



# 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	Onsdag 13mars 2013, kl 14.00-18.00		
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 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 13 mars på studieportalens kurshemsida. Resultat på tentamen meddelas tidigast 4 april . Granskning 9 april 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. 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**

- i. För en given reaktion, kan vi skriva en molekylbalans. Vad är den allmänna molekylbalansen för ett stationärt (steady-state) reaktivt system?
- A. infört = bortfört
  - B. infört + genererade = bortfört
  - C. infört = bortfört + konsumerat
  - D. infört + genererade = bortfört + konsumerat
  - E. infört + genererade – bortfört – konsumerat = ackumulering
- ii. För en balans som bygger på atomslag, vilken är den mest allmänna balansen för ett reaktivt system?
- A. infört = bortfört
  - B. infört + genererade = bortfört + konsumerat
  - C. infört = bortfört + ackumulering
  - D. infört + genererade = bortfört
  - E. infört + genererade – bortfört – konsumerat = ackumulering
- iii. Förklara på vilka villkor som följande balans skulle kunna tillämpas på ett reaktivt system:  
infört = bortfört


(6p)

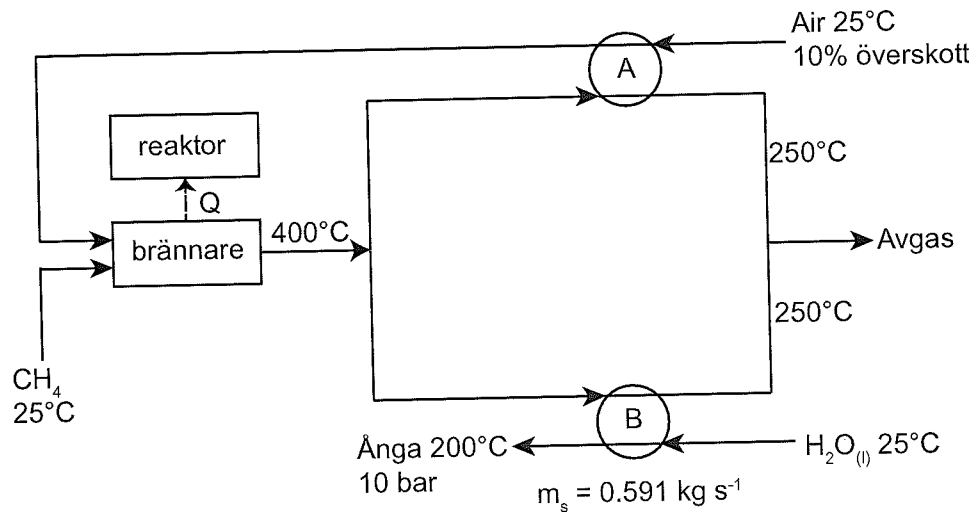
**Uppgift 2**

Metan ( $\text{CH}_4$ ) vid  $25^\circ\text{C}$  förbränns i en brännare med 10% luftöverskott varefter värmen används i en reaktor, i vilken en endotermisk ångreformeringsreaktion utförs. Det uppskattas att den värme som överförs från brännaren till reaktorn (Q) är 704,8 kJ per mol  $\text{CH}_4$  matad till brännaren. Metan förbrukas fullständigt (100% omsättning) genom följande reaktion i brännaren



Temperaturen hos avgaserna från brännaren är  $400^\circ\text{C}$ . En del av värmen i avgaserna återvinns genom att använda den för att förvärma luften, ursprungligen vid  $25^\circ\text{C}$ , i värmeväxlaren A innan den matas till brännaren. Dessutom, används en del av avgaserna i värmeväxlaren B för att producera ånga vid  $200^\circ\text{C}$  och 10 bar från vatten vid  $25^\circ\text{C}$ . Produktionen av ånga ( $m_s$ ) uppgår till  $0,591 \text{ kg s}^{-1}$ . Avgastemperaturen efter både värmeväxlare A och B är  $250^\circ\text{C}$ . Beräkna vilken fraktion av avgaserna från brännaren som skall användas för att förvärma luften i värmeväxlaren A.

Vänd !



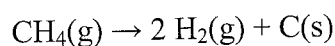
DATA:  
Använd följande medelmolvärmen:

	$C_p$ (J mol <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup> )
CH <sub>4</sub> (g)	43.1
CO <sub>2</sub> (g)	42.3
H <sub>2</sub> O(g)	34.3
O <sub>2</sub> (g)	31.2
N <sub>2</sub> (g)	29.7

Luftsammansättning: 79 mol% N<sub>2</sub> och 21 mol% O<sub>2</sub>  
Total entalpiändring från vatten (25°C) till ånga (200°C, 10 bar) = 2723 kJ kg<sup>-1</sup>

(8p)

**Uppgift 3** Metan sönderfaller till vätgas och kol enligt formeln:



Reaktionen utförs i en rörreaktor med den invändiga diametern 2.5 cm och längden 100 cm. Reaktorns temperatur hölls konstant vid 1150°C. Inflödet består av rent metan. Totala gstrycket i reaktorn är 103 kPa. Man kan utgå från att gasen följer allmänna gaslagen samt att utfällt kol ej ändrar rörets invändiga diameter. Ingen omblandning sker i axiell led. Gashastigheten kan antas vara samma i alla punkter längs tvärsnittet vinkelrätt mot strömningsriktningen. Sönderfallet av metan är ett irreversibelt förlopp av första ordningen med avseende på metan. Reaktionshastigheten kan skrivas:

$$r = k C_{\text{CH}_4}$$

Vänd !

När metan matas med hastigheten  $1.94 \times 10^{-2}$  g metan per sekund, innehåller produktgasen bara 3.7 mol% metan.

- Vad skulle produktgassammansättningen vara om matningen av metan ökade med 20%?
- Om reaktorn drevs med betydande omblandning i axiell led (dvs. tankreaktor), ökar eller minskar mängden metan i produktgasen? Förklara varför.

DATA:  $M_{\text{CH}_4} = 0.016 \text{ kg mol}^{-1}$  (12p)

#### Uppgift 4

En lösningsmedelsström bestående av koltetraklorid och toluen ska separeras i en kontinuerligt arbetande destillationskolonn utrustad med återkokare och totalcondensator vid 100 kPa. Lösningsmedelsströmmen, 105 kmol/h, håller 35 mol-% koltetraklorid och dess temperatur är 22°C. Från kolonnen önskas två produktströmmar där bottenprodukten, 70 kmol/h, ska hålla 95 mol-% toluen. Kolonnen arbetar med ett yttre återflödesförhållande som är 1.58 gånger det minimala.

- Hur många ideala bottenar fordras för att genomföra separationen?
- Hur mycket värmande mättad vattenånga av 3 bar behöver påföras i destillations-kolonnens återkokare för att åstadkomma separationen? Ange i kg/h!
- Vilket är kylbehovet i totalcondensorn då man önskar ett mättat återflöde till kolonnen?

Givna data:

Systemet koltetraklorid-toluen kan anses idealt och jämviktskurva bifogas för systemet.

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

Antoinekonstanter:

Komponent i	$A_i$	$B_i$	$C_i$
Koltetraklorid	6.93390	1242.430	230.000
Toluen	6.95464	1344.800	219.482

Övriga data:

Värmekapacitet för vätskeformig blandning	185.22 kJ/kmol·K
Ångbildningsvärme	29493 kJ/kmol
Kokpunkt för koltetraklorid vid atmosfärstryck	76.54 °C
Kokpunkt för toluen vid atmosfärstryck	110.62 °C

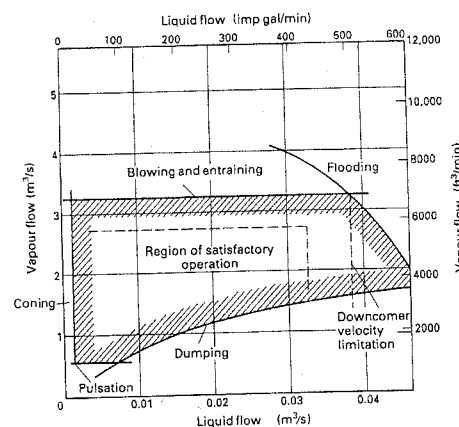
(12p)

**Uppgift 5** Beskriv funktion hos två olika återkokare som används vid större destillationskolonner. Komplettera din beskrivning med en skiss och ange två fördelar med respektive återkokare.

(4p)

**Uppgift 6** För att en destillationskolonn skall arbeta under stabila driftbetingelser är det viktigt att ång- och vätskeflöden ligga inom ett lämpligt arbetsområde. I nedanstående figur visas förhållandena för en klockbotten.

- Redogör för vad som händer i kolonnen då den arbetar vid en driftpunkt i anslutning till eller nära begränsningslinjerna!
- Vilken begränsning brukar man i första hand beakta vid dimensionering av en bottenkolonn?



(6p)

**Uppgift 7** Vi har en kolväteström tillgänglig som vi kan använda för att förvärma en vattenström. Kolväteströmmen är på 14 kg/s, har temperaturen 110 °C och dess  $C_p$  är 2,2 kJ/(kg K). Vattenströmmen är på 10 kg/s och har temperaturen 20 °C och dess  $C_p$  är 4,2 kJ/(kg K). Vi planerar att använda en motströmsvärmeväxlare. Vi har fått förslag på två olika storlekar, 80 m<sup>2</sup> och 100 m<sup>2</sup>, i båda fallen uppskattas  $U$  till 390 W/(m<sup>2</sup> K).

- Vad blir utloppstemperaturerna för den större värmeväxlaren?
- Värdet av förvärmningen uppskattas till 25 kr/MWh, kostnadsskillnaden mellan värmeväxlarstorlekarna till 30 000 kr/år och den årliga drifttiden till 4000 h. Vilken av värmeväxlarna är då ekonomiskt mest fördelaktig?

(7p)

**Uppgift 8** Två stora huvudgrupper av pumpar är förträngningspumpar och turbopumpar.

- Beskriv (med figur) i princip den s.k pumpkurvan för en typ av förträngningspump och en typ av turbopump!

Vänd ☞!

- 
- b) Ange två olika sätt att reglera flödet för en radialpump och två olika sätt för en kolvpump!
- c) Hur skiljer sig förträngningspumpar och turbopumpar i allmänhet åt vad gäller
- i. Vilka kombinationer av uppfodringshöjder och flöden de är lämpade för
  - ii. Pris
  - iii. Ytterligare en aspekt (välj själv)

(5p)

Göteborg 2013-03-07

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**

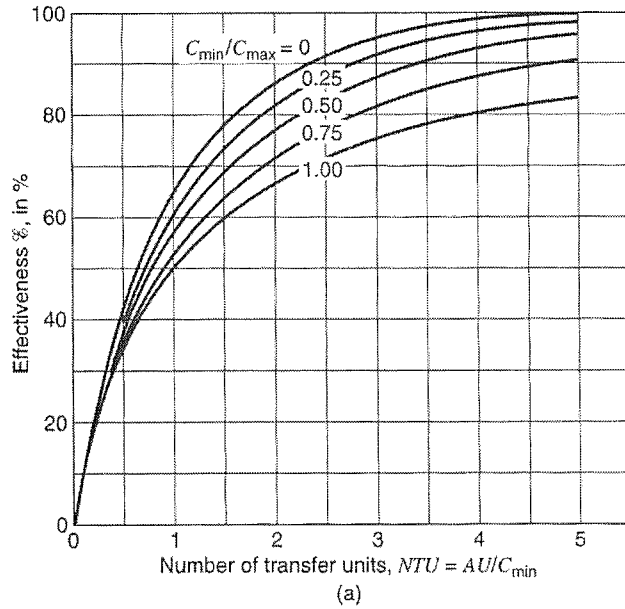
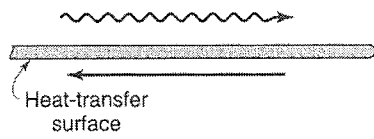
Värmeväxlare:

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

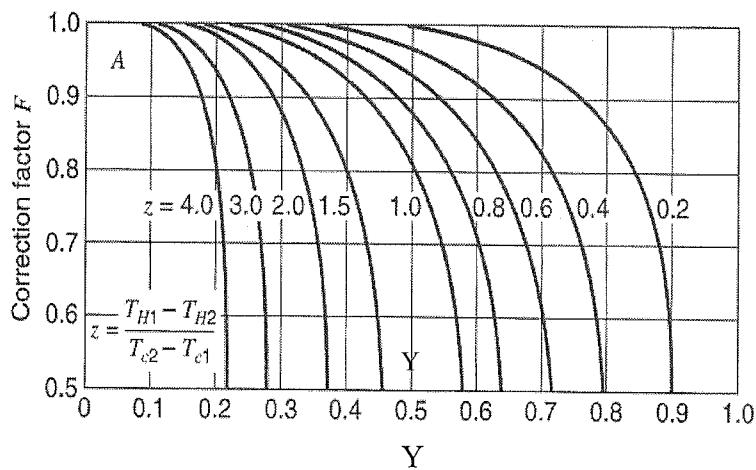
$$\varepsilon = \frac{1 - \exp\left[-NTU\left(1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]}{1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}} \exp\left[-NTU\left(1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]} \quad (\text{motström})$$

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

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



Temperaturverkningsgrad för motströmsvämeväxlare



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

Antoinnes ekvation:

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

Wilsonuttrycket för beräkning av aktivitetsfaktor för binärt system:

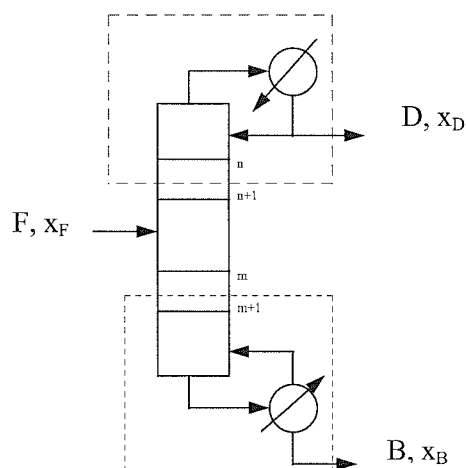
$$\ln \gamma_1 = -\ln(x_1 + \Lambda_{12}x_2) + x_2 \left( \frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{\Lambda_{21}x_1 + x_2} \right)$$

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

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:

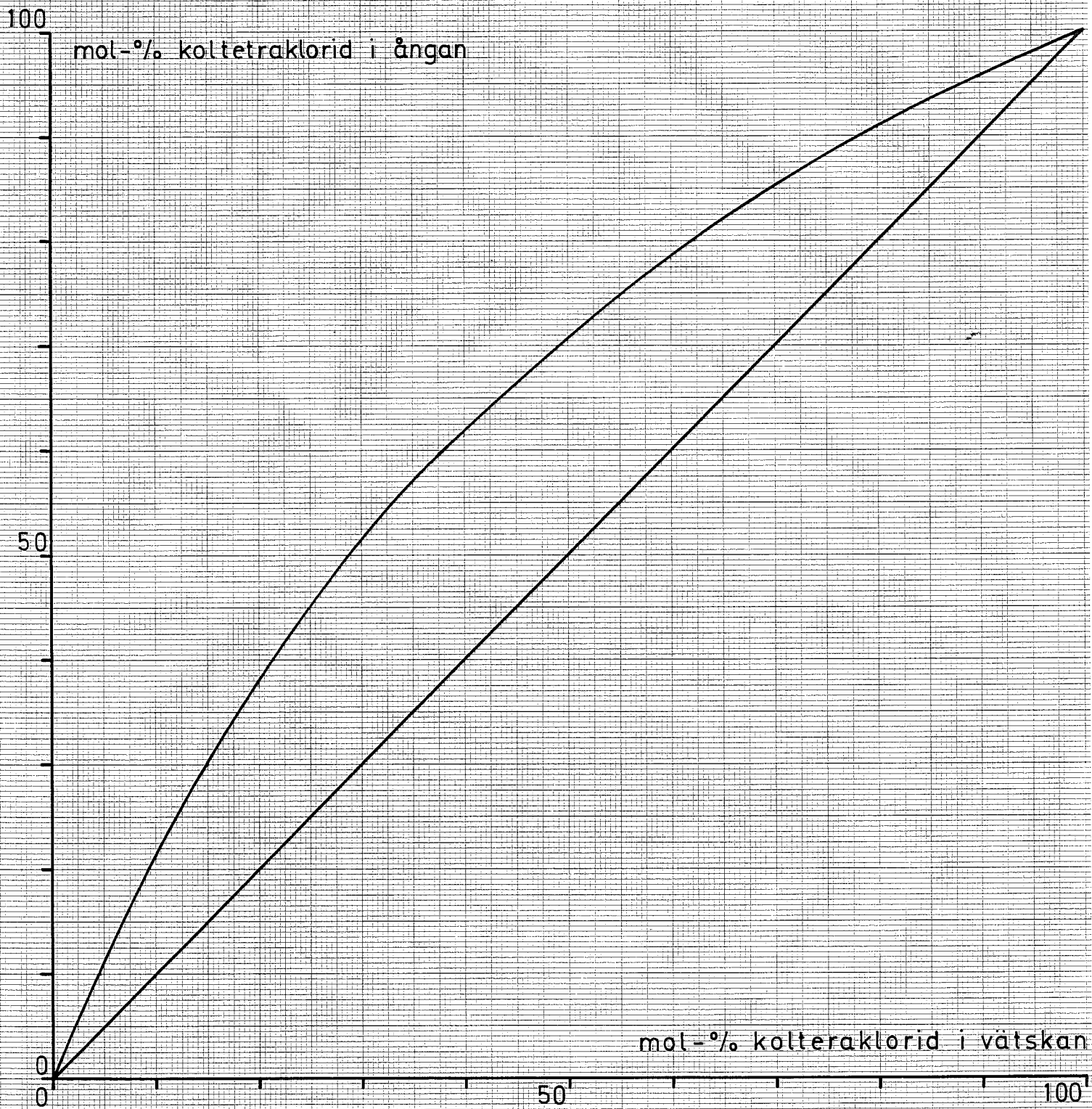
$$Vy_{n+1} = Lx_n + Dx_D$$

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

q-linje:

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

Jämviktsdiagram för systemet koltetraklorid-toluen vid 100 kPa



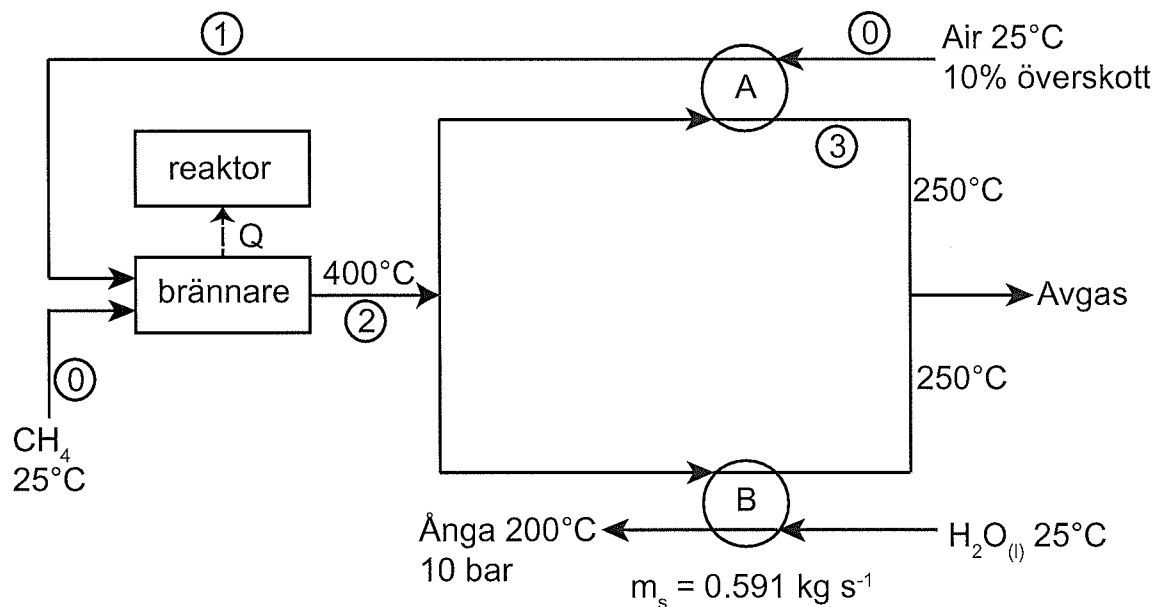
## Solutions:

### Uppgift 1

- (i) At steady state, there is no accumulation. For a molecular balance there can be both generation and consumption due to the reaction. Then **D** is general molecular balance for a steady-state molecular reactive system.
- (ii) There is no generation or consumption of atomic species due to reaction. There may be accumulation if the system is not at steady-state. Then **C** is most general atomic balance for a reactive system.
- (iii) The balance input = output, may apply to a steady-state atomic balance. It may also apply to a steady-state total mass balance.

### Uppgift 2

Process with labelled streams:



Basis: Feed molar flow rate of methane is  $F_{\text{CH}_4}^0$

Feed rate of each component:

$$F_{\text{O}_2}^0 = 2F_{\text{CH}_4}^0 \times 1.1 = 2.2F_{\text{CH}_4}^0 \quad (10\% \text{ excess air feed})$$

$$F_{\text{N}_2}^0 = F_{\text{O}_2}^0 \frac{79 \text{ mol N}_2}{21 \text{ mol O}_2} = 8.28F_{\text{CH}_4}^0 \quad (\text{from given composition of air})$$

Exhaust flow rate of each component:

$$F_{\text{O}_2}^2 = 2.2F_{\text{CH}_4}^0 - 2F_{\text{CH}_4}^0 = 0.2F_{\text{CH}_4}^0$$

$$F_{\text{N}_2}^2 = 8.28F_{\text{CH}_4}^0$$

$$F_{CO_2}^2 = F_{CH_4}^0$$

$$F_{H_2O}^2 = 2F_{CH_4}^0$$

Heat Balance over reactor:

$$\sum F_i^1 \int_{T_{ref}}^{T_1} C_{Pi} dT + \sum F_{CH_4}^0 \int_{T_{ref}}^{T_0} C_{PCH_4} dT - \sum F_i^2 \int_{T_{ref}}^{T_2} C_{Pi} dT + F_{CH_4}^0 (-\Delta H_R(T_{ref})) - Q F_{CH_4}^0 = 0$$

$$\text{Let } T_{ref} = 25^\circ\text{C} = T_0$$

$$(F_{O_2}^1 C_{PO_2} + F_{N_2}^1 C_{PN_2})(T_1 - T_{ref}) - (F_{O_2}^2 C_{PO_2} + F_{N_2}^2 C_{PN_2} + F_{CO_2}^2 C_{PCO_2} + F_{H_2O}^2 C_{PH_2O})(T_2 - T_{ref}) + F_{CH_4}^0 (-\Delta H_R(T_{ref})) - Q F_{CH_4}^0 = 0$$

$$F_{CH_4}^0 (2.2 C_{PO_2} + 8.28 C_{PN_2})(T_1 - T_{ref}) - F_{CH_4}^0 (0.2 C_{PO_2} + 8.28 C_{PN_2} + C_{PCO_2} + 2 C_{PH_2O})(T_2 - T_{ref}) + F_{CH_4}^0 (-\Delta H_R(T_{ref})) - Q F_{CH_4}^0 = 0$$

$$T_1 = \frac{(0.2 C_{PO_2} + 8.28 C_{PN_2} + C_{PCO_2} + 2 C_{PH_2O})(T_2 - T_{ref}) + \Delta H_R(T_{ref}) + Q}{(2.2 C_{PO_2} + 8.28 C_{PN_2})} + T_{ref} = 147^\circ\text{C}$$

Heat balance over exchanger A:

Enthalpy change of stream on one side of heat-exchanger will equal enthalpy change of stream on other side. Let  $\alpha$  be fraction of exhaust stream (2) that goes to exchanger A.

$$\sum F_i^1 \int_{T_0}^{T_1} C_{Pi} dT = \sum \alpha F_i^2 \int_{T_3}^{T_2} C_{Pi} dT$$

$$(F_{O_2}^1 C_{PO_2} + F_{N_2}^1 C_{PN_2})(T_1 - T_0) = \alpha (F_{O_2}^2 C_{PO_2} + F_{N_2}^2 C_{PN_2} + F_{CO_2}^2 C_{PCO_2} + F_{H_2O}^2 C_{PH_2O})(T_2 - T_3)$$

$$F_{CH_4}^0 (2.2 C_{PO_2} + 8.28 C_{PN_2})(T_1 - T_0) = \alpha F_{CH_4}^0 (0.2 C_{PO_2} + 8.28 C_{PN_2} + C_{PCO_2} + 2 C_{PH_2O})(T_2 - T_3)$$

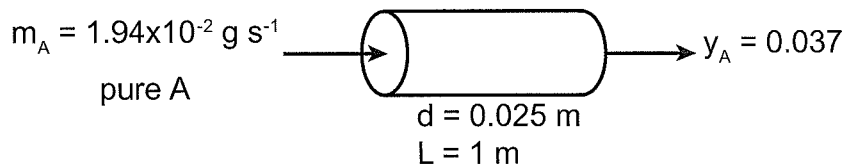
$$\alpha = \frac{(2.2 C_{PO_2} + 8.28 C_{PN_2})(T_1 - T_0)}{(0.2 C_{PO_2} + 8.28 C_{PN_2} + C_{PCO_2} + 2 C_{PH_2O})(T_2 - T_3)} = 0.705$$

Then 70.5% of the exhaust gas from the burner is fed to heat exchanger A.

Note that the solution above uses that fact that the feed molar flow rate of methane ( $F_A^0$ ) cancels out from both the reactor and heat exchanger A heat balances. An alternative solution would involve first carrying out an overall balance (over entire process) from which the feed molar flow rate of methane  $F_A^0$  is calculated, thus also yielding the exhaust gas molar flow rate. Then heat balances could be set up over

both heat exchangers A and B where  $\alpha$  and  $T_1$  could be obtained. This solution method is a bit longer since it requires one additional heat balance.

### Uppgift 3



Constant temperature and pressure: 103 kPa, 1150°C

$y_A = ?$  if  $m_A$  is 20% higher.

$\text{CH}_{4(g)} \rightarrow 2 \text{H}_{2(g)} + \text{C}_{(s)}$  (reaction 1<sup>st</sup> order with respect to methane)

$\text{A} \rightarrow 2\text{B}$

$$F_{A0} = \frac{m_A}{M_A} = 1.21 \times 10^{-3} \text{ mol s}^{-1}$$

$$V = \pi \frac{d^2}{4} L = 4.91 \times 10^{-4} \text{ m}^3$$

Shall express mole balance below in terms of  $F_A$ . Since components flowing through reactor are in gas phase and there is total mole change for gas phase components due to reaction stoichiometry, the total molar flow rate ( $F_{tot}$ ) is not constant. It will also be expressed in terms of  $F_A$ .

$$\frac{F_A}{F_B} = \frac{F_A}{2(F_{A0} - F_A)}$$

$$F_{tot} = 2F_{A0} - F_A$$

Mole balance for A in PFR reactor :

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

$$\frac{dF_A}{dV} = -k \frac{F_A}{F_{tot}} \frac{P}{RT}$$

$$\frac{dF_A}{dV} = -k \frac{F_A}{2F_{A0} - F_A} \frac{P}{RT}$$

$$-k \frac{P}{RT} \int_0^V dV = \int_{F_{A0}}^{F_A} \frac{2F_{A0} - F_A}{F_A} dF_A$$

$$-k \frac{P}{RT} V = [2F_{A0} \ln(F_A) - F_A]_{F_{A0}}^{F_A}$$

$$k \frac{PV}{RT} = -2F_{A0} \ln\left(\frac{F_A}{F_{A0}}\right) - F_{A0} + F_A \quad (1)$$

For current operating conditions  $y_A = 0.037$ , and from above:

$$y_A = \frac{F_A}{2F_{A0} - F_A}$$

$$\text{Then } F_A = \frac{2y_A F_{A0}}{1 + y_A} = 8.63 \times 10^{-5} \text{ mol s}^{-1}$$

Use then current operating conditions and equation (1) to determine rate constant:

$$k = -\frac{2RT}{PV} F_{A0} \ln\left(\frac{F_A}{F_{A0}}\right) - F_{A0} + F_A = 1.21 \text{ s}^{-1}$$

New value of feed molar flow rate of A is 20% higher:

$$F_{A0} = (1.2)1.21 \times 10^{-3} = 1.45 \times 10^{-3} \text{ mol s}^{-1}$$

Solving for  $F_A$  from equation (1) yields:  $F_A = 1.57 \times 10^{-4} \text{ mol s}^{-1}$

$$y_A = \frac{F_A}{2F_{A0} - F_A} = 0.054$$

(a)

Then with 20% higher feed molar flow rate of A, outlet gas contains 5.4 mol% A.

Note that in an alternative solution the reactor mole balance could just as easily have been expressed in terms of the conversion of A ( $X_A$ ).

(b)

If the amount of axial mixing in the reactor increased, so that it behaved more as a tank reactor, the concentration of methane in the reactor would be lower, particularly at the reactor inlet. Since the reaction rate is first order with respect to methane this would lead to an on average lower reaction rate in the reactor which in turn would lead to a higher outlet concentration of methane. This general effect would of course be independent of the feed flow rate of methane.

#### Uppgift 4.

Data: P = 100 kPa  
F = 105 kmol/h  
x<sub>F</sub> = 0.35  
T<sub>F</sub> = 22°C  
B = 70 kmol/h  
x<sub>B</sub> = 0.05  
R = 1.58 · R<sub>min</sub>

Sökt: antal ideala bottenar, behovet av värmande ånga, kylbehov.

Lösning:

Totalbalans: F = D + B ⇒ D = 35 kmol/h  
Komp.balans: Fx<sub>F</sub> = Dx<sub>D</sub> + Bx<sub>B</sub> ⇒ x<sub>D</sub> = 0.95

Tillflödet är underkyllt till 22°C varför q-värdet måste beräknas så att q-linjen kan konstrueras. Sök tillflödets bubbelpunktstemperatur! Antag T<sub>B</sub> = 98°C.

T <sub>B</sub> , °C	P <sub>1</sub> , mmHg	P <sub>2</sub> , mmHg	y <sub>1</sub>	y <sub>2</sub>	Σy	OK
98	1399.6	523.37	0.6446	0.4476	1.092	Nej
95	1291.33	476.87	0.5947	0.4079	1.0025	Ja

Tillflödets bubbelpunkt är 95°C. q-värdet kan beräknas från

$$q = \frac{c_p(T_B - T_F) + \Delta H_{\text{VAP}}}{\Delta H_{\text{VAP}}} \quad q = 1.4584 \quad \text{q-linjens lutning} \quad \frac{q}{q-1} = 3.18$$

q-linjen konstrueras i jämviktsdiagram och det minimala återflödesförhållandet beräknas.

$$\left. \begin{array}{l} \frac{x_D}{R_{\text{min}}+1} = 0.40 \\ x_D = 0.95 \end{array} \right\} R_{\text{min}} = 1.375 \Rightarrow R = 2.17 \Rightarrow \phi = 0.30$$

Driftlinjerna konstrueras och ”stegning” ger 11 ideala bottenar samt återkokare.

Ångbehovet kan beräknas från  $Q = \bar{V} \cdot \Delta H_{\text{VAP}}$   
 $Q = m \cdot \Delta H_{\text{VAP}}^{\text{3 bar}}$

Sök ångflödet!  $V = \bar{V} + (1-q)F$  }  $\bar{V} = 159.08 \text{ kmol/h}$   $\Delta H_{\text{VAP}} = 29493 \text{ kJ/kmol}$   
 $V = D(R+1)$  }  $\Delta H_{\text{VAP}}^{\text{3 bar}} = 2163.95 \text{ kJ/kg}$   
m = 2168.2 kg/h

Kylbehovet i kondensorn kan beräknas från:

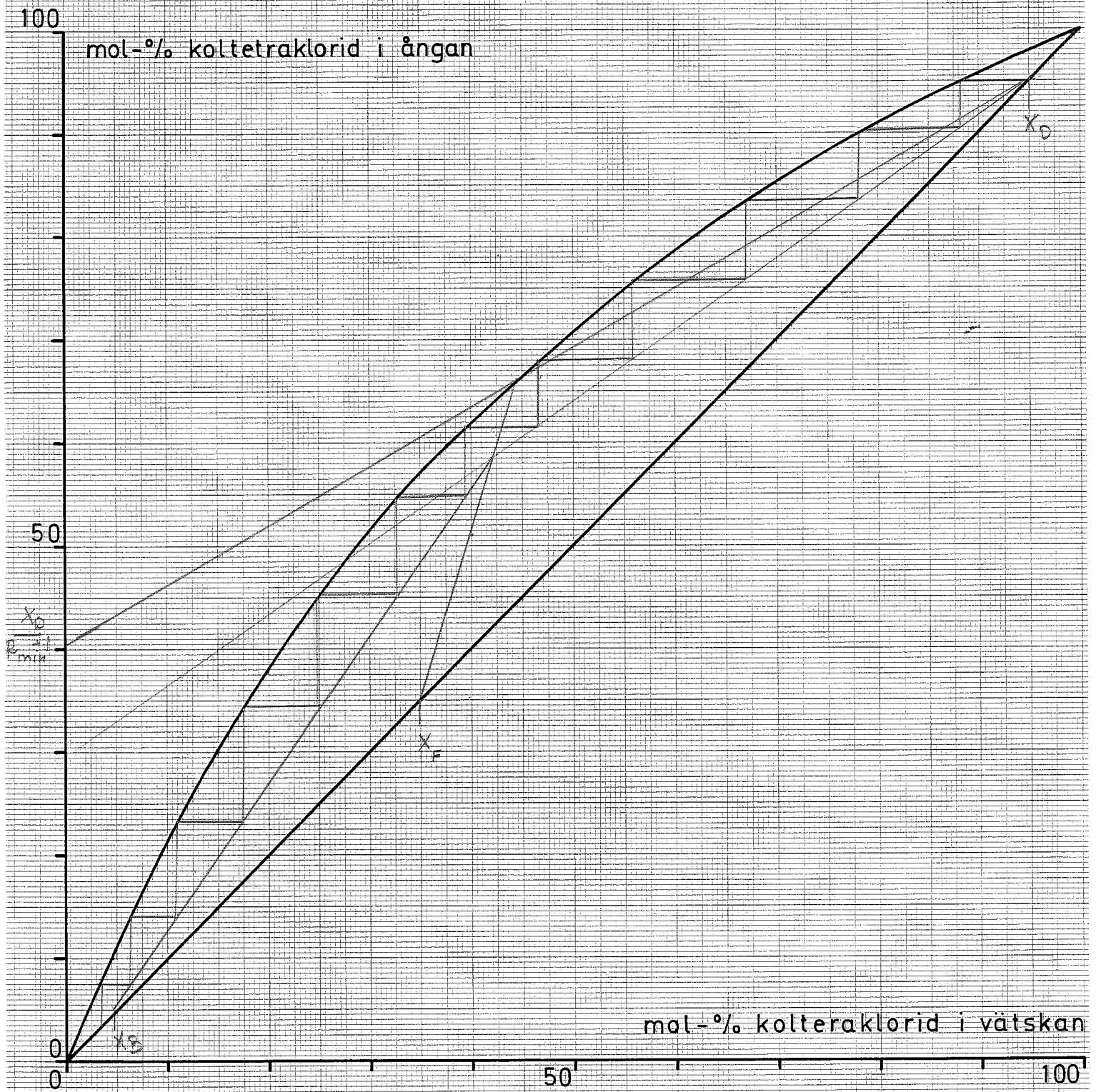
$$Q = V \cdot \Delta H_{\text{VAP}}$$

$$Q = 908 \text{ kW}$$

Svar: 11 ideala bottnar, 2168 kg/h, 908 kW.



Jämviktsdiagram för systemet koltetraklorid-toluen vid 100 kPa



Tentamen GKT mars 2013 – lösningsförslag uppgift 7

Givet:

$$A_{\text{min}} := \left( \frac{80}{100} \right) \cdot \text{m}^2 \quad C_{pH} := 2.2 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \quad C_{pC} := 4.2 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

$$U := 390 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}} \quad \text{mflowH} := 14 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \quad \text{mflowC} := 10 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

a) Sökt är utloppstemperaturer. För att få det, så behöver vi ta reda på överförd effekt. Den får vi enklast fram genom att använda oss av NTU-metoden, vars grundekvation kan uttryckas som  $q = C_{\text{min}} \varepsilon (T_{\text{Hin}} - T_{\text{Cin}})$ , där  $C_{\text{min}} = \min(CC, CH)$  och  $\varepsilon$  är verkningsgraden. Låt nu  $\Delta T_{\text{in}} = T_{\text{Hin}} - T_{\text{Cin}}$ ! Vi räknar för båda storlekarna, eftersom vi har nytta av det för deluppgift b).

Beräkningar:  $CH := C_{pH} \cdot \text{mflowH} = 3.08 \times 10^4 \frac{\text{W}}{\text{K}}$   $CC := C_{pC} \cdot \text{mflowC} = 4.2 \times 10^4 \frac{\text{W}}{\text{K}}$

$C_{\text{min}} := \min(CH, CC)$   $C_{\text{max}} := \max(CH, CC)$   $\Delta T_{\text{in}} := (110 - 20) \cdot \text{K} = 90\text{K}$

$$\frac{C_{\text{min}}}{C_{\text{max}}} = 0.733 \quad \text{NTU} := \frac{U \cdot A}{C_{\text{min}}} = \begin{pmatrix} 1.013 \\ 1.266 \end{pmatrix}$$

Vi kan nu beräkna verkningsgraden mha av ekvation för motström i formelbladet, eller genom att använda figuren.

Ur diagram:  $\varepsilon_{\text{diagram}} := \begin{pmatrix} 0.52 \\ 0.61 \end{pmatrix}$

Ur ekvation  $\varepsilon_{\text{ekvation}} := \frac{1 - e^{-\text{NTU} \cdot \left(1 - \frac{C_{\text{min}}}{C_{\text{max}}}\right)}}{1 - \frac{C_{\text{min}}}{C_{\text{max}}} \cdot e^{-\text{NTU} \cdot \left(1 - \frac{C_{\text{min}}}{C_{\text{max}}}\right)}} = \begin{pmatrix} 0.538 \\ 0.601 \end{pmatrix}$

Vi kan ur detta beräkna  $q$  och därmed utloppstemperaturer

$$q := (C_{\text{min}} \cdot \varepsilon_{\text{ekvation}} \cdot \Delta T_{\text{in}}) \quad q = \begin{pmatrix} 1.49 \\ 1.666 \end{pmatrix} \cdot \text{MW}$$

En energibalans för resp sida, för den större värmeväxlaren, ger nu utloppstemperaturer

$$\Delta T_{\text{H}} := \frac{q_1}{CH} = 54.09\text{K} \quad \Delta T_{\text{C}} := \frac{q_1}{CC} = 39.666\text{K}$$

$$T_{\text{Hut}} := 110\text{K} - \Delta T_{\text{H}} = 55.91\text{K} \quad T_{\text{Cut}} := 20\text{K} + \Delta T_{\text{C}} = 59.666\text{K}$$

b) Undersök hur mycket ökningen av den överförda värmen är värd för oss per år, och jämför det med hur mycket mer den större värmexchangen kostar per år (30 000 kr)

Givet:

$$t_{\text{drift}} := 4000 \text{ h} \quad \beta := \frac{25}{\text{MWh}}$$

Värmeöverföringen ökar med  $\Delta q := q_1 - q_0 = 0.176 \text{ MW}$

Värdet av denna blir

$$\text{Value} := \Delta q \cdot \beta \cdot t_{\text{drift}} = 1.755 \times 10^4$$

- Svar:** a) Utloppstemperaturen på den varma sidan är ca 56 C och på den kalla ca 60 C.  
b) Den ökade värmeöverföringen för den större jämfört med den mindre är värt ca 18 000 kr för oss per år, medan kostnadsskillnaden är 30 000 kr/år. Den mindre värmexchangen är därför mest fördelaktig.

*Kommentar:* Om värmexchangen skulle använts så mycket som går på ett år, dvs omkring 8000 h, så skulle den större vara den mest fördelaktiga.