the reactor. There is a risk that with exothermic reactions, uncontrolled temperature excursions can occur, with hot spots developing and reaching dangerous levels.

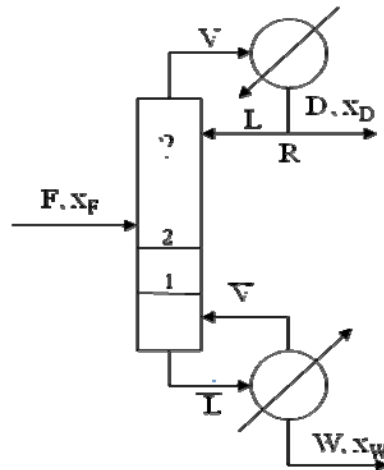
Uppgift 4

Data:

$$\left. \begin{array}{l} 4 \text{ bottnar under } F \\ \eta = 0.50 \\ W = 20 \text{ mol/s} \\ x_W = 0.15 \\ F = 39 \text{ mol/s} \\ Q = 2500 \text{ W} \\ \Delta H_{\text{VAP}} = 50 \text{ kWs} \\ \alpha = 2.43 \end{array} \right\} 2 \text{ ideala bottnar under tillflödet}$$

Sökt: x_F , x_D , antal bottnar ovan tillflödet, R

Lösning:



Strategi: Finn sammansättningen i strömmen F genom att lösa komponentbalanser och jämviktsvillkor för återkokare och två ideala jämviktssteg. Beräknat $x_3 = x_F$ eftersom tillflödet påföres optimalt till kolonnen. En totalbalans och komponentbalans över kolonnen ger x_D . Ett avbrottskriterium har då bestämts för kolonnens förstärkardel och antalet bottnar kan bestämmas.

Jämviktsamband

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

där n anger bottennummer i förstärkar- resp. avdrivardel hos kolonnen.

Värmebalans över återkokaren: $Q = V\Delta H_{V,AD}$

$$V = 50 \text{ mol/s}$$

Totalbalans över återkokare: $L = V + W$

$$L = 70 \text{ mol/s}$$

Mha Sorels metod kan $x_F (=x_3)$ bestämmas

Komponentbalans över avdrivardel: $Lx_{n+1} = Vy_n + Wx_W$

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

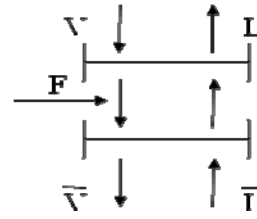
n	x_n	y_n
0	0.15	0.30
1	0.2572	0.457
2	0.3693	0.587
3	0.462	

$$x_F = x_3 = 0.462$$

Strömmar i förstärkardelen.

$$L = L + F ; L = L - F ; L = 31 \frac{\text{mol}}{\text{s}}$$

$$V = \bar{V} = 5 \text{ mol/s}$$



Avbrottskriterium för beräkningar i förstärkardelen

$$F = D + W ; D = 19 \frac{\text{mol}}{\text{s}}$$

$$Fx_F = Dx_D + Wx_W ; x_D = 0.79$$

Komponentbalans för förstärkardelen $Lx_{n+1} + Fx_F = Vy_n + Wx_W$

$$x_{n+1} = \frac{V}{L} y_n + \frac{1}{L} (Wx_W - Fx_F)$$

n	x_n	y_n
3	0.462	0.676
4	0.6059	0.7889

Det fordras 2 idela bottnar ovan tillflödet dvs 4 verkliga ventilbottnar.

Återflödesförhållandet $R = \frac{L}{D} ; R = 1.63$

Svar: 0.462, 0.79 2 resp. 4, 1.63

Uppgift 8

Ett pumpdiagram från en tillverkare ser ut som på bilden ovan. Pumpen är inkopplad i en rörledning med diametern 150 mm och längden 50 m. Friktionsfaktorn λ är 0,030. Rörledningen skall användas för att transportera $0,12 \text{ m}^3/\text{s}$ vatten från en öppen tank med skarpkantat inlopp ($\zeta=0,5$) i röret till en högre belägen öppen tank. Hänsyn till eventuella rörkrökar behöver inte tas. Höjdskillnaden mellan vattenytorna är 30 m.

- Vilket varvtal skall pumpen köras med?
- Är tillverkarens verkningsgradsuppgift i överensstämmelse med vad dina beräkningar visar?

Lösning

Rördiametern $d = 0,150 \text{ m}$

Rörledningens längd $L = 50 \text{ m}$

Friktionsfaktorn $\lambda = 0,030$

Volymflödet $\dot{V} = 0,12 \text{ m}^3/\text{s}$

Summan av engångsförlusterna $\sum \zeta =$

Höjdskillnaden $\Delta h = 30 \text{ m}$

a)

Systemkarakteristikan:

Tryckökningsbehovet i systemet i höjdform:

(Index 1 betecknar inlopp och index 2 utlopp)

$$H_{\text{sys}} = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + (h_2 - h_1) + \frac{c_2^2 - c_1^2}{2g} + h_{f12} \quad (\text{ekv 10.3b})$$

$$p_2 - p_1 = 0$$

$$c_1 \approx c_2$$

$$h_{f12} = \lambda \frac{L}{d} + \sum \zeta$$

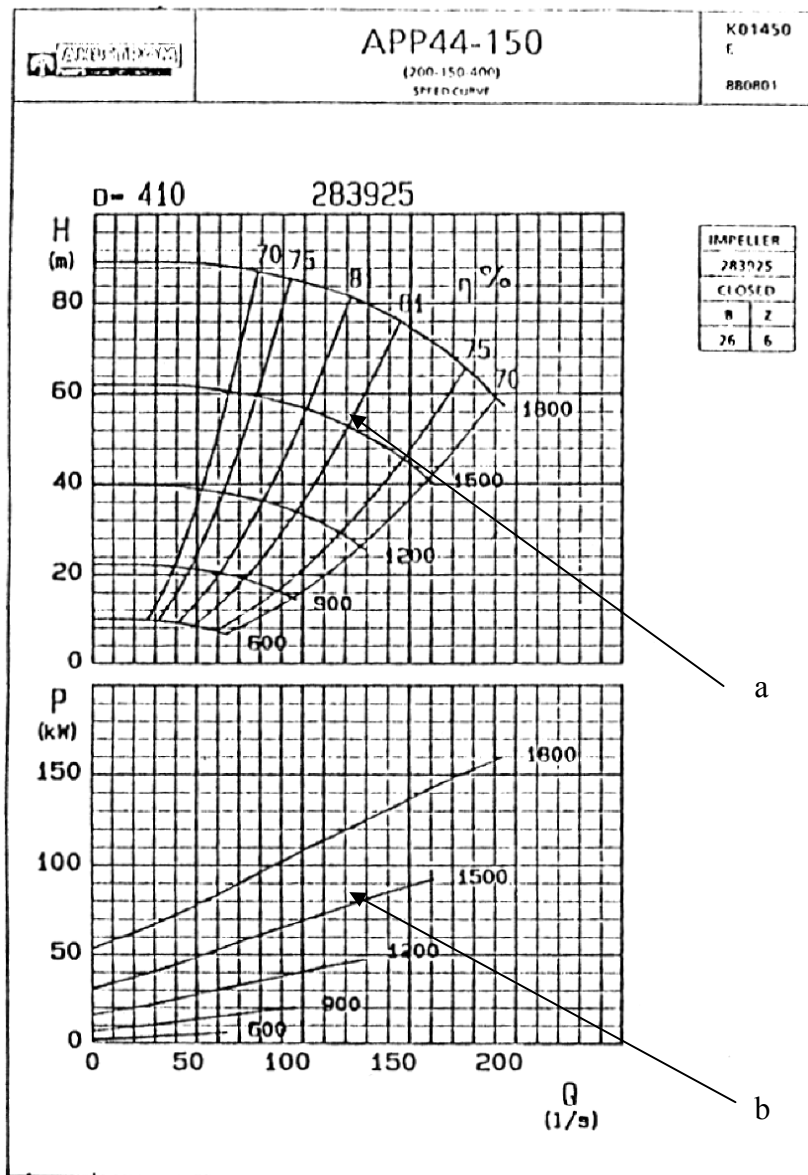
$$c = \frac{\dot{V}}{A_{\text{cv}}} = \frac{4\dot{V}}{\pi d^2}$$

$$H_{\text{sys}} = 30 + \left(0,03 \frac{50}{0,15} + 0,5\right) \frac{8 \cdot 0,12^2}{\pi^2 \cdot 0,15^4 \cdot 9,82} \approx 54,65 \text{ m}$$

Tryckökningsbehovet i systemet måste motsvaras av pumpens uppforderingshöjd, dvs

$$H_{\text{sys}} = H_{\text{pump}} \text{ vid det givna flödet } \dot{V} = 0,12 \text{ m}^3/\text{s}.$$

Denna punkt läggs in i pumpkurvan ($H = 55 \text{ m}$, $\dot{V} = 1000 \text{ l/s} = 120 \text{ l/s}$), vilket ger ett varvtal på lite drygt $n \approx 1500 \text{ /s}$.



c)

Diagrammet ger (i punkten $H = 55 \text{ m}$, $\dot{V} = 120 \text{ l/s}$) en verkningsgrad $\eta = 81\%$.

Verkningsgraden kan också beräknas ur ekv 10.8 som ger ett uttryck för pumpens effektbehov P , vilket kan utläsas ur diagrammet till $P \approx 80 \text{ kW}$:

$$P = \frac{\rho g \dot{V} H}{\eta} \quad \eta = \frac{\rho g \dot{V} H}{P} = \frac{1000 \cdot 9,82 \cdot 0,12 \cdot 54,65}{80000} = 0,80$$

Svar: Tillverkarens uppgift om verkningsgrad (81%) stämmer alltså mycket väl med det beräknade (80%). Eventuell skillnad kan förklaras med noggrannhet i avläsning.