



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 9 mars 2010 kl 14.00-18.00		
LOKAL	Johanneberg		
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 076 553 3817 Nås enbart på tfn.	Krister Ström 772 5708 ca. kl. 15.00	Jonas Sjöblom 772 3012 ca. kl. 15.45
DATUM FÖR ANSLAG av resultat samt av tid och plats för granskning	Svar till beräkningsuppgifter anslås onsdag 10 mars på studieportalens kurshemsida. Resultat på tentamen anslås tidigast tisdag 30 mars efter kl 12.00. Granskning tisdag 13 april samt fredag 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.		

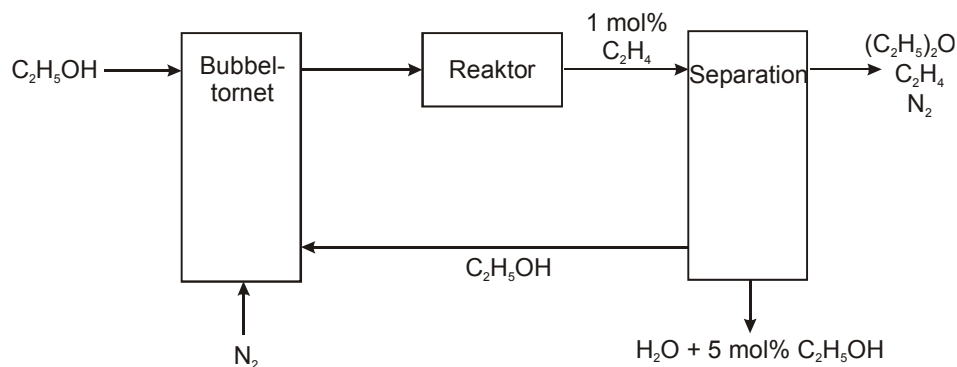
Uppgift 1. Normalnonan (C_9H_{20}) krackas termiskt i gasfas, varvid för varje mol nonan som krackas bildas det fyra mol produkter, dvs $C_9H_{20} \rightarrow 4$ (produkter). Krackningen är ett förlopp av första ordningen med avseende på nonan och hastighetsekvationen kan skrivas

$$r = kC_{nonan}$$

Vid temperatur 1000 K och totaltrycket 4.1 bar är hastighetskonstanten, $k = 3.4 \text{ s}^{-1}$. Termisk krackning skall studeras i en tubreaktor med tvärsnittsytan 1 cm^2 , isotermt och isobart under ovannämnda betingelser. Molflödes hastigheten i inflödet är $20 \text{ mol nonan h}^{-1}$. Inflödet innehåller inga krackningsprodukter. Beräkna den reaktorlängd som behövs för att genomföra krackningen till 95% omsättningsgrad.

(6 p)

Uppgift 2. Dehydratisering av etanol (C_2H_5OH) utföres i en reaktor innehållande en fast katalysator, där en blandning av dietyler ((C_2H_5)₂O), eten (C_2H_4) och vatten bildas. Reaktorn är inte utrustad med någon temperaturkontrollenhet. Kväve bubblas genom etanolen vid 20°C och 100 kPa. Den utgående gasen från bubbeltornet kan anses mättad med etanol. Denna gasström upphettas sedan till 140°C och leds till reaktorn över vilken 70% av etanolen omsättes (**över reaktorn!**) till produkter. I en separationsenhet efter reaktorn, separeras vatten och etanol från produktgasen. Etanol återförs till bubbeltornet och en vattenlösning innehållande 5 mol% etanol lämnar separationsenheten.



Följande reaktioner sker i reaktorn:



Koncentrationen av eten i utflödet från reaktorn är 1 mol% och etanols ångtryck vid 20°C är 5.86 kPa.

- Hur stor del av etanolen i färsk inflödet till processen omsättes ej?
- Mätningar av temperaturen i gasflödet ut ur reaktorn tyder på att endast

ett litet temperaturfall sker i reaktorn, dvs mindre än 10 °C. Baserat på vad du vet om denna process är det ett rimligt resultat? Förklara varför eller varför inte.

(8 p)

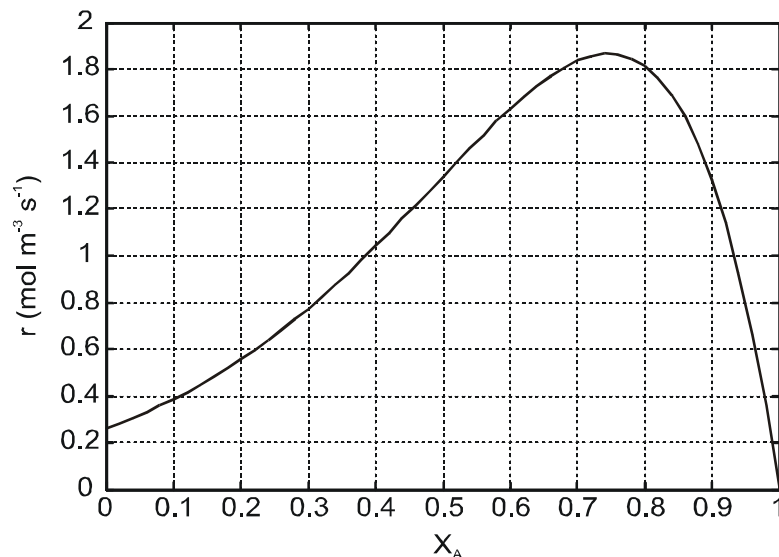
Uppgift 3. Den irreversibla vätskefasreaktionen $2A \rightarrow B + C$ är av första ordningen, och har hastighetsuttrycket

$$r = A \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) C_A$$

Hastighetsuttrycket som funktion av omsättningsgraden av A (X_A) för en kontinuerlig adiabatisk reaktor är som följer:

$$r = A \exp\left(-\frac{E\rho c_p}{\left(\frac{C_{A0} X_A (-\Delta H_R)}{2} + T_0 \rho c_p\right) R}\right) C_{A0} (1 - X_A)$$

Denna hastighet kan refereras till som den adiabatiska reaktionshastigheten. Grafen visar hur den adiabatiska reaktionshastigheten beror av X_A för de data som ges nedan.



- Härled det adiabatiska reaktionshastighetsuttrycket med den nomenklatur som definieras nedan.
- Du vill använda en enda ideal tank- eller tubreaktor med minimal volym för att uppnå 85% omsättning av A. Vilken typ av reaktor skall du välja? Förklara varför.
- Beräkna volymen av den reaktor du rekommenderade i (b).

- d) Om du kan använda någon kombination av ideala reaktorer utan recirkulerande strömmar för att uppnå 85% omsättning, vilken reaktorkombination skulle du då rekommendera för att minimera totala reaktorvolymen. Förklara under vilka driftsbetingelser reaktorerna skulle arbeta.

Nomenklatur:

Symbol		Värde (enheter)
A	Pre-exponentiell faktor	$2 \times 10^7 \text{ s}^{-1}$
E	Aktiveringsenergi	$70 \times 10^3 \text{ J mol}^{-1}$
ΔH_R	Reaktionsentalpi (oberoende av temperaturen)	-16 kJ mol^{-1}
ρ	Vätskans densitet	720 kg m^{-3}
c_P	Vätskans värmekapacitet (oberoende av temperatur och sammansättning)	$3000 \text{ J kg}^{-1} \text{ K}^{-1}$
C_{A0}	Inflödeskoncentration av A	$15 \times 10^3 \text{ mol m}^{-3}$
T_0	Inflödestemperatur	303 K
q	Volymetrisk flödes hastighet	$1 \times 10^{-3} \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$

(12 p)

- Uppgift 4.**
- Hur påverkar ett underkyllt återflöde ång- och vätskeflödet i en destillationskolonnns förstärkardel?
 - Vid vilket yttre återflödesförhållande arbetar en destillationskolonn då det fordras minimalt antal jämviktssteg?
 - Vid användande av McCabe-Thieles metod beskrivs tillflödets tillstånd med q-linjen. Under vilken förutsättning fås en q-linje med negativ lutning? Motivera svaret!
 - Vilka är förutsättningarna för att kunna anta konstant molära flöden vid McCabe-Thieles metod
 - Skissera ett belastningsdiagram för en klockbottenkolonn! Ange begränsningslinjerna och beskriv vad som händer med flödena i kolonnen då dessa överskrids eller då driftpunkten ligger nära dem.

(10p)

- Uppgift 5.** I en destillationskolonn utrustad med totalcondensator och återkokare ska en blandning av ättiksyra och vatten separeras vid 760 mmHg. Kolonnen har två tillflöden, se figur nedan. Första tillflödet, F_1 , är på 100 kmol/h är vätskeformigt och befinner sig vid sin bubblpunkt och håller 25 mol-% ättiksyra. Det andra tillflödet, F_2 , är också på 100 kmol/h men är en blandning av ånga och vätska där ångandelen är 50% och strömmen håller totalt 50 mol-% ättiksyra. Från kolonnen önskas två produktströmmar hållande 98 mol-% vatten respektive 95 mol-% ättiksyra. Kolonnen arbetar vid ett yttre återflödesförhållande som är 1.2 gånger det minimala.

- Hur många ideala bottnar fordras för att genomföra separationen? Använd

McCabe-Thieles metod!

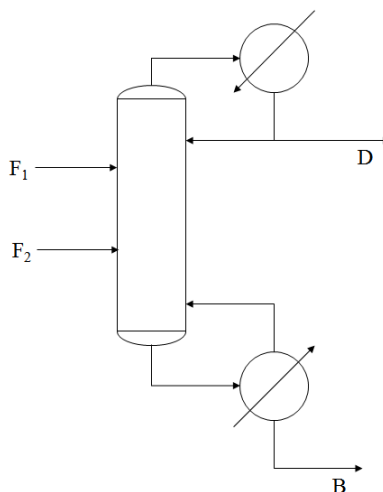
- Vilka är de optimala tillflödesbottnarna räknat ovanifrån?
- Vilken är temperaturen hos tillflödet F_2 ?

Jämviktsdiagram för systemet vatten /ättiksyra bifogas.

Antoines ekvation: $\log P_i^0(\text{mmHg}) = A_i - \frac{B_i}{C_i + T(^{\circ}\text{C})}$

Antoinekonstanter:

	A_i	B_i	C_i
Vatten	7.96681	1668.210	228.000
Ättiksyra	7.18807	1416.700	211.000



(12p)

Uppgift 6. En värmepump består bl.a. av en kompressor och två värmeväxlare, se figur till höger. En värmepumps prestanda mäts vanligen i COP (Coefficient Of Performance) och definieras enligt:

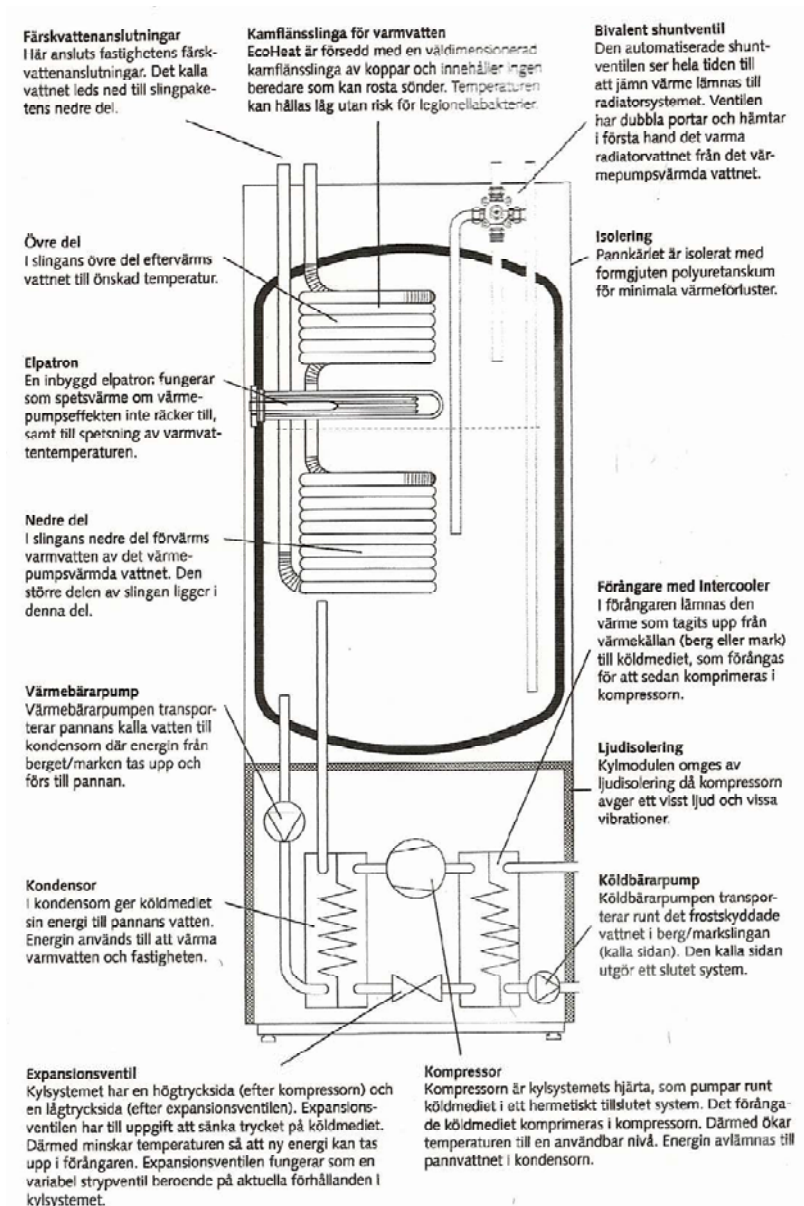
$$\text{COP} = \frac{\text{Värme}_{\text{ut}}}{\text{elenergi}_{\text{in}}} = \frac{Q_1}{W}$$

Eftersom ingen energi kan skapas så hämtas alltså energi från annan källa (tex ett bergvärmehål där en etanol-vattenlösning cirkuleras):

$$\begin{aligned} Q_1 &= \text{Värme}_{\text{ut}} = \\ &= \text{elenergi}_{\text{in}} + \text{bergvärme} = \\ &W + Q_2 \end{aligned}$$

På insidan värmepumpen på den kalla sidan (intercoolern) förångas ett

köldmedium (R407) vid lågt tryck och $-0,5^{\circ}\text{C}$. Intercoolern kan betraktas som en motström värmeväxlare och vi antar att köldmediet kan betraktas som en ren komponent.



En kall vintermorgon för en bergvärmepump av märket CTC gäller följande:

$$\text{COP} = 3$$

$$\text{Kompressoreffekt (el-energi)} = 3,5\text{kW}$$

$$\text{Avgiven effekt (Värme ut)} = 10,5\text{kW}$$

$$\text{In-temperatur till värmepumpen (från borrhålet): } 4^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Ut-temperatur från värmepumpen (tillbaks till borrhålet): } 1^{\circ}\text{C}$$

- Gör en skiss av värmeväxlaren med angivande av temperaturer!
- Beräkna temperaturverkningsgraden!
- Om arean på intercoolern är $3,0\text{m}^2$, vad är värmeövergångstalet?

-
- d) På sommaren är COP högre. Diskutera kring orsakerna för detta och motivera gärna med ekvationer.

(7p)

Uppgift 7.

- a. Det finns två huvudtyper av pumpar: Turbopumpar och displacementspumpar. Nämn en pump av varje typ och redogör för hur dessa fungerar. Ge ett exempel på en tillämpning där den ena pumpen är lämplig men inte den andra och förklara kortfattat varför.
- b. För reglering av pumpar så lämpar sig inte strypreglering för displacementspumpar. Varför då? Förklara med ord samt gärna med en enkel graf.

(5p)

Göteborg 24 februari 2010

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

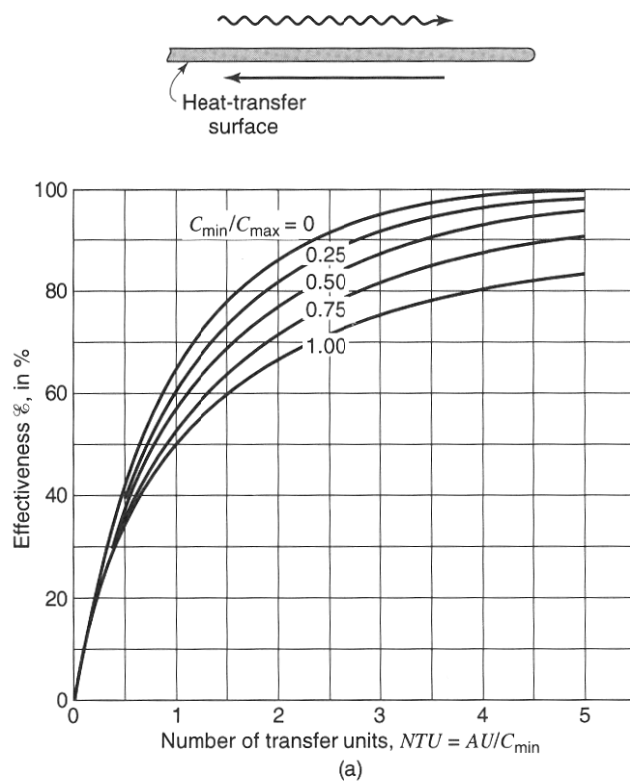
Värmeväxlare:

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

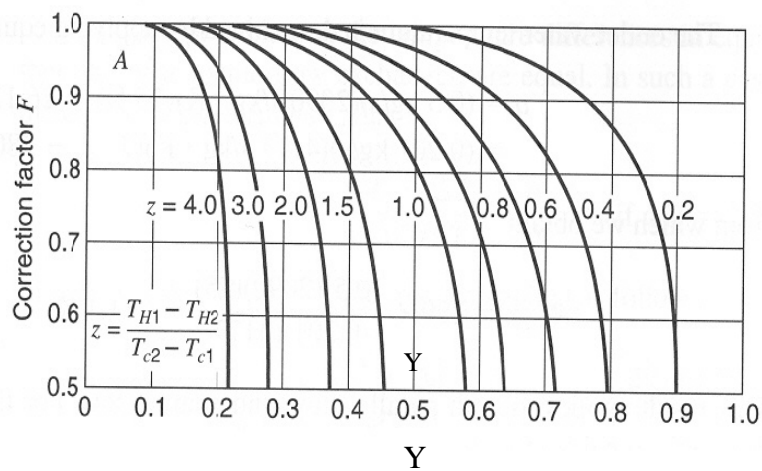
$$\varepsilon = \frac{1 - \exp\left[-NTU \left(1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]}{1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}} \exp\left[-NTU \left(1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]} \quad (\text{motström})$$

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

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



Temperaturverkningsgrad för motströmsvämeväxlare



Tryckförlust i rörledningar:

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

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

Separationsteknik

Antoinies ekvation:

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

Wilsonuttrycket för beräkning av aktivitetsfaktor för binärt system:

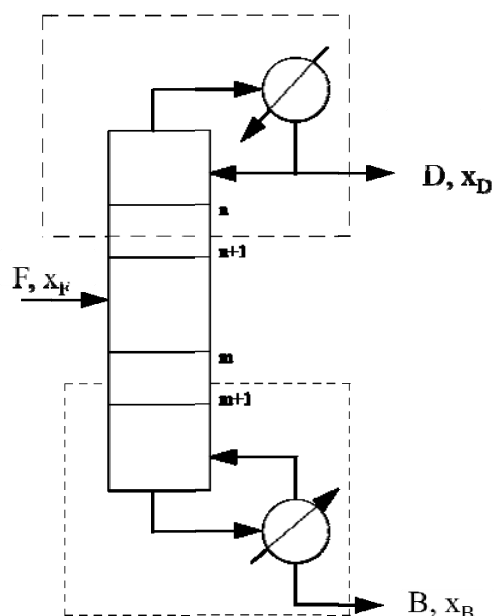
$$\ln \gamma_1 = -\ln(x_1 + \Lambda_{12}x_2) + x_2 \left(\frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{\Lambda_{21}x_1 + x_2} \right)$$

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

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

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

Binär destillation:



Materialbalanser:

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

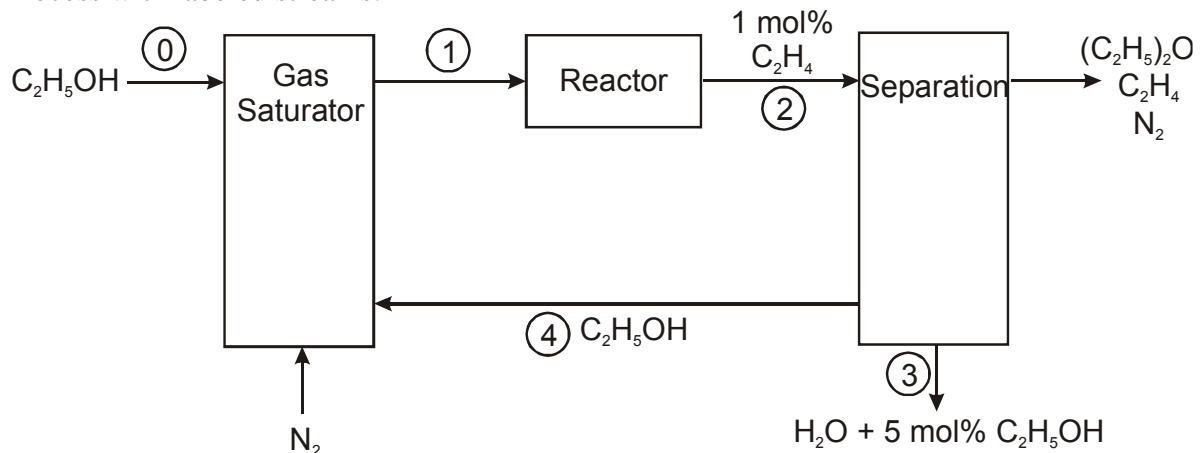
$$Vy_{m+1} = Lx_m - Bx_B$$

q-linje:

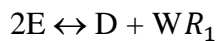
$$y = -\frac{q}{1-q}x + \frac{x_F}{1-q}$$

Uppgift 2

Process with labeled streams:



Reactions:



Basis: Total molar flow rate in stream 1 is 100 mol s^{-1}

$$\text{Then } F_E^1 = \frac{5.86}{100} 100 \text{ mol s}^{-1} = 5.86 \text{ mol s}^{-1}$$

$$F_N^1 = 100 - F_E^1 = 94.14 \text{ mol s}^{-1}$$

Mole balances over reactor:

$$F_E^2 = F_E^1 - 2R_1 - R_2$$

$$F_D^2 = R_1$$

$$F_A^2 = R_2$$

$$F_W^2 = R_1 + R_2$$

$$F_N^2 = F_N^1$$

$$F_{tot}^2 = F_E^1 + F_N^1 + R_2$$

70% conversion of E over reactor:

$$\frac{F_E^1 - F_E^2}{F_E^1} = 0.7$$

$$F_E^2 = 0.3 F_E^1 = 1.76 \text{ mol s}^{-1}$$

1 mol% A in stream 2:

$$\frac{F_A^2}{F_{tot}^2} = 0.01$$

$$F_A^2 = 0.01 [F_E^1 + F_N^1 + R_2] = R_2$$

$$R_2 = \frac{0.01(F_E^1 + F_N^1)}{1 - 0.01} = 1.010 \text{ mol s}^{-1}$$

$$\text{Then } R_1 = \frac{F_E^1 - F_E^2 - R_2}{2} = 1.546 \text{ mol s}^{-1}$$

So now to tabulate the flow of every component in stream 2:

$$F_E^2 = 1.758 \text{ mol s}^{-1}$$

$$F_D^2 = 1.546$$

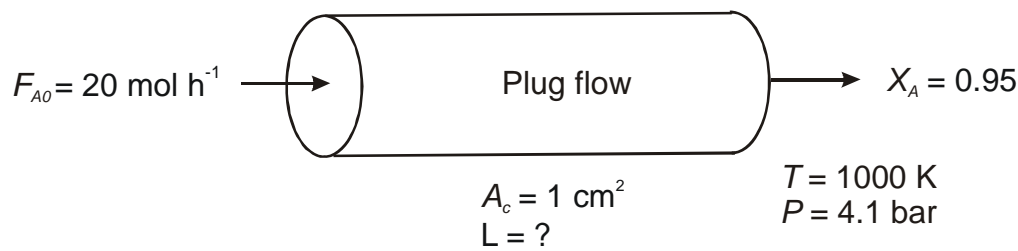
$$F_A^2 = 1.010$$

$$F_W^2 = 2.556$$

$$F_N^2 = 94.14$$

$$F_{tot}^2 = 100.01 \text{ mol s}^{-1}$$

Uppgift 1:



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

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

$$F_R = F_{R0} + 4X_A F_{A0}$$

$$F_{tot} = F_{A0} + F_{R0} + 3X_A F_{A0} = F_{A0} + 3X_A F_{A0}$$

$$C_A = y_A \frac{P}{RT} = \frac{F_A}{F_{tot}} \frac{P}{RT} = \frac{1 - X_A}{1 + 3X_A} \frac{P}{RT}$$

Mole balance:

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

$$F_{A0} \frac{dX_A}{dV} = kC_A = k \frac{1 - X_A}{1 + 3X_A} \frac{P}{RT}$$

$$\int_0^V dV = \frac{F_{A0} RT}{kP} \int_0^{0.95} \frac{1 + 3X_A}{1 - X_A} dX_A$$

$$L = \frac{F_{A0} RT}{A_c kP} \int_0^{0.95} \frac{1 + 3X_A}{1 - X_A} dX_A$$

$$\frac{F_{A0} RT}{A_c kP} =$$

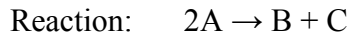
20 mol	h		(100 cm) ²	8.314 Pa m ³	s	1000 K	bar
h	3600 s	1 cm ²	m ²	mol K	3.4	4.1 bar	10 ⁵ Pa

= 0.331 m

$$\int_0^{0.95} \frac{1 + 3X_A}{1 - X_A} dX_A = 4 \ln \left(\frac{1}{1 - 0.95} \right) - 3(0.95) = 9.13$$

$$L = 3.02 \text{ m}$$

Uppgift 3:



Rate Expression: $r = A \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) C_A$

(a) part

To obtain $r = f(X_A)$ (adiabatic rate expression)

We need $T = f(X_A)$ from adiabatic heat balance, and $C_A = f(X_A)$.

Heat balance for an adiabatic reactor:

$$Q_{in} - Q_{out} + Q_{rxn} = 0$$

$$q\rho \int_{T_{ref}}^{T_0} c_p dT - q\rho \int_{T_{ref}}^T c_p dT + \frac{qC_{A0}X_A}{-v_A} (-\Delta H_R) = 0 \quad (v_A = -2)$$

$$T = \frac{C_{A0}X_A(-\Delta H_R)}{2\rho c_p} + T_0$$

Liquid phase reaction, q considered constant, then

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

Sub expressions above for T and C_A in r to obtain:

$$r = A \exp\left(-\frac{2E\rho c_p}{(C_{A0}X_A(-\Delta H_R) + T_0 2\rho c_p)R}\right) C_{A0}(1-X_A)$$

(b) part

A single ideal tank reactor would require smaller volume in this case compared to an ideal tube reactor. Because the reaction is exothermic there is a maximum reaction rate at a certain X_A value when $T > T_0$ and conversion is not too high (still fair bit of reactant remaining). The ideal tank reactor would operate entirely at the reaction rate for $X_A = 0.85$ which is close to the maximum reaction rate, whereas the tube operates at all reaction rates from $X_A = 0 \rightarrow 0.85$, are rates close to $X_A = 0$ are very low. From the mole balance for the ideal reactors it may be shown that the volumes (V) are:

$$V = F_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A} = F_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{2r} \quad \text{Ideal tube}$$

$$V = F_{A0} \frac{X_A}{-r_A} = F_{A0} \frac{X_A}{2r} \quad \text{Ideal tank}$$

In a plot of the inverse reaction rate ($1/r$) against conversion, the volume of the ideal tank reactor would be proportional to the rectangle area from $X_A = 0$ to 0.85 and up to the $1/r$ at $X_A = 0.85$. Whereas the volume of an ideal tube would be proportional to the entire area under the $1/r$ curve up to $X_A = 0.85$. It is then also graphically that the required volume of an ideal tube reactor is significantly larger.

(c) part

Ideal tank reactor mole balance:

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

$$F_{A0} - F_A + (-2)rV = 0$$

$$V = \frac{X_A q C_{A0}}{2r}$$

From plot at $X_A = 0.85$, $r = 1.65 \text{ mol m}^{-3} \text{ s}^{-1}$

Then $V = 3.9 \text{ m}^3$

(d) part

Reactor system with minimal total volume would consist of an ideal tank reactor followed by an ideal tube reactor. The outlet conversion from the tank reactor would be $X_A = 0.73$. Under such conditions the tank reactor would operate at the maximum reaction rate and thus have minimal volume. An ideal tube reactor would be connected in series after the tank reactor to increase X_A from 0.73 to the final required conversion of 0.85 .

5 mol% E in stream 3:

$$\frac{F_E^3}{F_E^3 + F_W^2} = 0.05$$

$$F_E^3 = \frac{0.05 F_W^2}{1 - 0.05} = 0.1345 \text{ mol s}^{-1}$$

E balance over separator:

$$F_E^4 = F_E^2 - F_E^3 = 1.624 \text{ mol s}^{-1}$$

E balance over saturator:

$$F_E^0 = F_E^1 - F_E^4 = 4.236 \text{ mol s}^{-1}$$

Fraction of E fed to process that remains unconverted:

$$\frac{F_E^3}{F_E^0} = 0.032 \quad (\text{a})$$

(b)

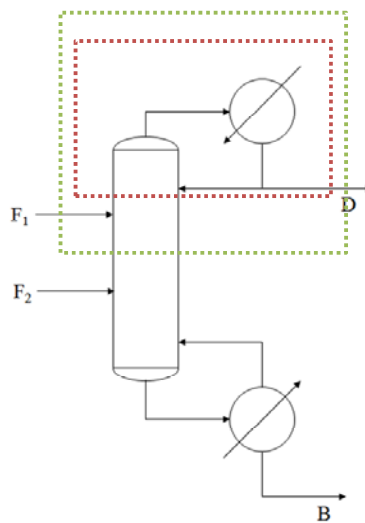
It would seem reasonable that the temperature gradient over the reactor could be small, considering that the first reaction is exothermic whereas the second reaction is endothermic. However, the enthalpy change of the second reaction is nearly double that of the first reaction. From results in (a) part the rate of the first reaction is about 50% greater than that of the second reaction. So the total heats of both reactions largely cancel out each other, however not completely, so a small temperature decrease over the reactor can be expected.

Uppgift 5.

Data: $F_1 = 100 \text{ kmol/h}$
 $F_2 = 100 \text{ kmol/h}$
 $x_{F1} = 0.75$
 $z_{F2} = 0.50$
 $q = 0.50$
 $R = 1.2 \cdot R_{\min}$
 $x_D = 0.98$
 $x_B = 0.05$
 $P = 760 \text{ mmHg}$

Sökt: n, n_{F1}, n_{F2}, T

Lösning:



Balanser över hela systemet

Totalbalans: $F_1 + F_2 = D + B$

Komponentbalans: $F_1 x_{F1} + F_2 z_{F2} = D x_D + B x_B$

$\therefore D = 123.66 \text{ kmol/h} \quad B = 76.34 \text{ kmol/h}$

1. Komponentbalans över **förstärkardelen**.

$$V y_{n+1} = L x_n + D x_D \quad ; \quad y_{n+1} = \frac{L}{V} x_n + \frac{x_D}{V} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1}$$

Det yttre återflödesförhållandet bestäms utifrån det minimala dvs R_{\min} . Övre driftlinjen konstrueras i jämviktsdiagram från punkten $(x_D; x_D)$ och skär q -linjen för F_1 och jämviktskurvan. Skärningspunkten på y -axeln är $\phi_{\min} = \frac{x_D}{R_{\min}+1} = 0.33$

R_{\min} bestäms till 1.97 $\Rightarrow R = 2.36$

Aktuell övre driftlinje konstrueras från $(x_D; x_D)$ till avskärningen på y -axeln $\phi_1 = \frac{x_D}{R+1} = 0.29$

Driftlinjen gäller för molbråken 0.75 till 0.98.

2. Komponentbalans över **mellansektionen**.

$$V'y_{m+1} + F_1x_{F1} = L'x_m + Dx_D \quad ; \quad y_{m+1} = \frac{L'}{V'}x_m + \frac{1}{V'}(Dx_D - F_1x_{F1})$$

$$V' = V \text{ eftersom } F \text{ är i vätskeform} \Rightarrow \quad \begin{aligned} V = V' &= D(R+1) \\ V' &= 415.5 \text{ kmol/h} \end{aligned}$$

Driftlinjen skapas från q-linjen q_1 till q-linjen q_2 . Driftlinjen skär y-axeln i punkten $\phi_2 = \frac{1}{V'}(Dx_D - F_1x_{F1})$ dvs $\phi_2 = 0.11$.

3. Driftlinjen för avdrivardelen skapas från skärningspunkten mellan q-linjen q_2 och driftlinjen för mellansektionen och punkten $(x_B; x_B)$ på diagonalen.

Driftlinjerna för systemet är konstruerade. För kolonnens förstärkardel är avståndet mellan driftlinje och jämviktskurva litet varför det förstoras och "stegning" genomförs i förstoringen!

"Stegningen" visar att det fordras 32 ideala steg dvs 31 ideala bottnar samt återkokare. Med numrering ovanifrån erhålls tillflödes för F_1 till ideal botten nr 16 och för F_2 mellan ideala bottarna 24 och 25.

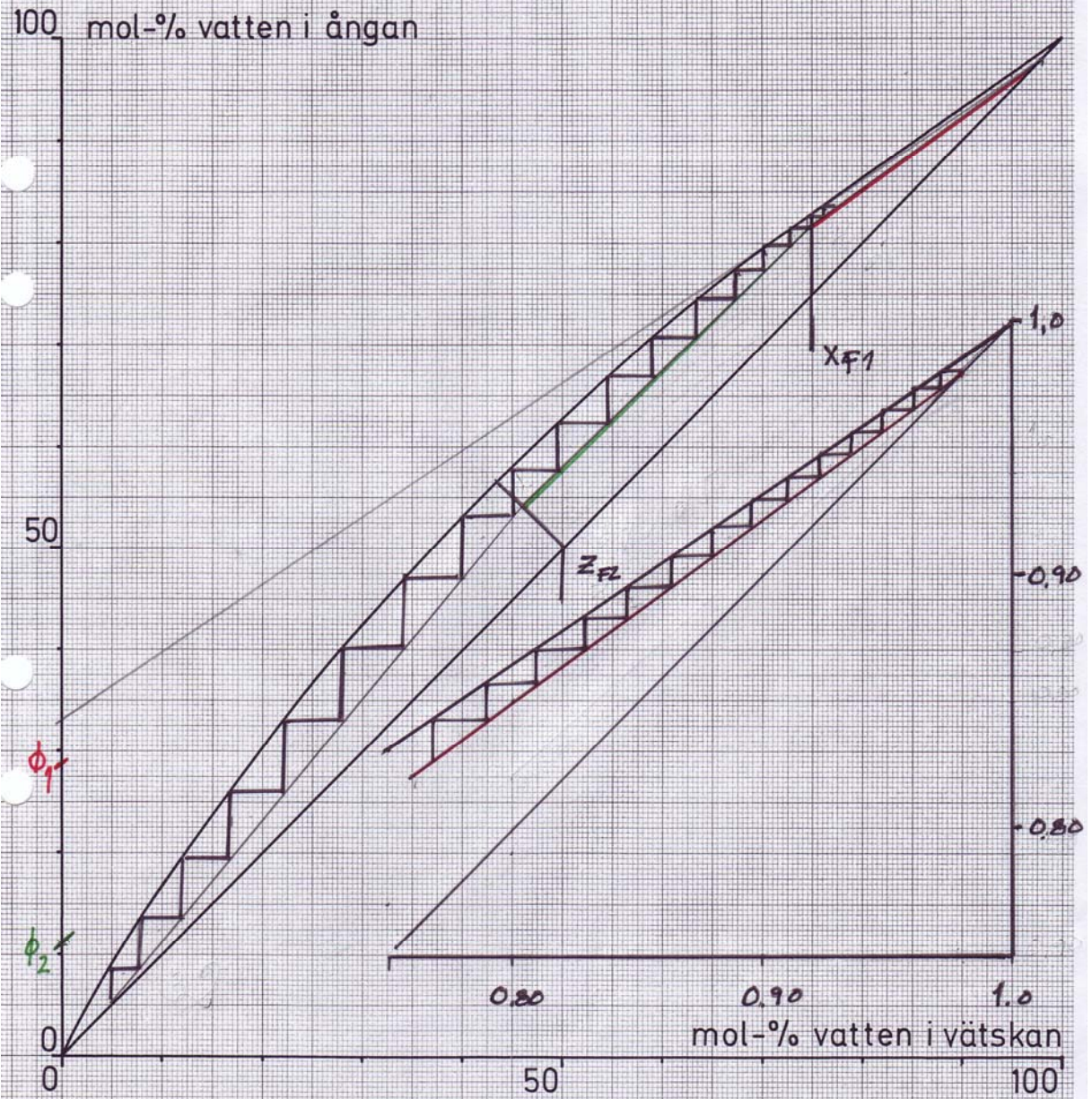
Temperaturen på tillflödet F_2 kan bestämmas ur jämviktsambandet; $y_{H_2O}P = x_{H_2O}P_{H_2O}^0$

Sammansättningarna kan avläsas i jämviktsdiagrammet till $y_{H_2O} = 0.565$
 $x_{H_2O} = 0.48$

Jämviktsambandet ger ångtrycket 894.58 mmHg som med Antoines ekvation och givna Antoinekonstanter för vatten ger temperaturen 104.6 °C.

Svar: 31 idealabottnar samt återkokare. Tillflödet F_1 förs in på botten 16 och tillflöde F_2 mellan ideala bottarna 24 och 25. Temperaturen på F_2 är ca 104 °C.

Jämviktskurva för systemet vatten - ättiksyra vid 760 mm Hg.

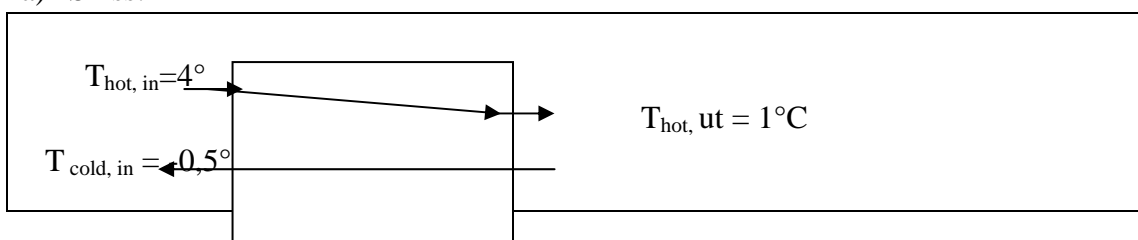


Uppgift 6.

Givet: $T_{\text{hot, in}}=4^\circ$, $T_{\text{hot, ut}}=1^\circ\text{C}$, $T_{\text{cold, in}}=-0,5^\circ\text{C}$
 $Q_1=10,5\text{kW}$, $W=3,5\text{kW}$

Vi vet att det sker förångning och köldmediet kan betraktas som rent ämne (dvs c_p ändras ej)

a) Skiss:



b) Temperaturverkningsgraden

$$\varepsilon = \frac{T_{H,in} - T_{H,ut}}{T_{H,in} - T_{C,in}} = \frac{4 - 1}{4 - (-0,5)} = \frac{3}{4,5} = 0,66$$

c) Beräkna värmegenomgångstalet:

- Först för vi in se att eftersom vi har förångning på "kalla" sidan blir den kalla sidan C_{max} . Vidare är C_{max} väldigt stor ($q = m \cdot \text{prich} \cdot \text{dhvap}$, $\text{dhvap} \gg c_p$), dvs $C_{\text{min}}/C_{\text{max}}=0$
- I grafen (a) för motströmsvärmväxlare kan vi då läsa av (för $\varepsilon=0,66$ och $C_{\text{min}}/C_{\text{max}}=0$) $NTU \sim 1,1$
- Sedan behöver vi (ändå) beräkna C_{min} :

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

där:

$$q = Q_2 = Q_1 - W = 10,5 - 3,5 = 7,0\text{kW}$$

$$C_{\text{min}} = \frac{q}{\varepsilon(T_{H,in} - T_{C,in})} = \frac{7,0}{0,66(4 - (-0,5))} = 2,357\text{kW} / \text{K}$$

Ur definitionen av NTU erhålls sedan U:

$$NTU = \frac{AU}{C_{\text{min}}}$$

$$U = \frac{NTUC_{\text{min}}}{A} = \frac{1,1 * 2,357}{3,0} = 0,864 \approx 0,86\text{kW} / \text{m}^2 \text{K} = 860\text{W} / \text{m}^2 \text{K}$$

Svar: Värmegenomföringstalet är $860\text{W}/\text{m}^2/\text{K}$