

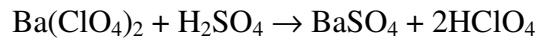


# CHALMERS TEKNISKA HÖGSKOLA

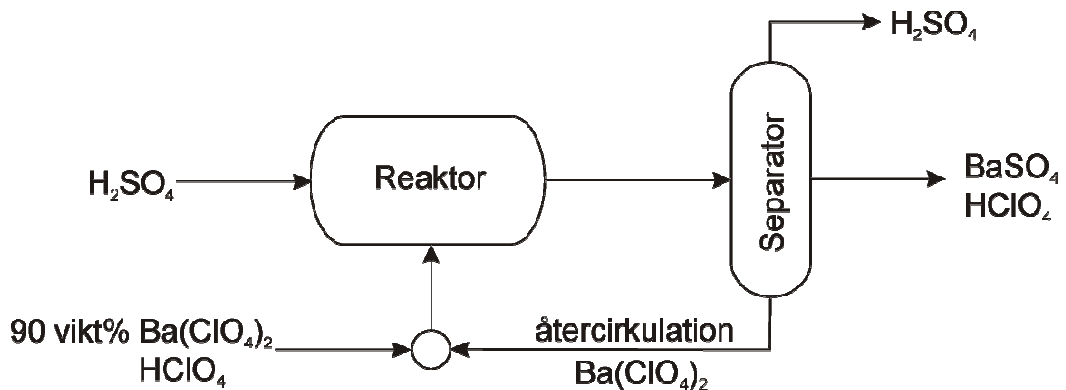
## Institutionen för kemi- och bioteknik

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	Måndag 22 augusti 2011, kl 08.30-12.30		
LOKAL	V		
HJÄLPMEDEL	Valfri räknedosa/kalkylator med <b>tömt</b> minne. Egna anteckningar och kursmaterial är <b>ej</b> 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 $\beta$ " 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	Jonas Sjöblom 772 1389 ca. kl. 10.30
DATUM FÖR ANSLAG av resultat samt av tid och plats för granskning	Svar till beräkningsuppgifter anslås 22 augusti på studieportalens kurshemsida. Resultat på tentamen anslås tidigast 12 september. Granskning 14 september respektive 19 september 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 <b>ej</b> 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** En process för att tillverka perklorosyra ( $\text{HClO}_4$ ) illustreras nedan. Reaktionen



pågår i reaktorn med 96% omsättning av  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . Förhållandet mellan antal mol  $\text{H}_2\text{SO}_4$  och antal mol  $\text{Ba}(\text{ClO}_4)_2$  i det kombinerade inloppet till reaktor är 1:1.2. Om det färska inflödet till processen består av 90 vikt%  $\text{Ba}(\text{ClO}_4)_2$  och resten  $\text{HClO}_4$  och återcirkulationsströmmen endast innehåller  $\text{Ba}(\text{ClO}_4)_2$ , beräkna sammansättningen (i mol%) av produktströmen som innehåller  $\text{BaSO}_4$  och  $\text{HClO}_4$ .



Givna data:

	Molekylvikt ( $\text{g mol}^{-1}$ )
$\text{Ba}(\text{ClO}_4)_2$	336.2
$\text{HClO}_4$	100.5
$\text{H}_2\text{SO}_4$	98.1
$\text{BaSO}_4$	233.4

(8p)

**Uppgift 2** Etylenglykol produceras från etylenoxid via den irreversibla vätskefasreaktionen  $\text{CH}_2\text{OCH}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_2\text{OHCH}_2\text{OH}$

I reaktionslösningen är det ett så kraftigt överskott av vatten att man kan anta att reaktionen är pseudo-första ordning med avseende på koncentrationen av etylenoxiden. Hastighetskonstanten är  $0.311 \text{ min}^{-1}$  vid  $200^\circ\text{C}$ . Reaktionen sker i 2 stycken  $10 \text{ m}^3$  ideala tankreaktorer kopplade i serie. Båda reaktorer körs isotermt vid  $200^\circ\text{C}$ . Det färska tillflödet innehåller  $2 \text{ kmol m}^{-3}$  med etylenoxid i vatten och flödet är  $2.5 \text{ m}^3 \text{ min}^{-1}$ .

- Vilken omsättning av etylenoxid får man över reaktorererna?
- Om man ersätter de 2 tankreaktorer med 100 stycken  $0.2 \text{ m}^3$  ideala tankreaktorer skulle omsättningsgraden etylenoxid bli större eller mindre än i (a)? Stöd ditt svar med sunt resonemang, beräkningar är onödiga.

- c) Vilken enkel reaktormodell kan användas för att räkna omsättningsgraden i (b)? Förklara varför den enklare modellen bör vara någorlunda korrekt.

(10p)

**Uppgift 3** Gasfas hydrering av eten



när den utförs över en Ni/SiO<sub>2</sub> katalysator har hastighets uttryck

$$r = k P_{\text{H}_2}$$

En tubreaktor matas med en gasström som innehåller 60 mol% eten och 40 mol% väte. Molflödes hastigheten av eten i inflödet är 100 mol s<sup>-1</sup>. Inflödet har en temperatur och totalt tryck av 162°C och 3 atm.

- Om reaktorn kan anses arbeta vid konstant tryck och temperatur och med pluggflöde, beräkna den reaktorvolym som krävs för att nå 60% omsättning av eten.
- Om reaktorn anses arbeta bara vid konstant tryck men adiabatisk, beräkna utlopp temperatur för 60% omsättning av eten.

Givna data:

$$k = 192.1 \text{ mol s}^{-1} \text{ m}^{-3} \text{ atm}^{-1} \text{ at } 162^\circ\text{C}$$

Medelvärmekapaciteter för tillämpliga temperaturintervall:

	J mol <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup>
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	55
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	69
H <sub>2</sub>	29

(8p)

**Uppgift 4** En vätskefasreaktion genomförs i en tankreaktor vid ett tryck väsentligt högre än 760 mmHg. Vid reaktionen bildas en binär blandning av metylcyklopentan och toluen som separeras i en destillationskolonn utrustad med totalcondensator och återkokare. Separationen genomförs vid totaltrycket 760 mmHg och kolonnen arbetar vid ett återflödesförhållande som är 1.5R<sub>min</sub>.

Från reaktorn förs 100 kmol/h mättad kokvarm vätska hållande 56 mol-% metylcyklopentan. Under transporten i rörledningen mellan reaktor och destillationskolonn sänks trycket successivt till 760 mmHg så att tillflödet till destillationskolonnen är en blandning av ånga och vätska. Denna ångvätskeblandning har man funnit har temperaturen 87.8°C.

Rörledning kan antas vara så lång att ångan och vätskan befinner sig i fasjämvikt

---

då strömmen påföres destillationskolonnen.

- Hur stor är ångandelen då strömmen påföres destillationskolonnen?
- Hur stora produktströmmar erhålls från destillationskolonnen om man önskar en toppprodukt som håller 90 mol-% metylcyklopentan samt 96 mol-% toluen i bottenprodukten?

Har du inte kunnat lösa deluppgift a antag då att ångandelen är 60%!

- Hur många ideala jämviktssteg fordras för att erhålla produkterna?
- Hur skulle värmebehovet förändras i återkokaren om tillflödet hade varit kokvarm vätska vid 760 mmHg? Ange den procentuella förändringen!

Givna data:

Antoinés ekvation:  $\log P_i^0 = A_i - \frac{B_i}{C_i + t}$

Antoinekonstanter:

	A	B	C
Metylcyklopentan	6.86283	1186.059	226.042
Toluen	6.95334	1343.943	219.377

Antoinekonstanterna gäller för enheterna mmHg och °C!

Jämviktsdiagram för systemet metylcyklopentan/toluen bifogas. Systemet kan betraktas som idealt.

(12p)

**Uppgift 5** Komponentbalanser kan representeras med räta linjer i ett jämviktsdiagram för en förångnings-kondensationsprocess!

- Vilka är förutsättningarna för att komponentbalansen kan representeras med en rät linje för en destillationsprocess?
- Hur är driftlinjen riktad i förhållande till jämviktskurvan då partialförångning sker i ett steg?
- Hur är driftlinjen riktad i förhållande till jämviktskurvan då förångning sker i motström?
- Hur är driftlinjen riktad i förhållande till jämviktskurvan då vi har en avdrivarkolonn utrustad med återkokare?

Besvara deluppgifterna b) c) och d) genom de skisser som finns i bilaga! Glöm inte att bifoga bilagan till tentamen!

(5p)

- 
- Uppgift 6**
- Hur kan kapaciteten ökas hos en befintlig sedimentationstank?
  - Vilka faktorer påverkar höjd-tid-kurvans utseende för ett sedimentationsförlopp?
  - Vad händer med en destillationskolonnns höjd resp. diameter om yttre återflödesförhållandet tredubblas?

(5p)

**Uppgift 7** En medströms värmeväxlare kylvärmer 2,0 kg/s olja från 120°C till 50°C med havsvatten (inloppstemperatur = 10°C, flöde=5,5kg/s). Värmegenomgångstalet är 800 W/m<sup>2</sup>/K och cp för oljan är 1,88 kJ/kg/K och cp för havsvatten antas samma som för vanligt vatten (4,18kJ/kg/K).

- Till vilken temperatur värms kylvattnet?

Efter en tid förloras prestanda pga påväxt (havstulpaner och annat) varvid oljan endast kyls till 55°C. (Anta att kylvattenflödet är konstant)

- Om man byter plats på oljans anslutningar (och därmed skapar en motströmsvärmeväxlare), återfås effekten då (dvs kyls oljan till 50°C eller lägre)? Motivera med beräkningar!

(7p)

**Uppgift 8** Vätska skall pumpas mellan en öppen behållare och en trycksatt behållare genom ett rörsystem. Vätskeytan i båda behållarna skall hållas på samma nivå.

- Hur ser systemkurvan ut i princip? Skissa och motivera kurvans utseende!
- Vad händer med systemkurvan om en ventil i rörsystemet stängs delvis? Skissa och motivera!
- Om man skall välja en pump med fast varvtal som levererar ung. samma flöde oberoende av ventils läge, vilken typ av pump skall man då välja? Motivera varför!

(5p)

Göteborg 2011-08-09

Krister Ström  
Derek Creaser  
Jonas Sjöblom

---

## 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**

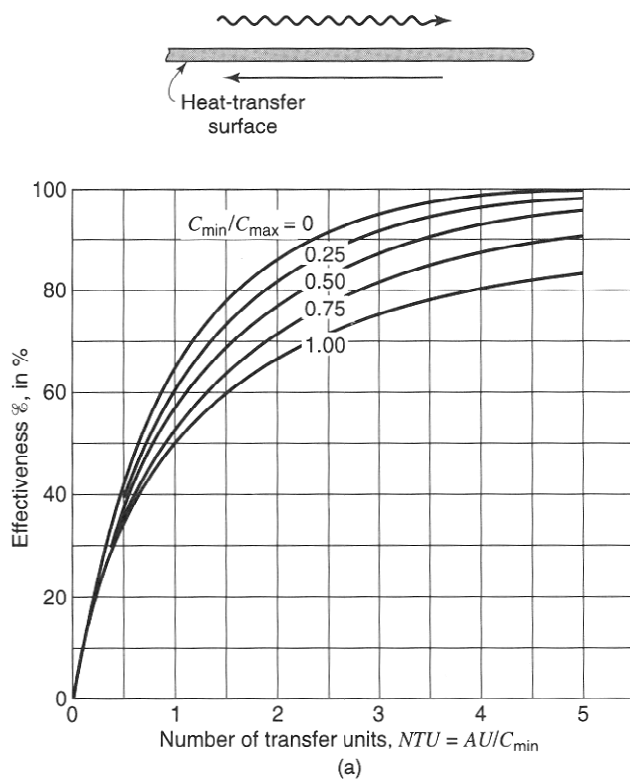
Värmeväxlare:

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

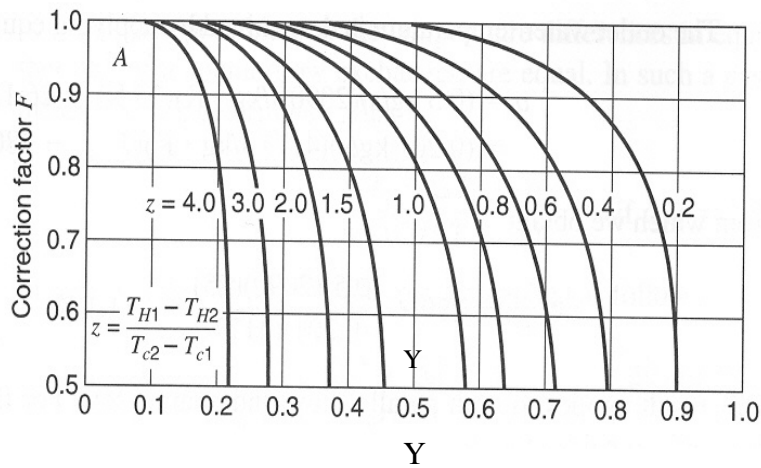
$$\varepsilon = \frac{1 - \exp\left[-NTU\left(1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]}{1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}} \exp\left[-NTU\left(1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]} \quad (\text{motström})$$

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

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



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

Antoinés ekvation:

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

Wilsonuttrycket för beräkning av aktivitetsfaktor för binärt system:

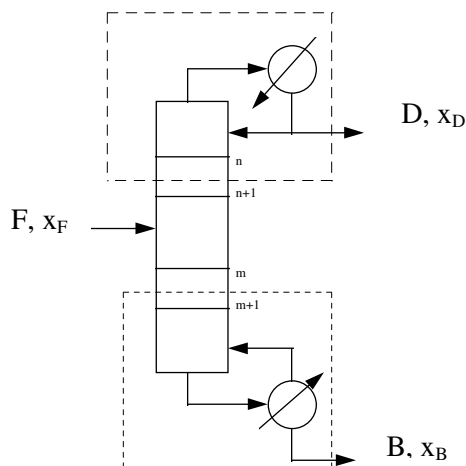
$$\ln \gamma_1 = -\ln(x_1 + \Lambda_{12}x_2) + x_2 \left( \frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{\Lambda_{21}x_1 + x_2} \right)$$

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

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:



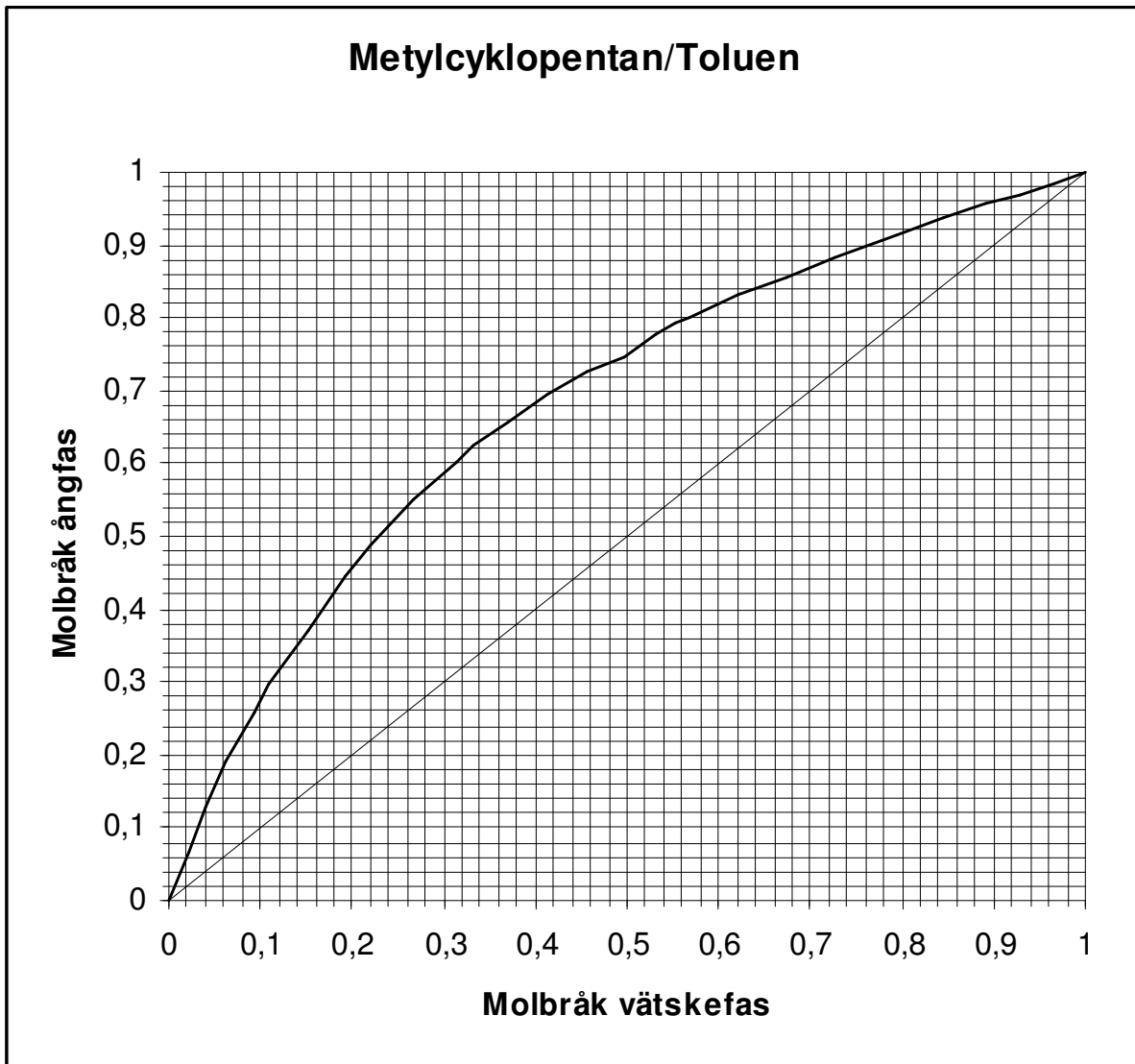
Materialbalanser:

$$V_{y_{n+1}} = Lx_n + Dx_D$$

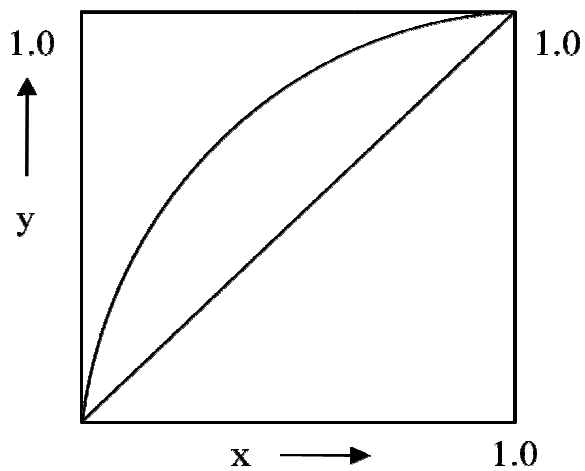
$$\bar{V}_{y_{m+1}} = \bar{L}x_m - Bx_B$$

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

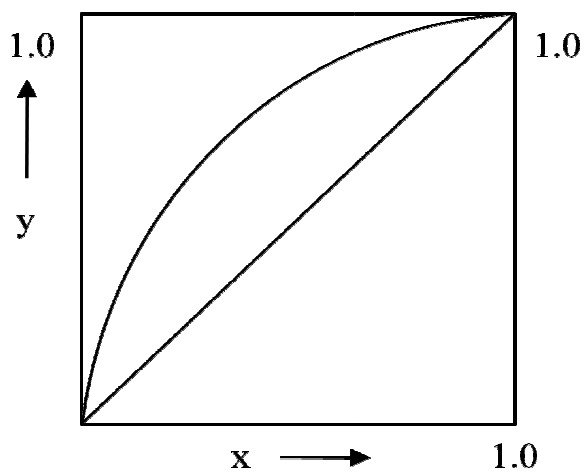




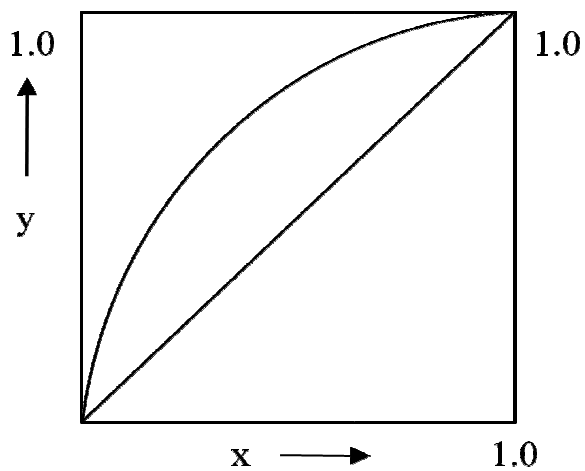
Deluppgift b



Deluppgift c



Deluppgift d



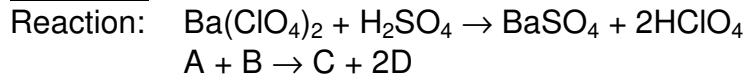
Anonym kod:

\_\_\_\_\_

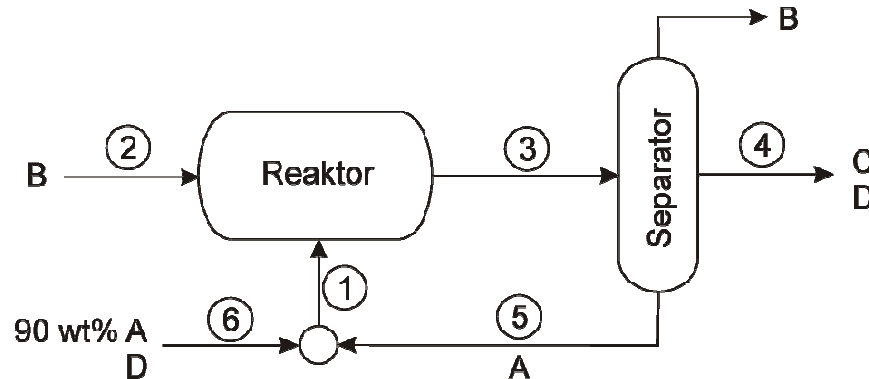
Sid nr:

\_\_\_\_\_

### Uppgift 1



Process with labeled streams:



The molar composition of stream 4 should be determined.

First determine the molar composition of stream 6, since later we will work with moles. If we have 100 kg of stream 6, it consists of 90 kg A and 10 kg D.

90 kg A	$\frac{\text{kmol A}}{336.2 \text{ kg A}} = 0.2677 \text{ kmol A}$
10 kg D	$\frac{\text{kmol D}}{100.5 \text{ kg D}} = 0.0995 \text{ kmol D}$

Then total  $(0.2677 + 0.0995 =) 0.3672$  kmol of stream 6. The molar composition of stream 6 is then 72.9 mol% A and 27.1 mol% D.

Basis: 100 mol/s B in stream 2

$F_B^2 = 100$  mol/s, then from the given molar ratio of B and A in combined reactor feed

$$F_A^1 = 100 (1.2) = 120 \text{ mol/s}$$

$$\text{Balance for B over reactor: } F_B^3 = F_B^2 - R \quad (1)$$

$$96\% \text{ conversion of B over reactor: } \frac{F_B^2 - F_B^3}{F_B^2} = 0.96 \quad (2)$$

$$\text{Combining (1) and (2): } R = 0.96 F_B^2 = 96 \text{ mol/s}$$

Balances for other components over the reactor:

$$F_A^3 = F_A^1 - R = 24 \text{ mol/s}$$

$$F_C^3 = R = 96 \text{ mol/s} = F_C^4$$

$$F_D^3 = F_D^1 + 2R = F_D^4 \quad (3)$$

Balance for A over the separator:

$$F_A^5 = F_A^3 = 24 \text{ mol/s}$$

Balances over the mix point (streams 6 and 5 become stream 1):

$$F_A^6 = F_A^1 - F_A^5 = 96 \text{ mol/s}$$

$$F_D^1 = F_D^6 = F_A^6 \frac{27.1 \text{ mol D}}{72.9 \text{ mol A}} = 35.7 \text{ mol/s}$$

Returning to (3) above:

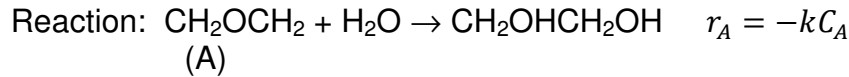
$$F_D^4 = F_D^1 + 2R = 227.7 \text{ mol/s}$$

$$F_C^4 = 96 \text{ mol/s}$$

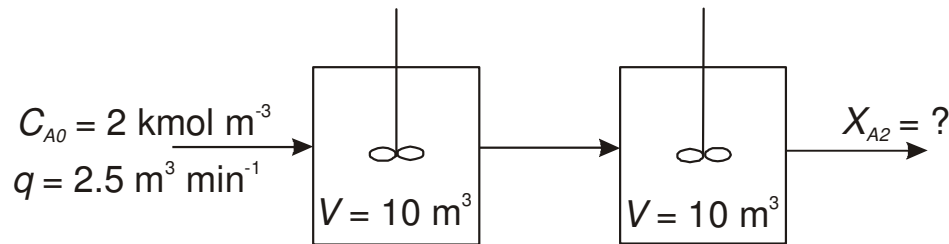
$$F_{tot}^4 = F_D^4 + F_C^4 = 323.7 \text{ mol/s}$$

Then stream 4 is 70.3 mol% D (HClO<sub>4</sub>) and 29.7 mol% C (BaSO<sub>4</sub>).

### Uppgift 2



The reactor system:



For this liquid phase system density variation can be neglected thus:

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

Volumetric flow is independent of conversion, i.e.  $q = q_0$

Mole balance for 1<sup>st</sup> ideal tank:

$$\begin{aligned} F_{A0} - F_{A1} + r_{A1}V &= 0 \\ qC_{A0} - qC_{A1} - kC_{A1}V &= 0 \\ qC_{A0}X_{A1} - kC_{A0}(1 - X_{A1})V &= 0 \\ X_{A1} &= \frac{kV}{q+kV} = 0.5544 \end{aligned}$$

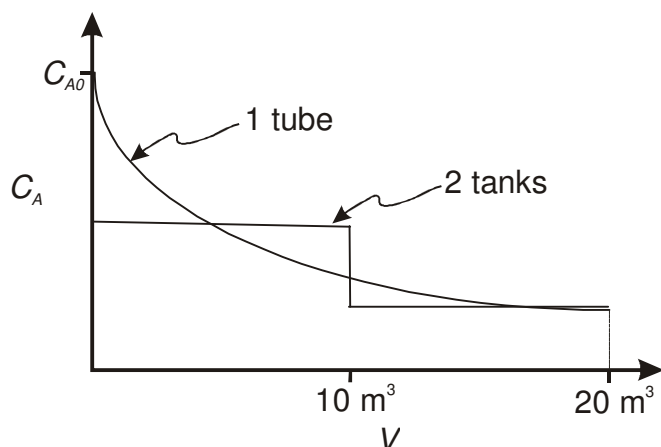
Mole balance for 2<sup>nd</sup> ideal tank:

$$\begin{aligned} F_{A1} - F_{A2} + r_{A2}V &= 0 \\ qC_{A1} - qC_{A2} - kC_{A2}V &= 0 \\ qC_{A0}(X_{A2} - X_{A1}) - kC_{A0}(1 - X_{A2})V &= 0 \\ X_{A2} &= \frac{qX_{A1} + kV}{q+kV} = 0.8014 \end{aligned}$$

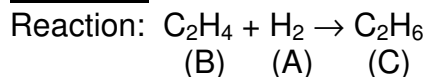
- (a) Conversion of ethyleneoxide over the tank reactors is 80.14%  
 (b) If the 2 tank reactors are replaced with 100 tank reactors with volume 0.2 m<sup>3</sup>, the total reactor volume will be the same. The plot below compares the concentration profile (versus volume) for 2 tank reactors versus 1 tube reactor. For a tube reactor the concentration drops more gradually over the volume which means the average concentration is higher over the volume compared to a single tank or even a series of tank reactors. The on average higher concentration leads also to a higher reaction rate (for 1<sup>st</sup> order reaction) and means that a higher conversion is achieved with a tube reactor compared to tank reactors. When the tank reactors are divided up into more tank reactors (in this case 100) the concentration profile for more tank reactors will approach that of the tube

reactor. This results in a higher conversion being achieved for 100 tank reactors in series.

- (c) For 100 tank reactors in series the concentration profile will be very close to that for a tube reactor and thus the use of the tube reactor model could be used to give a rather good prediction of the conversion achieved with 100 tank reactors.

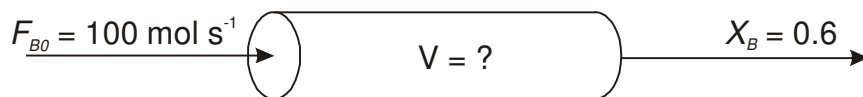


### Uppgift 3



$$r_A = -kP_A$$

At 162°C  $k = 192.1 \text{ mol s}^{-1} \text{ m}^{-3} \text{ atm}^{-1}$



$$T = 162^\circ\text{C} = 435\text{K}$$

$$P_{tot} = 3 \text{ atm}$$

Feed gas stream 60 mol%  $C_2H_4$  and 40 mol%  $H_2$ , then  $y_{B0} = 0.6$  and  $y_{A0} = 0.4$ .

$$F_{A0} = \frac{y_{A0}}{y_{B0}} F_{B0} = 66.67 \text{ mol s}^{-1}$$

Use stoichiometric table to obtain  $P_A = f(X_B)$ :

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

$$F_A = F_{A0} - X_B F_{B0}$$

$$F_C = X_B F_{B0}$$

$$F_{tot} = F_{A0} + F_{B0} - X_B F_{B0}$$

$$P_A = y_A P_{tot} = \frac{F_{A0} - X_B F_{B0}}{F_{A0} + F_{B0} - X_B F_{B0}} P_{tot} = \frac{\frac{F_{A0}}{F_{B0}} - X_B}{\frac{F_{A0}}{F_{B0}} + 1 - X_B} P_{tot} = \frac{0.667 - X_B}{1.667 - X_B} P_{tot}$$

Mole balance for B:

$$\frac{dF_B}{dV} = -kP_A$$

$$F_{B0} \frac{dX_B}{dV} = +k \frac{0.667 - X_B}{1.667 - X_B} P_{tot}$$

$$V = \frac{F_{B0}}{kP_{tot}} \int_0^{0.6} \frac{1.667 - X_B}{0.667 - X_B} dX_B$$

$$V = \frac{100 \text{ mol}}{\text{s}} \left| \frac{\text{s m}^3 \text{ atm}}{192.1 \text{ mol}} \right| \left| \frac{1}{3 \text{ atm}} \right| 2.8981 = 0.503 \text{ m}^3$$

Note, integral can be calculated analytically from an integral table, but otherwise numerically.

(a) Required reactor volume for isothermal plug flow is 0.503 m<sup>3</sup>

Calculate outlet molar flow rates:

$$F_B = F_{B0} - X_B F_{B0} = 40 \text{ mol s}^{-1}$$

$$F_A = F_{A0} - X_B F_{B0} = 6.67 \text{ mol s}^{-1}$$

$$F_C = X_B F_{B0} = 60 \text{ mol s}^{-1}$$

General adiabatic heat balance:

$$\sum_i F_{i0} \int_{T_r}^{T_0} c_{pi} dT - \sum_i F_i \int_{T_r}^T c_{pi} dT + X_B F_{B0} (-\Delta H_R(T_r)) = 0$$

Let reference temperature ( $T_r$ ) be 25°C, since the reaction enthalpy is given at that temperature. Also, shall use average constant heat capacities. Heat balance then becomes:

$$(F_{A0}c_{PA} + F_{B0}c_{PB})(T_0 - T_r) - (F_Ac_{PA} + F_Bc_{PB} + F_Cc_{PC})(T - T_r) + X_B F_{B0}(-\Delta H_R) = 0$$

$$T = \frac{(F_{A0}c_{PA} + F_{B0}c_{PB})(T_0 - T_r) + X_B F_{B0}(-\Delta H_R)}{(F_Ac_{PA} + F_Bc_{PB} + F_Cc_{PC})} + T_r = 1433 \text{ }^\circ\text{C}$$

(b) Outlet temperature for adiabatic operation of reactor is 1433°C

## Uppgift 4

**Data:**  $P = 760 \text{ mmHg}$   
 $R = 1.5R_{\min}$   
 $F = 100 \text{ kmol/h}$   
 $z_1 = 0.56$   
 $t_{\text{tillföde}} = 87.8 \text{ }^\circ\text{C}$   
Ångtryck givet som Antoineekvation

**Sökt** a) Ångandel  
b) D, B  
c) Antal steg  
d) Förändring av värmebehov

## Lösning:

a) Ångandelen kan bestämmas utifrån q-linjens lutning  $\frac{q}{q-1}$ .

Bestäm jämviktssammansättningen för ång-vätskeströmmen som påförs kolonnen.

$$\text{Jämviktssamband: } y_i = \frac{P_i^o}{P} x_i$$

$$\text{Partialtryck: } P y_i = P_i^o x_i$$

$$P = \sum P_i \quad \Rightarrow \quad P = P_1^o x_1 + P_2^o x_2 \quad (1)$$

$$x_2 = 1 - x_1 \quad (2)$$

$$(1) \text{ och } (2) \text{ ger } x_1 = \frac{P - P_2^o}{P_1^o - P_2^o}$$

$$y_1 = \frac{P_1^o}{P} x_1$$

Vid temperaturen  $87.8^\circ\text{C}$  är ångtrycken  $P_1^o = 1212.47 \text{ mmHg}$   
 $P_2^o = 377.66 \text{ mmHg}$

Vilket ger  $x_1 = 0.4580$  och  $y_1 = 0.7307$

q-linjen konstrueras från diagonalen med x-kordinaten 0.56 ( $=z_1$ ) till  $x_1$   $y_1$  på jämviktskurvan. q-linjen är då konstruerad och lutningen kan bestämmas till  $\frac{0.7307 - 0.56}{0.4580 - 0.56} = -1.673$  vilket ger q-värdet 0.626. q-värdet motsvarar vätskeandelen varför ångandelen blir 0.374 dvs 37%.

$$\begin{array}{l}
 F = D + B \\
 Fz_1 Dx_D + Bx_B \\
 x_D = 0.90 \\
 x_B = 0.04
 \end{array}
 \left. \vphantom{\begin{array}{l} F = D + B \\ Fz_1 Dx_D + Bx_B \\ x_D = 0.90 \\ x_B = 0.04 \end{array}} \right\}
 \begin{array}{l}
 D = F \frac{z_1 - x_D}{x_B - x_D} \\
 D = 39.5 \text{ kmol/h} \\
 B = 60.5 \text{ kmol/h}
 \end{array}$$

c) Övre driftlinjen vid minimalt återflödesförhållande

$$y_{n+1} = \frac{R_{\min}}{R_{\min} + 1} x_n + \frac{x_D}{R_{\min} + 1}$$

$$\left. \begin{array}{l}
 \Phi_{\min} = \frac{x_D}{R_{\min} + 1} \\
 \Phi_{\min} = 0.56
 \end{array} \right\}
 R_{\min} = 0.6071 \Rightarrow R = 0.91$$

Övre driftlinjen skär y-axeln i punkten 0.47. Driftlinjer konstrueras. Stegning ger 8 ideala steg samt återkokare.

d) Värmebehovet kan tecknas  $Q = \bar{V} \cdot \Delta H_{VAP}$ . Sök  $\bar{V}$  för de båda alternativen!

Fall 1:

$$\left. \begin{array}{l}
 V = D + L \\
 R = L/D
 \end{array} \right\}
 \begin{array}{l}
 V = D(R + 1) \\
 V = 75.45 \text{ kmol/h}
 \end{array}$$

$$\begin{array}{l}
 V = \bar{V}_{FALL,1} + (1 - q)F \\
 \bar{V}_{FALL,1} = 38.05 \text{ kmol/h}
 \end{array}$$

Fall 2:

$$q\text{-linjen lodrät} \Rightarrow \Phi_{\min} = 0.62 \Rightarrow R_{\min} = 0.45 \Rightarrow R = 0.675$$

$$\begin{array}{l}
 V = 66.16 \text{ kmol/h} \\
 V = \bar{V} \text{ ty kokvarmt tillflöde} \\
 \bar{V}_{FALL,2} = 66.16 \text{ kmol/h}
 \end{array}$$

$$\frac{\bar{V}_{FALL,2}}{\bar{V}_{FALL,1}} \approx 74\%$$



## Uppgift 7

En medströms värmeväxlare kyler 2,0 kg/s olja från 120°C till 50°C med havsvatten (inloppstemperatur = 10°C, flöde=5,5kg/s). Värmegenomgångstalet är 800 W/m<sup>2</sup>/K och c<sub>p</sub> för oljan är 1,88 kJ/kg/K och c<sub>p</sub> för havsvatten antas samma som för vanligt vatten (4,18kJ/kg/K).

c) Till vilken temperatur värms kylvattnet?

Efter en tid förloras prestanda pga påväxt (havstulpaner och annat) varvid oljan endast kyls till 55°C. (Anta att kylvattenflödet är konstant)

d) Om man byter plats på oljans anslutningar (och därmed skapar en motströmsvärmeväxlare), återfås effekten då (dvs kyls oljan till 50°C eller lägre?)?

### Lösning:

a) För att beräkna temperaturen ut så måste vi beräkna den överförda effekten som är densamma som den avgivna effekten.

$$Q_{\text{avgiven}} = \dot{m}c_p(T_{\text{var},m,\text{in}} - T_{\text{var},m,\text{ut}}) = 2 * 1,88 * (120 - 50) = 263 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{upptagen}} = \dot{m}c_p(T_{\text{kall},\text{ut}} - T_{\text{kall},\text{in}}) \Rightarrow T_{\text{kall},\text{ut}} = T_{\text{kall},\text{in}} + Q/(\dot{m}c_p) = 10 + 263/(5,5 * 4,18) = 21,45^\circ\text{C}$$

b) För att undersöka om platsbytet fungerar behövs kompletterande info om värmeväxlaren.

Arean: För att beräkna arean behövs den logaritmiska medeltemperaturdifferensen:

$$\Delta T_{LM} = (\text{obs!medström}) = \frac{(T_{\text{var},m,\text{in}} - T_{\text{kall},\text{in}}) - (T_{\text{var},m,\text{ut}} - T_{\text{kall},\text{ut}})}{\ln\left(\frac{T_{\text{var},m,\text{in}} - T_{\text{kall},\text{in}}}{T_{\text{var},m,\text{ut}} - T_{\text{kall},\text{ut}}}\right)} = \frac{(120 - 10) - (50 - 21,45)}{\ln\left(\frac{120 - 10}{50 - 21,45}\right)} = 60,4^\circ\text{C}$$

$$Q = UA\Delta T_{LM} \Rightarrow A = \frac{Q}{U\Delta T_{LM}} = \frac{263}{0,8 * 60,4} = 5,45 \text{ m}^2$$

T<sub>kall, ut,ny</sub>=pss som i uppgift a) ovan: T<sub>kall,ut,ny</sub>=20,63 °C

Q ändras också och blir 244kw

ΔT<sub>lm</sub> ändras också och blir 65,0 °C

För fallet med påväxt har U ändrats och vi behöver beräkna det nya U (Arean är dock samma):

$$U_{ny} = \frac{Q_{ny}}{A * \Delta T_{LM,ny}} = \frac{244}{5,45 * 65,0} = 690 \text{ W} / \text{m}^2 / \text{K}$$

Med det nya U kan vi nu beräkna ut-temperaturerna för ett fall med motströmsvärmeväxling. Vi har kända in-temperaturer och använder NTU-metoden.

$$NTU = \frac{UA}{C_{\text{min}}} = \left[ \begin{array}{l} C_{\text{var},m} = \dot{m}_{\text{var},m} c_{p,\text{var},m} = 2 * 1,88 = 3,76 \text{ kW} / \text{K} \\ C_{\text{kall}} = \dot{m}_{\text{kall}} c_{p,\text{kall}} = 5,5 * 4,18 = 22,99 \text{ kW} / \text{K} \\ C_{\text{min}} = C_{\text{var},m}, C_{\text{min}} / C_{\text{max}} = 0,16 \end{array} \right] = \frac{690 * 5,45}{3760} = 1,0$$

Effectiveness factor (eps) läses av i diagram (eller beräknas) till 0,6

$$\varepsilon = \frac{\text{verklig temperaturändring}}{\text{maximal temperaturändring}} = \frac{T_{\text{var},m,\text{in}} - T_{\text{var},m,\text{ut}}}{T_{\text{var},m,\text{in}} - T_{\text{kall},\text{in}}}$$

$$\Rightarrow T_{\text{var},m,\text{ut}} = T_{\text{var},m,\text{in}} - \varepsilon(T_{\text{var},m,\text{in}} - T_{\text{kall},\text{in}}) = 120 - 0,6 * (120 - 10) = 52,9^\circ\text{C}$$

---

Temperaturen ut på den varma strömmen är högre än från början (50°C) och alltså återfås **inte** effekten efter platsbytet.