

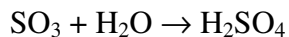


CHALMERS TEKNISKA HÖGSKOLA

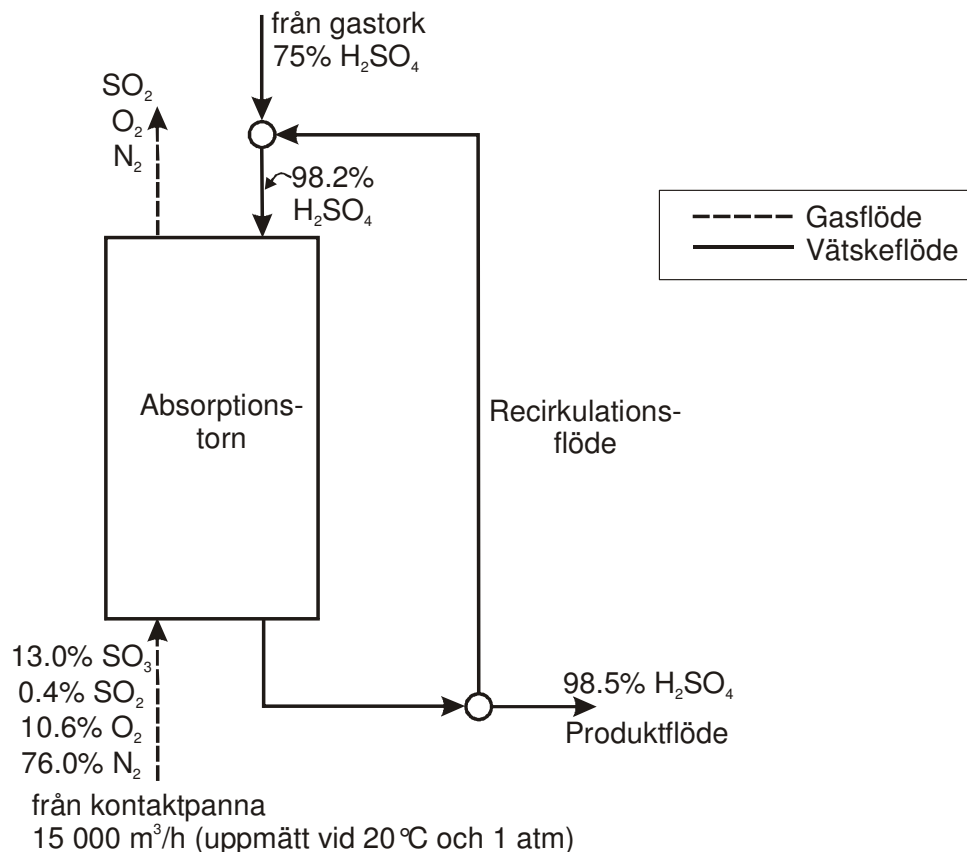
Institutionen för kemi- och bioteknik

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	Tisdag 6 mars, 2012, kl. 14.00-18.00		
LOKAL	V-salar		
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	Carolin Wang- Hansen 772 3039 ca. kl. 15.00	Krister Ström 772 5708 ca. kl. 16.00	Lennart Vamling 772 3021 ca. kl. 16.30
DATUM FÖR ANSLAG av resultat samt av tid och plats för granskning	Svar till beräkningsuppgifter anslås 7 mars på studieportalens kurshemsida. Resultat på tentamen anslås tidigast 26 mars efter kl 12.00. Granskning 29 mars respektive 16 april 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 Nedanstående figur visar en absorptionsanläggning i en svavelsyrafabrik. All ingående SO_3 som absorberas i vätskefas, reagerar med vattnet i den utspädda syran och bildar H_2SO_4 enligt



Endast SO_3 absorberas från gasfas. Procentangivelsarna avser mol% i gasfas och vikt% i vätskefas.



Beräkna:

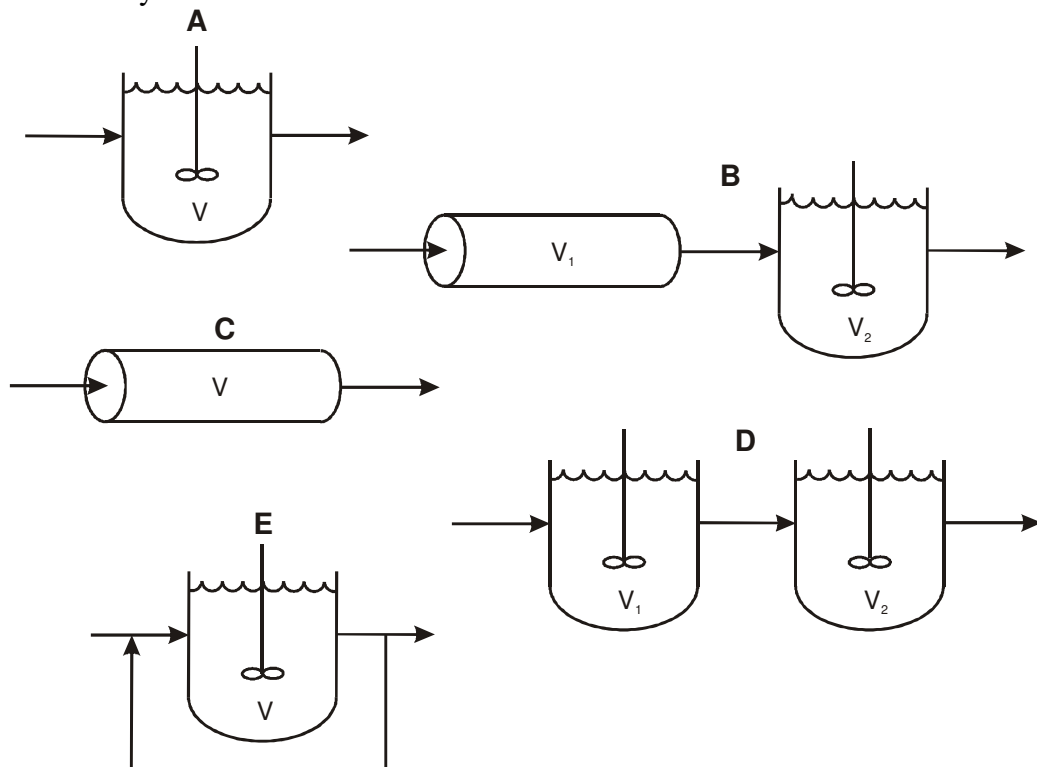
- Produktflödet uttryckt i ton h⁻¹.
- Recirkulationsflödet uttryckt i ton h⁻¹.

DATA:

	Molmassor (kg kmol ⁻¹)
SO_2	64.06
SO_3	80.06
O_2	32.00
N_2	28.01
H_2SO_4	98.08
H_2O	18.02

(8p)

Uppgift 2 Följande ideala kontinuerliga reaktorkonfigurationer skall användas för att utföra en första ordningens reaktion $A \rightarrow B$. Den totala reaktorvolym är i samtliga fall lika ($V_1 + V_2 = V$) och rörvolymen är försumbara i jämförelse med reaktorvolymerna.



Om påverkan av reaktionsentalpin är försumbar, så att reaktorerna arbetar isotermt, och inloppsbedingungen är desamma för alla fall:

- Rangordna konfigurationerna med avseende på omsättningsgraden av A från högsta till lägsta.
- Om reaktionen istället var andra ordningen med avseende på A, skulle skillnaderna i de omsättningsgraderna vara större eller mindre? Förklara varför.
- Om reaktionen fortfarande är första ordningen, men istället starkt endoterm och alla reaktorer adiabatiska, hur skulle din rangordning i (a) förändras? Förklara.

(8p)

Uppgift 3 Gasfasdehydrering av A producerar B genom reaktionen



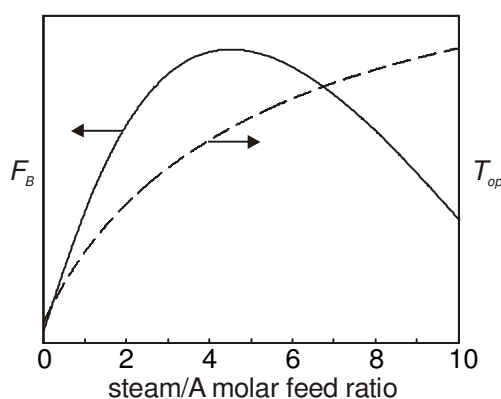
Reaktionen är av första ordningen, så följande hastighetsekvation gäller

$$r = kC_A$$

Reaktionen utförs i en fluidiseradbäddreaktor innehållande fast katalysato-

material. Fluidflödets beteende i reaktorn är sådant att reaktorn kan antas vara en ideal tankreaktor. Inflödet innehåller en blandning av A och ånga, med det molära förhållandet av ånga till A av 4. Inflödes hastigheten av A är 10 mol s^{-1} och reaktorvolymen är 20 m^3 . Inloppstemperatur och tryck är 650°C respektive 1 atm. Reaktorn kan anses arbeta under adiabatiska och isobara förhållanden.

- Beräkna produktionshastigheten av B i mol s^{-1} .
- Figuren nedan visar hur produktionshastighet av B (F_B) och reaktorns drifttemperatur (T_{op}) varierar med det molära inloppsförhållandet av ånga till A. Det är uppenbart att produktionen av B är maximerad vid ett optimalt ånga/A inloppsförhållande. Förklara vilka faktorer bidrar till detta beteende.



DATA:

$$k = 0.190 \text{ s}^{-1} \text{ vid } 650^\circ\text{C}$$

$$E = 100 \text{ kJ mol}^{-1}$$

$$\Delta H_R = 120 \text{ kJ mol}^{-1} \text{ (oberoende av temperaturen)}$$

	Medelvärme- kapacitet ($\text{J mol}^{-1} \text{ K}^{-1}$)
A	120
Ånga	36

(10p)

Uppgift 4 I ett propantorn, utrustad med återkokare och totalcondensator, vid ett raffinaderi ska en kokvarm vätskeformig ström på 375 kmol/h hållande 30 mol-% propan och resten butan separeras till två produkter hållande 6 respektive 95 mol-% propan. Separationen genomförs vid trycket 13 bar och kolonnen arbetar vid ett yttre återflödesförhållande som är $R=1.5R_{\min}$. Återflödet är kokvarmt då det påförs till destillationskolonnen.

- Vilka produktflöden kan förväntas från kolonnen?
- Hur många ideala destillationsbottnar fordras för att genomföra separationen?

- Hur många verkliga bottnar fordras då totalverkningsgraden för kolonnen har bestämts till 65%?
- Vilken temperatur har återflödet då det påförs kolonnen?
- Vilket är tillflödets q-värde för det fall tillflödet är underkyllt 25 °C?

Jämviktsdiagram för systemet propan/butan bifogas!

Givna data:

1. Densitet, molmassa samt termodynamiska data.

	Propan	Butan
Vätskefasdensitet vid aktuellt tryck (kg/m ³)	509	579
Molmassa (kg/kmol)	44.1	58.0
Ångbildningsvärme för blandningen (J/mol)	2820	
Värmekapacitet för vätskeformig blandning (J/mol·K)	119.5	

2. Ångtryck

$$\ln P_i^0(\text{mmHg}) = A_i - \frac{B_i}{T(\text{K}) + C_i}$$

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

(11p)

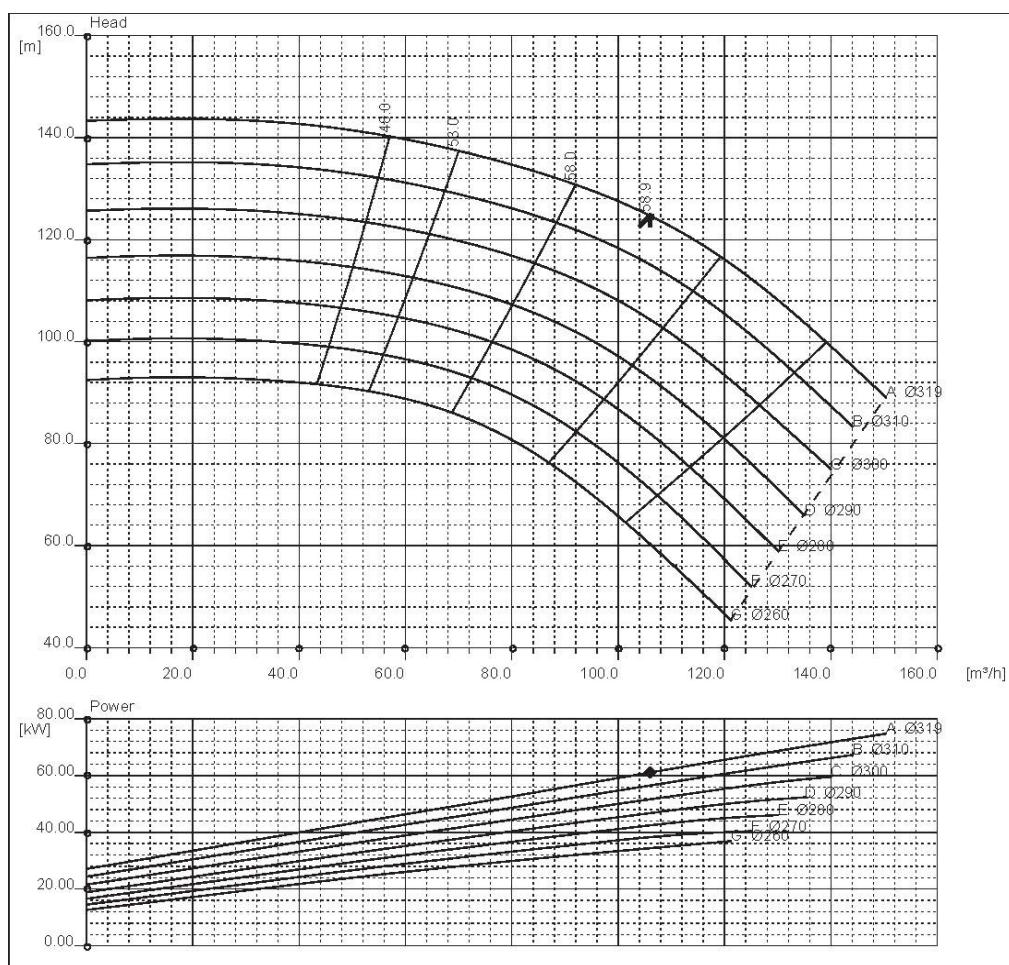
- Uppgift 5**
- a) Vid separationer diskuteras begreppen *separating agent* respektive drivande kraft för en separation. Vad är dessa för separationsmetoderna destillation respektive sedimentering?
- b) Vid studiebesöket och laborationen på Preem observerade vi att propantornet arbetade vid ett totaltryck av ca 13 bar. Vad är anledningen till att man valt det trycket?
- c) Beskriv hur kostnaden för utrustning till ett destillationstorn varierar med det yttre återflödesförhållandet! Komplettera gärna din diskussion med en skiss!
- d) Beskriv hur en packad kolonn är konstruerad för att åstadkomma så god kontakt som möjligt mellan ånga och vätska!
- e) Erforderlig sedimentationsyta för en klarnare kan härledas till $A \geq \frac{F}{v}$. Då sedimentationshastigheten, v , är låg kommer en stor klarningsbassäng att fordras för att genomföra separationen. Hur kan man apparatmässigt öka kapacitet för ett sedimentationsförlopp i den existerande klarnaren som uppvisar en låg kapacitet?

(11p)

Uppgift 6 Vi har ett behov av att pumpa vatten från en öppen tank till en trycksatt tank med trycket 1 MPa (absoluttryck). Vattenytan i den trycksatta tanken är 10 m högre än den i den öppna tanken. Rörledningen mellan tankarna har diametern 0,1 m och längden 30 m. Rörledningen har en relativt rå yta och kan antas ha friktionskoefficienten 0,015 oberoende av flödet. I ledningen finns ett antal engångsförluster, varav en utgörs av en helt öppen reglerventil. För dessa engångsförluster är $\sum \zeta = 5$. Det normala (och maximala) flödesbehovet är $100 \text{ m}^3/\text{h}$.

Vi överväger att använda en centrifugalpump med fast varvtal för denna uppgift och har av en tillverkare fått pumpkurvor (se nedan) för ett antal olika storlekar (A-G, storleken uttryckt som diameter).

- Vilka av pumpstorlekarna klarar att leverera $100 \text{ m}^3/\text{h}$ i vårt system? Välj en av dessa och motivera ditt val.
- Antag att flödet tillfälligt behöver sänkas till $80 \text{ m}^3/\text{h}$. För den pumpstorlek du valt, hur mycket behöver engångsmotståndskoefficienten i reglerventilen öka (jämfört med helt öppen ventil) för att åstadkomma detta?



(6p)

Uppgift 7 Två grafiska metoder som kan användas för beräkningar av värmeväxlare bl.a. när vi inte har ren motström är F-metoden och NTU-metoden.

- a) Redogör för de grundläggande sambanden för respektive metod. Förklara kort de storheter som ingår om de inte finns definierade i formelbladet.
- b) Antag att du har tillgång till både ett F-faktordiagram och ett ϵ -diagram för en viss typ värmeväxlare. Vilken metod ger enklast beräkningar för följande fall:

Varma sidan: Massflöde 2 kg/s, $C_p=4$ kJ/kg K; Inloppstemp 80 C;

Kalla sidan: Massflöde 1 kg/s, $C_p=2$ kJ/(kg K); Inloppstemp 20 C

$UA= 4$ kW/K.

Illustrera genom att beräkna utloppstemperaturerna. Använd för metoden lämpligt diagram från formelbladet (bortse från att det kanske inte är avsett för aktuell värmeväxlarkonfiguration).

(6p)

Göteborg 2012-02-29

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

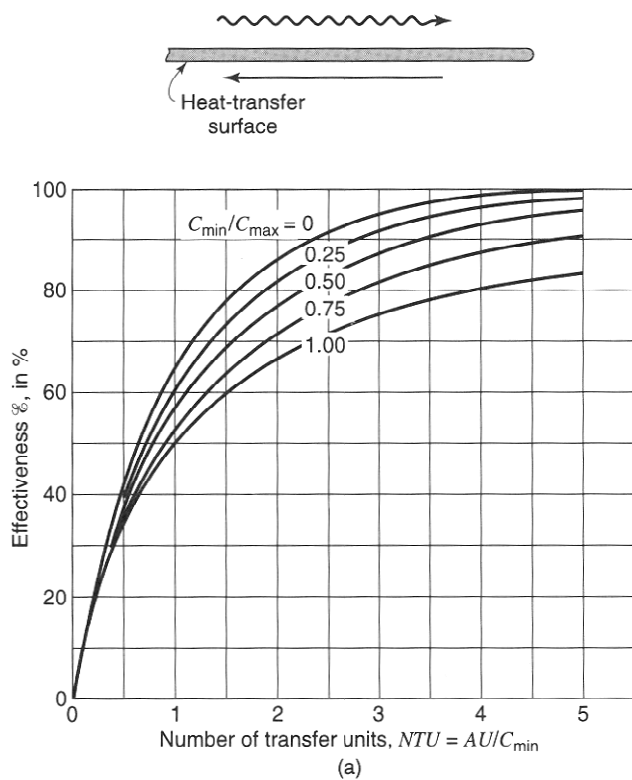
Värmeväxlare:

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

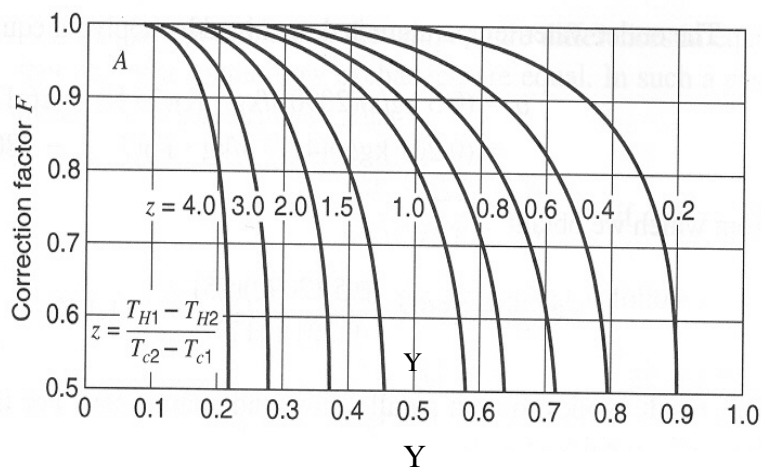
$$\varepsilon = \frac{1 - \exp\left[-NTU\left(1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]}{1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}} \exp\left[-NTU\left(1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]} \quad (\text{motström})$$

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

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



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:

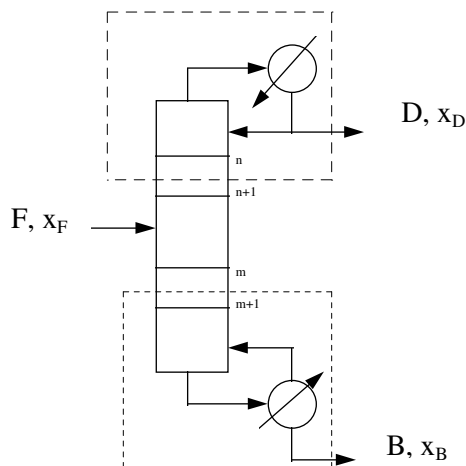
$$\ln \gamma_1 = -\ln(x_1 + \Lambda_{12}x_2) + x_2 \left(\frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{\Lambda_{21}x_1 + x_2} \right)$$

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

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:

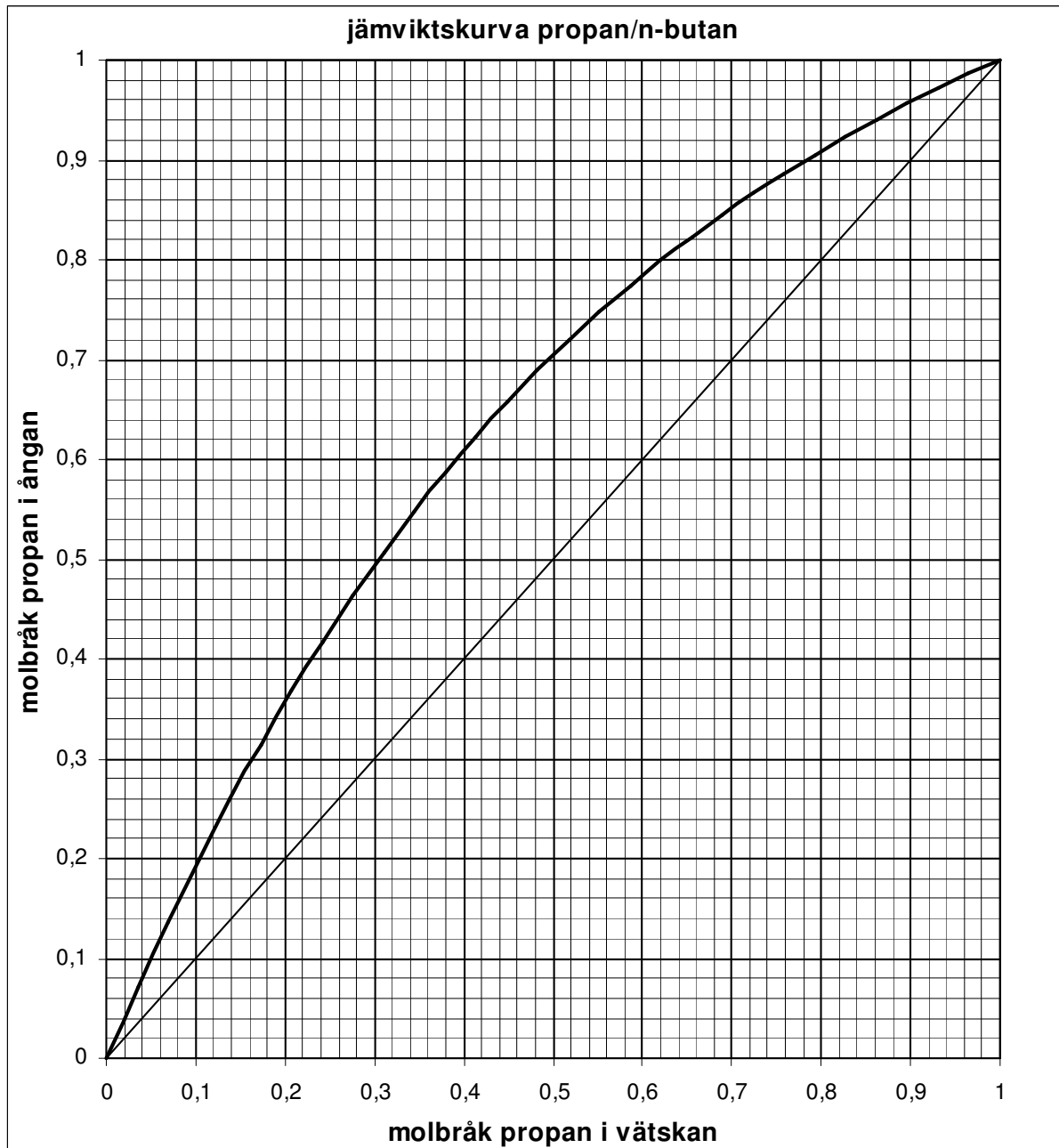
$$V_{y_{n+1}} = Lx_n + Dx_D$$

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

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

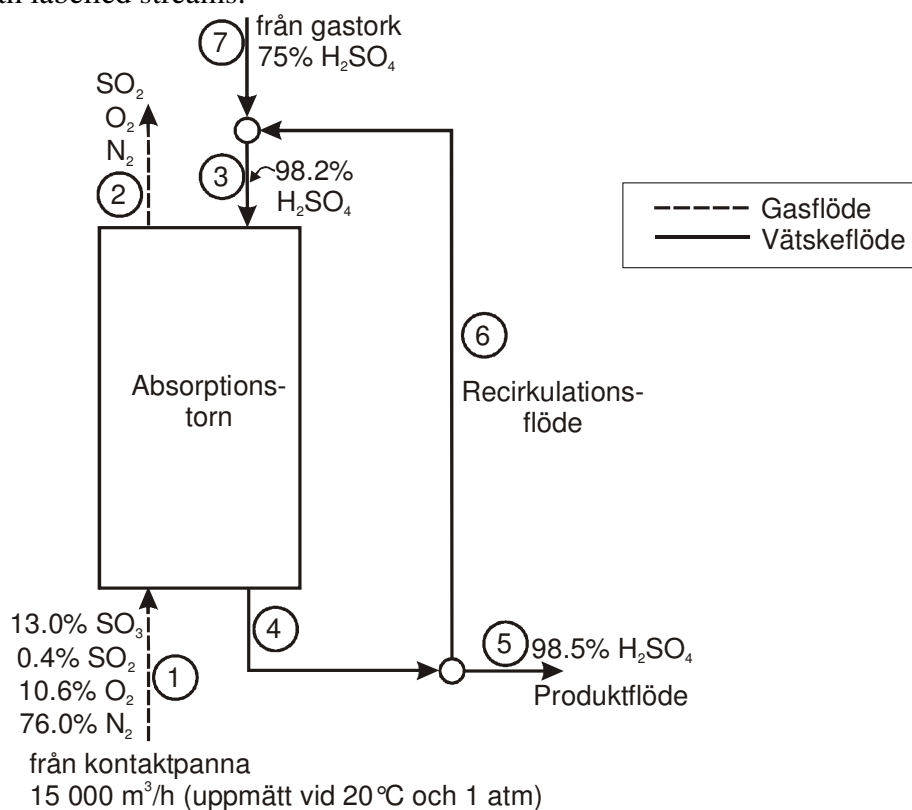
Glöm inte att lämna in diagrammet med din lösning!

Anonym kod: _____



Uppgift 1

Process with labelled streams:



Convert all wt% in liquid streams to mol%.

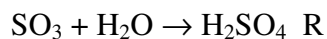
For stream 7, with basis 100 kg of stream:

	kg	kg kmol ⁻¹	kmol	mol%
H ₂ SO ₄	75	98.08	0.7647	35.53
H ₂ O	25	18.02	1.3873	64.47
Total	100		2.1520	

Similarly found that stream 3 is 90.93 mol% H₂SO₄ and streams 5, 4 and 6 are 92.35 mol% H₂SO₄.

Convert flow of stream 1 to molar flow rate:

$$\frac{1.5 \times 10^3 \text{ m}^3}{\text{h}} \left| \frac{\text{mol K}}{8.314 \text{ Pa m}^3} \right| \left| \frac{101325 \text{ Pa}}{293.15 \text{ K}} \right| \left| \frac{\text{kmol}}{1000 \text{ mol}} \right| = 623.6 \text{ kmol h}^{-1}$$



$$\text{Basis: } F_{tot}^1 = 623.6 \text{ kmol h}^{-1}$$

SO₃ balance over absorption tower:

$$F_{SO_3}^2 + F_{SO_3}^4 = y_{SO_3}^1 F_{tot}^1 + F_{SO_3}^3 - R$$

$$R = y_{SO_3}^1 F_{tot}^1 = 81.07 \text{ kmol h}^{-1}$$

H₂SO₄ balance over process:

$$y_{H_2SO_4}^5 F_{tot}^5 = y_{H_2SO_4}^7 F_{tot}^7 + R$$

Note that rxn does not change total molar flow rate of liquid: $F_{tot}^5 = F_{tot}^7$

$$F_{tot}^5 = \frac{R}{y_{H_2SO_4}^5 - y_{H_2SO_4}^7} = 142.2 \text{ kmol h}^{-1}$$

$$m_{tot}^5 = y_{H_2SO_4}^5 F_{tot}^5 M_{H_2SO_4} + y_{H_2O}^5 F_{tot}^5 M_{H_2O} = 13.1 \text{ ton h}^{-1} \text{ (a)}$$

H₂SO₄ and total balances over the mixing point:

$$\text{H}_2\text{SO}_4: y_{H_2SO_4}^3 F_{tot}^3 = y_{H_2SO_4}^6 F_{tot}^6 + y_{H_2SO_4}^7 F_{tot}^7$$

$$0.9093 F_{tot}^3 = 0.9235 F_{tot}^6 + 50.52$$

$$\text{Total: } F_{tot}^3 = F_{tot}^6 + F_{tot}^7$$

$$F_{tot}^3 = F_{tot}^6 + 142.2$$

Solving equations gives: $F_{tot}^6 = 5548 \text{ kmol h}^{-1}$

$$m_{tot}^6 = y_{H_2SO_4}^6 F_{tot}^6 M_{H_2SO_4} + y_{H_2O}^6 F_{tot}^6 M_{H_2O} = 510.2 \text{ ton h}^{-1} \text{ (b)}$$

Uppgift 2

(a)

Ranking of configurations in order of highest to lowest achievable conversion is: $C > B > D > A = E$. Conversion over single tank (A) is equal to that for tank with recycle flow (E).

(b)

If the reaction were 2nd order the differences in the conversions for the different reactor configurations would be larger. This is because the configurations that tend to be more effective (yield higher conversion) have less mixing, resulting in the concentration of reactant being on average higher in the reactor which in turn results in a higher average reaction rate. For a 2nd order reaction the reaction rate is more sensitive to changes in the concentration. As a result configurations maintaining a higher average reaction rate will be even more effective for a 2nd order reaction.

(c)

If the reaction were endothermic and the reactors adiabatic the ranking order in (a) would be unchanged. Configurations maintaining a higher average concentration would also maintain a higher temperature which both contribute to a higher reaction rate and final conversion. For an endothermic reaction the temperatures will decrease and result in slower reaction rates. Reactors with less mixing that maintain a higher average reaction rate will also maintain a higher temperature. The ranking would as a result be the same as in (a) but the differences in conversion larger.

Uppgift 3

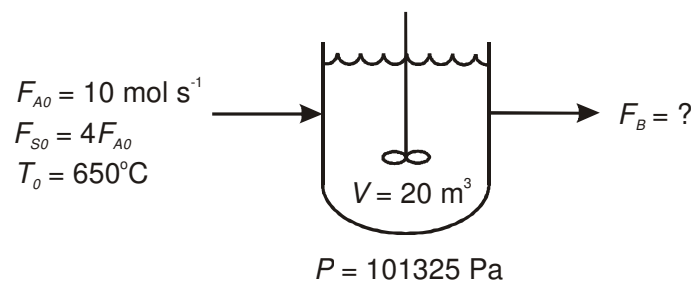


$$r = kC_A$$

From combining Arrhenius equations at different temperatures to eliminate pre-exponential factor:

$$k = k^0 \exp\left(\frac{E}{R}\left(\frac{1}{T^0} - \frac{1}{T}\right)\right) \quad \text{where } k^0 = 0.19 \text{ s}^{-1} \text{ at } T^0 = 650^\circ\text{C}$$

The process:



Stoichiometric table to obtain $C_A = f(X_A)$:

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

$$F_B = X_A F_{A0}$$

$$F_{H_2} = X_A F_{A0}$$

$$F_S = F_{S0} = 4F_{A0}$$

$$F_{tot} = 5F_{A0} + X_A F_{A0}$$

$$C_A = y_A C_{tot} = \frac{F_A P}{F_{tot} RT} = \frac{1 - X_A P}{5 + X_A RT}$$

Mole balance:

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

$$X_A F_{A0} - k C_A V = 0$$

$$X_A F_{A0} - k^0 \exp\left(\frac{E}{R}\left(\frac{1}{T^0} - \frac{1}{T}\right)\right) \left(\frac{1 - X_A}{5 + X_A}\right) \left(\frac{P}{RT}\right) V = 0 \quad (1)$$

Heat balance:

$$\sum F_{i0} c_{Pi} (T_0 - T_{ref}) - \sum F_i c_{Pi} (T - T_{ref}) + X_A F_{A0} (-\Delta H_R(T_{ref})) = 0$$

Set $T_{ref} = T$ since heat capacities of only feed stream components (A and steam) are given and rxn enthalpy can be considered independent of temperature:

$$\sum F_{i0} c_{Pi} (T_0 - T) + X_A F_{A0} (-\Delta H_R) = 0$$

$$T = \frac{X_A F_{A0} (-\Delta H_R)}{F_{A0} c_{PA} + 4 F_{A0} c_{PS}} + T_0$$

$$T = \frac{X_A (-\Delta H_R)}{c_{PA} + 4 c_{PS}} + T_0 \quad (2)$$

Sub (2) into mole balance (1) and solve for X_A gives $X_A = 0.202$

Then $F_B = X_A F_{A0} = 2.02 \text{ mol s}^{-1}$ (a)

(b)

At very low levels of steam feed, increasing the steam feed is beneficial because the heat capacity of the steam reduces the temperature drop in the reactor and maintains a higher reaction rate. It increases the denominator in equation (2) above. However, at very high steam feed the diluting effects of steam become more dominant, i.e. the steam reduces the concentration of A and lowers the reaction rate term in equation (1) above.

Uppgift 4.

Data: $F = 375 \text{ kmol/h}$
 $x_F = 0.30$
 $x_B = 0.06$
 $x_D = 0.95$
 $P = 13 \text{ bar}$
 $R = 1.5 \cdot R_{\min}$

Sökt: D och B.
Antalet ideala bottenar.
Antalet verkliga bottenar då η är 65%
Återflödets temperatur.
q-värdet vid 25°C underkylning.

Lösning:

- Produktflöden

$$\left. \begin{array}{l} \text{Totalbalans:} \quad F = D + B \\ \text{Komponentbalans:} \quad Fx_F = Dx_D + Bx_B \end{array} \right\} \begin{array}{l} \underline{D = 101.1 \text{ kmol/h}} \\ \underline{B = 273.9 \text{ kmol/h}} \end{array}$$

- Antalet ideala bottenar

Övre driftlinjen vid R_{\min} konstrueras i jämviktsdiagram. Driftlinjen skär y-axeln i punkten $\phi_{\min} = 0.28$.

$$\left. \begin{array}{l} \phi_{\min} = \frac{x_D}{R_{\min} + 1} \\ x_D = 0.95 \end{array} \right\} R_{\min} = 2.39 \Rightarrow R = 3.59$$

Övre driftlinje för separation konstrueras från punkten $(x_D; x_D)$ på jämviktskurvans diagonal till punkten $\phi = \frac{x_D}{R+1}$ ($= 0.21$) på y-axeln. Nedre driftlinjen konstrueras från skärningspunkten mellan övre driftlinjen och den lodräta q-linjen till punkte $(x_B; x_B)$ på diagonalen.

Grafisk lösning av komponentbalans och jämviktsamband ger 12 ideala bottenar.

- Antalet verkliga bottenar

$$\eta = \frac{n_{\text{Ideala}}}{n_{\text{Verkliga}}} \Rightarrow \underline{19 \text{ verkliga bottenar}}$$

- Återflödets temperatur

$x_D = 0.95$ ger ångans jämviktssammansättning ($y =$) 0.98 från jämviktskurvan. Systemet är

idealt varför jämviktssambandet kan tecknas $yP = x_D P_i^{\circ}$ där komponenten som studeras är propan.

$P_i^{\circ} = 10058.7 \text{ mmHg}$ vilket med Antoinies ekvation ger $T = 312.8 \text{ K} (39.7^{\circ}\text{C})$

- q -värdet då tillflödet är underkyllt 25°C

$$q = \frac{c_p \Delta T + \Delta H_{\text{VAP}}}{\Delta H_{\text{VAP}}} \quad \text{från givna data erhålls } q = 2.06$$

Uppgift 6.

För att kunna välja lämplig storlek på pump så behöver vi först ta fram systemkurvan, dvs hur behovet av tryckökning över pumpen beror av flödet. Beräkningen görs på sk höjdform. De statiska tryckförlusterna (höjdförlust och tryckskillnad) är

$$\Delta H_{stat} = (h_{utlopp} - h_{inlopp}) + (p_{utlopp} - p_{inlopp}) / g\rho = 10m + (1 \cdot 10^6 - 1 \cdot 10^5) / 9.81 / 1000m = 101.8m$$

De dynamiska tryckförlusterna (friktionsförluster och engångsförluster) är:

$$\Delta H_{dyn} = \left(\lambda \frac{L}{d} + \sum \zeta \right) \frac{c^2}{2g}$$

där linjärhastigheten (c [m/s]) är:

$$c = \frac{\dot{V}}{3600\pi d^2 / 4}$$

där \dot{V} är volymsflödet i m^3/h . För aktuella data och $\dot{V} = 100 m^3/h$ blir $c = 3,5 m/s$ och $H_{system} = 107.8 m$.

Avläsning i diagram ger att de pumpkurvor som klarar detta är C (Hpump=108 m), B (Hpump=119 m) och A (Hpump=128 m). A, B och C är alltså alla möjliga och de ligger alla nära högsta verkningsgrad med B och C marginellt bättre än A. För C så krävs minst (i stort sett ingen alls) strypning, därför väljs denna. (Det finns även bra argument för t.ex. B, som "marginal" för behovsändringar, så med OK argument så godtas även B som svar)

Svar del a: Storlekarna A, B och C klarar alla erforderlig leverans. Storlek C väljs för att den har hög verkningsgrad och klarar behovet utan någon strypning krävs.

b) Vi behöver nu sänka flödet till $80 m^3/h$. Avläsning i diagrammet ger att Hpump för storlek C och detta flöde är 117 m. H_{system} för detta flöde och utan strypning i reglerventilen är 105,6 m. Vi behöver alltså "höja" systemkurvan med $117 - 105,6 = 11,4 m$ för flödet $80 m^3/h$. Den ändring av strypventilens ζ som behövs för att uppnå detta fås som

$$\Delta \zeta = \frac{2g}{c^2} \cdot 11,4m = 27,8$$

Svar del b: Engångsförlustkoefficienten behöver ökas med 27,8 (för storlek C) för att minska flödet med 20%.

Uppgift 7.

- a) Grundekvation för F-metoden

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

Grundekvation för ε -metoden

$$q = C_{\min}\varepsilon(T_{H\text{in}} - T_{C\text{in}})$$

I övrigt, se kursmaterialet.

- b) Eftersom utloppstemperaturerna inte är kända, så kan t.ex. inte ΔT_{\log} beräknas direkt, varför F-metoden inte är lämplig för denna typ av problem. Vi undersöker därför om ε -metoden kan användas utan att iterera.

För att kunna få fram ε så använder vi oss av diagrammet i formelbilagan. Av det framgår att vi behöver C_{\min}/C_{\max} och $NTU=UA/C_{\min}$ som underlag för avläsningen.

$$C_H = \dot{m}_H C_{pH} = 8000 \text{ W / K}$$

$$C_C = 2000 \text{ W / K}$$

Från givna uppgifter så har vi att

$$\frac{C_{\min}}{C_{\max}} = \frac{2000}{8000} = 0,25$$

$$UA/C_{\min} = 4000/2000 = 2,0$$

Avläsning i diagram ger $\varepsilon=0,82$. Det ger

$$q = C_{\min}\varepsilon(T_{H\text{in}} - T_{C\text{in}}) = 98,4 \text{ kW}$$

Värmebalanser ger de sökta temperaturerna

$$T_{C\text{ut}} = T_{C\text{in}} + q/C_C = 69,2 \text{ C}$$

$$T_{H\text{ut}} = T_{H\text{in}} - q/C_H = 67,7 \text{ C}$$

Svar : b) ε -metoden enklast och ger att uttemperaturerna är 69,2 C på kalla sidan och 67,7 C på varma sidan.