



CHALMERS TEKNISKA HÖGSKOLA

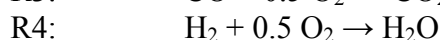
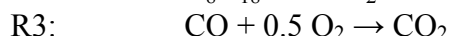
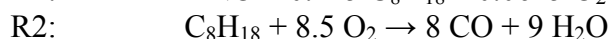
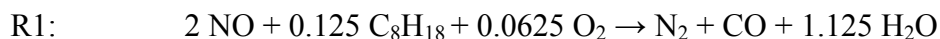
Institutionen för kemi- och bioteknik

KURSNAMN	Grundläggande kemiteknik, KAA 146	Förslag till lösningar till beräkningsuppgifter	
PROGRAM: namn åk / läsperiod	Civilingenjörsprogram kemiteknik Civilingenjörsprogram kemiteknik med fysik årskurs 2 läsperiod 3 & 4		
EXAMINATOR	Krister Ström		
TID FÖR TENTAMEN LOKAL	Fredag 14 mars, kl 14.00-18.00 M		
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 772 3023 ca. kl. 15.00	Krister Ström 772 5708 ca. kl. 16.00	Lennart Elmeroth 772 3015 ca. kl. 16.00
DATUM FÖR ANSLAG av resultat samt av tid och plats för granskning	Svar till beräkningsuppgifter anslås måndag 17 mars på kurshemsidan studieportalen. Resultat på tentamen anslås tidigast fredag 4 april efter kl 12.00. Granskning tisdag 8 april samt torsdag 10 april kl. 12.30-13.00 i seminarierummet forskarhus 2 plan.		
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 det första tentamenstillfälle studenten deltar i. Samtliga diagram och bilagor skall bifogas lösningen av tentamens-uppgiften. 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.		

Uppgift 1.

Användandet av dieselmotorer håller på att öka på grund av den höga energieffektiviteten jämfört med traditionella bensinmotorer. Omfattande forskning pågår idag för att utveckla avgasreningssystem som klarar av dieselmotorernas magra avgaser (= med överskott av syre) och låga temperaturer. Ett lovande katalysatormaterial för reduktion av kväveoxid (NO) till kvävgas består av silver på aluminiumoxid (Ag/Al₂O₃). Reduktionen av NO över en Ag/Al₂O₃-katalysator aktiveras av vätgas vid temperaturer under ca 400°C.

En reaktor innehållandes Ag/Al₂O₃-katalysator placerades i en ugn med temperaturen 250°C. När en gasström innehållandes 500 ppm NO, 150 ppm n-oktan (C₈H₁₈) och 2 mol% O₂ i Argon värmdes upp till 250°C och leddes in i reaktorn erhöles ingen omsättning alls av NO. När 1% H₂ adderades till gasströmmen (alla andra koncentrationer oförändrade), ökade dock omsättningen av NO dramatiskt till 51%. Med vätgastillsatsen var omsättningen av n-oktan 43%, och 93% av de bildade koloxiderna (CO + CO₂) bestod av CO₂. Temperaturen på gasen ut ur reaktorn var 338°C. Följande reaktioner tror man äger rum:



- Det fanns ingen utrustning för att mäta omsättningsgraden av vätgas. Uppskatta omsättningsgraden av vätgas genom att anta att reaktorn arbetar adiabatiskt.
- Om reaktorn inte arbetade adiabatiskt, skulle då omsättningsgraden av vätgas bli högre eller lägre? Förklara varför.
- Vilken referenstemperatur använde du i din värmebalans i uppgift (a)? Varför använder man en referenstemperatur i värmebalanser?

DATA:

Gasblandningen kan antas ha en medelvärmekapacitet på 20.8 J mol⁻¹ K⁻¹.

Reaktionsentalpierna vid 338°C är:

Reaktion	ΔH_R at 338°C (kJ/mol)
R1	-544.0
R2	-2844.0
R3	-285.1
R4	-246.4

En koncentration av 500 ppm NO i en gasblandning innebär att det finns 500 mol NO per 10⁶ mol gas totalt.

(12p)

Uppgift 2. Vätskefasreaktionen $2A \rightarrow B$ genomförs i en anläggning bestående av en ideal tank och en ideal tubreaktor seriekopplade i denna ordning.

Reaktionen är av andra ordningen m a p A och omsättningsgraden över hela anläggningen är 90%. I övrigt gäller följande data

$$V_{\text{tank}} = 2 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{tub}} = 2 \text{ m}^3$$

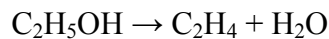
$$q = 1 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$$

Inflödet till första reaktorn består av A med koncentrationen 5 mol m^{-3} . Systemet arbetar under isoterma och isobara betingelser.

- Vilken omsättningsgrad erhålls om reaktorerna kopplas i omvänd ordning (tub + tank) vid i övrigt samma betingelser?
- Förklara vilka faktorer som gör att omsättningsgraden skiljer sig beroende på i vilken ordning reaktorerna kommer? Vilket arrangemang förväntar du dig ska ge högst omsättningsgrad? Varför?

(8p)

Uppgift 3. Dehydratisering av etanol i gasfas



utan närvaro av fast katalysator har visats vara ett förlopp av andra ordningen med avseende på etanolkoncentrationen, med hastighetskonstanten $k = 5.2 \times 10^{-4} \text{ m}^3 \text{ mol}^{-1} \text{ s}^{-1}$.

Man har en tubreaktor som ska arbeta isotermt vid 150°C och isobart vid 200 kPa. Reaktorrörets inre diameter är 10 cm och den är 7 m lång. Inflödet består av 0.15 kmol h^{-1} ren etanol. Vad blir omsättningsgraden av etanol över reaktorn?

Flödet i reaktorn kan antas vara idealt pluggföde.

(6p)

Uppgift 4. I en destillationskolonn destilleras en blandning av komponent A och vatten där komponent A är den lättflyktiga komponenten. Kolonnen är utrustad med totalcondensator och värms med direktång och arbetar vid 760 mmHg..

Tillflödet, 100 kmol/h, håller 46 mol-% A och påföres som mättad vätska till kolonnen. Från kolonnen önskar man två produkter, en hållande 90 mol-% vatten och en hållande 4 mol-% vatten. Kolonnen arbetar vid ett yttre återflödesförhållande $R = 2.8R_{\min}$. Kolonnverkningsgraden har bestämts till 70 %.

- Hur många verkliga bottenar fordras för att genomföra separationen?
- Vilken är temperaturen hos strömmen som går in i totalcondensorn?
- Vilket nummer har den verkliga tillflödesbotten, optimal sådan, ovanifrån räknat?
- Hur mycket direktång (kmol/h) fordras för att genomföra separationen?

Givna data:

Jämviktsdiagram för systemet A/H₂O bifogas.

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

Antoinekonstanter:

Komponent	A _i	B _i	C _i
A	8.04494	1554.300	222.650
H ₂ O	8.10765	1750.286	235.000

(8p)

- Uppgift 5.**
- Beskriv funktionen hos nedanstående typer av återkokare! Ange för- och nackdelar med dem!
 - Kettle-type reboiler*
 - Thermo-syphon återkokare*
 - När kan det vara lämpligt att använda en packad kolonn i stället för en bottenkolonn?
 - Varför utnyttjas så kallad *double pass* för vätskeföringen på exempelvis silbottenar med stor diameter?

(8p)

-
- Uppgift 6.**
- Vad är det som gör att det ibland går att skilja två ämnen i en homogen vätskeblandning med hjälp av destillation?
 - Vad har tillflödets tillstånd för inverkan på de inre flödena i en destillationskolonn?
 - Vilka är förutsättningar för att konstanta molära flöden kan antas vid destillation? Motivera svaret!

(6p)

- Uppgift 7.** En centrifugalpump, som går på full last, $0.04 \text{ m}^3/\text{s}$, och drar 13.7 kW , skall strypregleras.

Rörsystemet består av ledning från en öppen tank med vatten till en trycksatt tank med trycket 0.1 MPa (övertryck). Vattenytan i den trycksatta tanken är 3.0 m över den fria vattenytan. I ledningen, som har längden 36.0 m och diametern 0.1 m , finns ett antal engångsförluster, varav en utgörs av en helt öppen reglerventil. Rörledningen har en relativt rå yta och kan antas ha friktionskoefficienten 0.015 oberoende av flödet.

Bestäm nödvändigt värde på engångsmotståndskoefficienten för strypning i reglerventilen och pumpeffekten vid halva flödet. Antag att, i brist på dokument från pumpleverantören, uppföringshöjden ökar med 10% vid halva flödet. Verkningsgraden skulle enligt uppgift vara 82% vid full last, men antas sjunka till 80% vid halva flödet.

(6p)

- Uppgift 8.** En tubvärmeväxlare för två lika stora vattenströmmar skall dimensioneras. Temperaturverkningsgraden skall vara 50% . Hur mycket ökar värmeytan i %, om värmeväxlaren utformas med två stråk (pass) på tubsidan i stället för ett. c_p -värdet kan anses vara konstant i hela värmeväxlaren och U -värdet antas vara det samma för ett och två stråk. Är det senare antagandet rimligt. Motivera!

(6p)

Göteborg 2008-03-07

Krister Ström
Derek Creaser
Lennart Elmeroth

Formelblad – Grundläggande kemiteknik

Reaktionsteknik

Omsättningsgraden:

$$X_A = \frac{N_{A_0} - N_A}{N_{A_0}} \quad (\text{satsreaktor})$$

$$X_A = \frac{F_{A_0} - F_A}{F_{A_0}} \quad (\text{kontinuerlig reaktor})$$

Arrhenius ekvation:

$$k = A \exp\left(-\frac{E_A}{RT}\right) \quad \text{och} \quad k(T) = k_1(T_1) \exp\left[\frac{E_A}{R} \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T}\right)\right]$$

Energiteknik

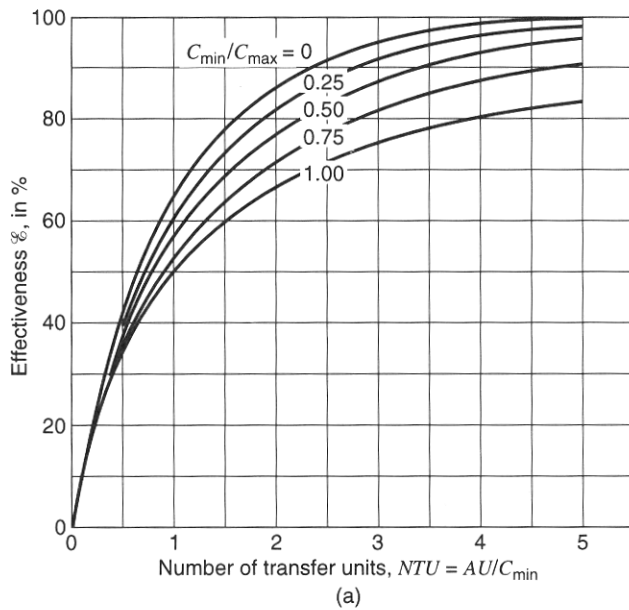
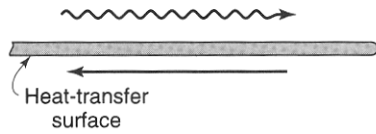
Värmeväxlare:

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

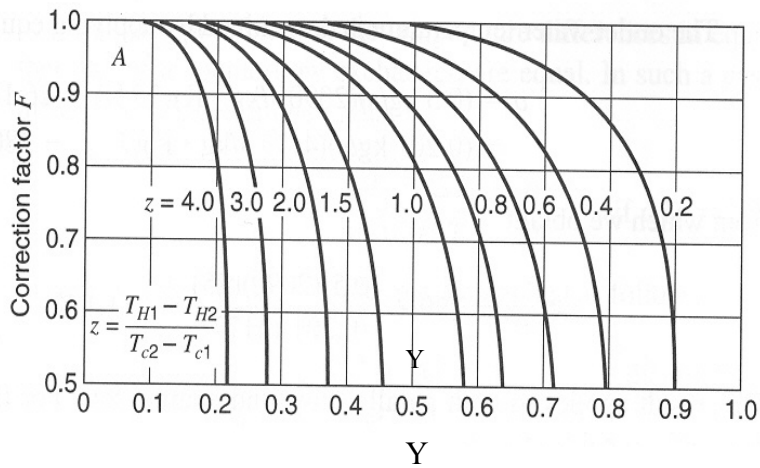
$$\varepsilon = \frac{1 - \exp\left[-NTU \left(1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]}{1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}} \exp\left[-NTU \left(1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]} \quad (\text{motström})$$

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

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



Temperaturverkningsgrad för motströmsvämeväxlare



2,4 stråk
(pass) på
tubsidan

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

Tryckförlust i rörledningar:

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

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

Separationsteknik

Antoinés ekvation:

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

Wilsonuttrycket för beräkning av aktivitetsfaktor för binärt system:

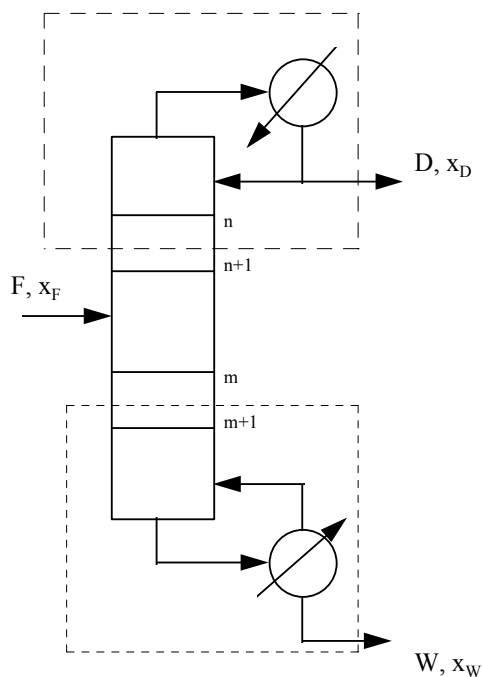
$$\ln \gamma_1 = -\ln(x_1 + \Lambda_{12}x_2) + x_2 \left(\frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{\Lambda_{21}x_1 + x_2} \right)$$

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

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

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

Binär destillation:



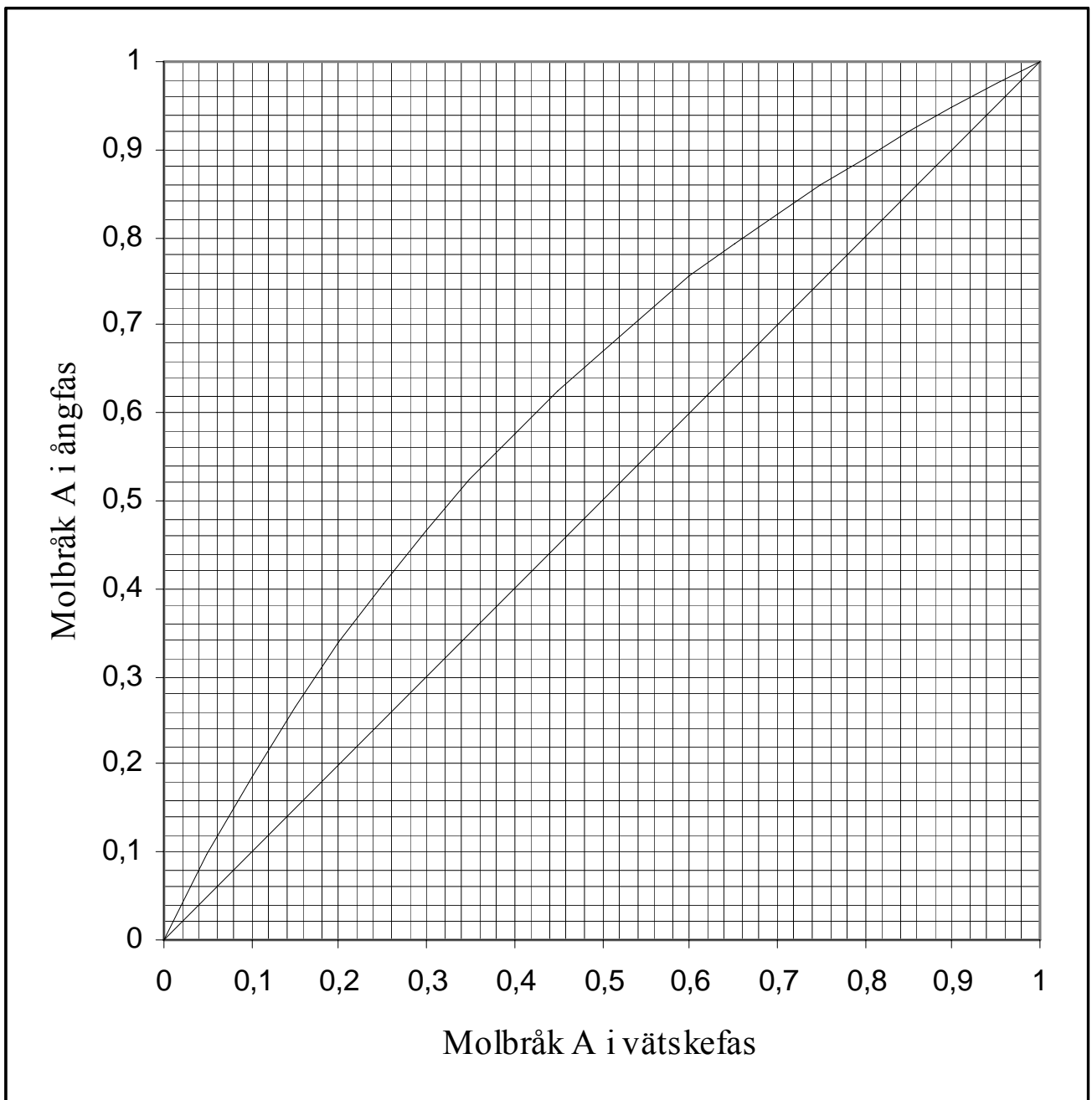
Materialbalanser:

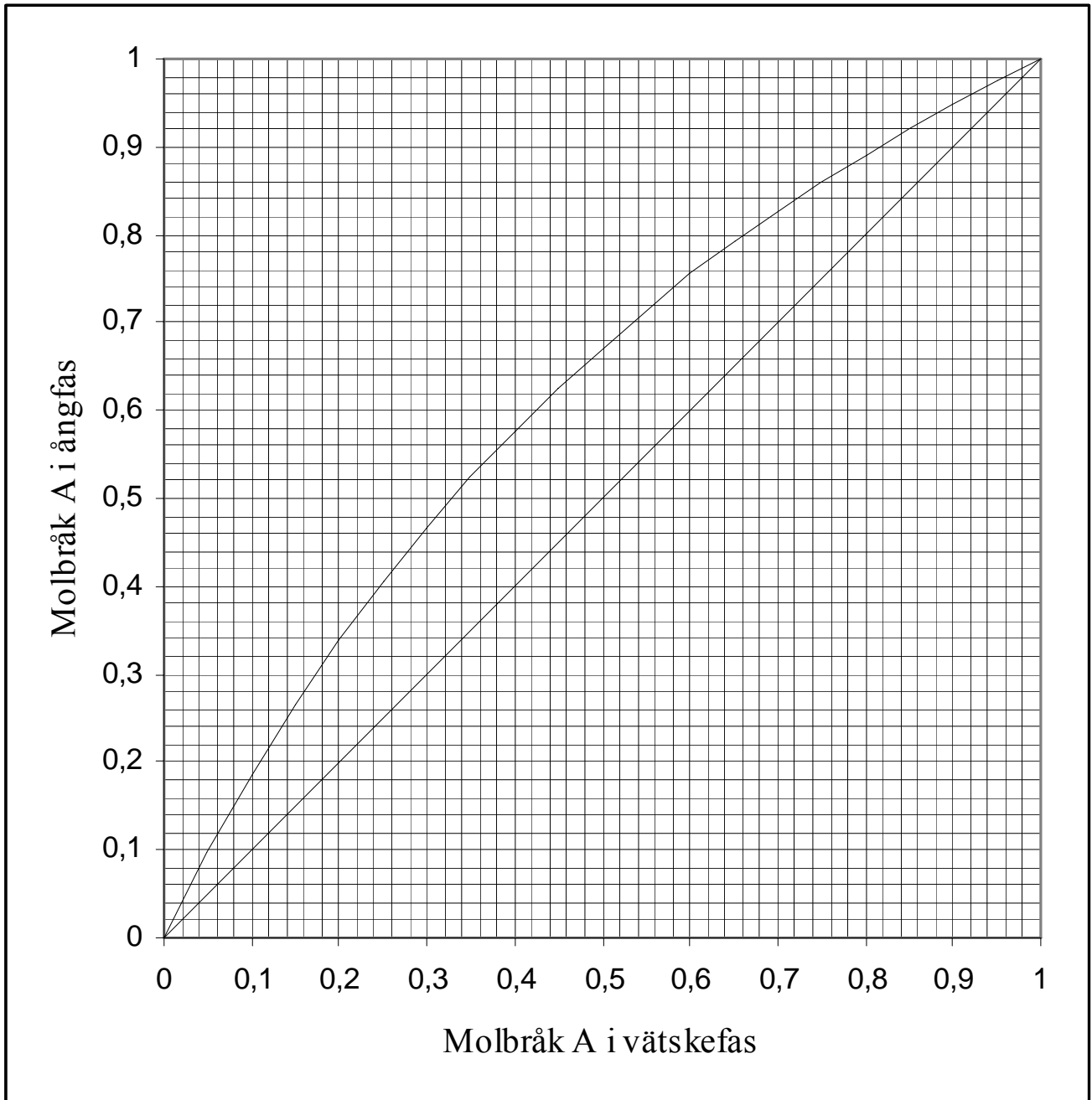
$$Vy_{n+1} = Lx_n + Dx_D$$

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

q-linje:

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

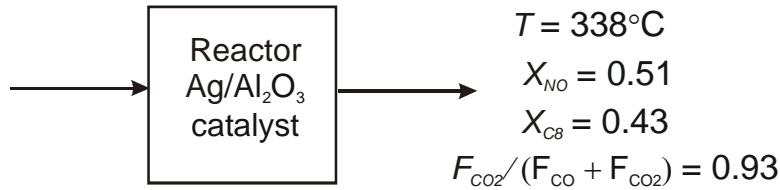




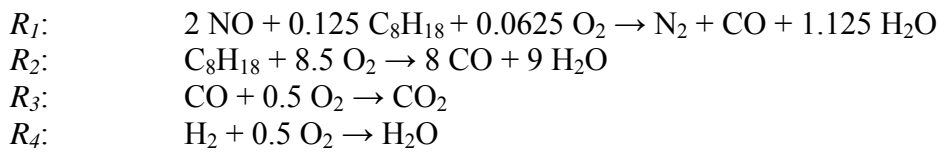
Uppgift 1

Given information:

$T_0 = 250^\circ\text{C}$
gas mixture:
500 ppm NO
150 ppm C8
2% O₂
1% H₂
Balance Ar



Reactions:



Basis: 100 mol s⁻¹ of feed gas mixture

$$F_{\text{NO}f} = \frac{500}{10^6} \times 100 = 0.05 \text{ mol s}^{-1} \quad F_{\text{C}8f} = \frac{150}{10^6} \times 100 = 0.015 \text{ mol s}^{-1}$$

$$F_{\text{NO}} = (1 - X_{\text{NO}}) F_{\text{NO}f} = 0.0245 \text{ mol s}^{-1}$$

$$R_1 = 0.5 X_{\text{NO}} F_{\text{NO}f} = 0.0128 \text{ mol s}^{-1}$$

$$R_2 = X_{\text{C}8} F_{\text{C}8f} - 0.125 R_1 = 0.0049 \text{ mol s}^{-1}$$

$$R_3 = 0.93 (R_1 + 8 R_2) = 0.0484 \text{ mol s}^{-1}$$

Heat Balance:

$$F_{\text{tot}}^{\text{feed}} c_P (T_0 - T_{\text{ref}}) - F_{\text{tot}}^{\text{outlet}} c_P (T - T_{\text{ref}}) + \sum_i R_i (-\Delta H_{Ri}(T_{\text{ref}})) = 0$$

Set $T_{\text{ref}} = T$ since reaction enthalpies are given at outlet temperature, also outlet molar flow rate is unknown, although it will only change slightly since reactant concentrations are small.

$$F_{\text{tot}}^{\text{feed}} c_P (T - T_0) + (R_1 \Delta H_{R1} + R_2 \Delta H_{R2} + R_3 \Delta H_{R3} + R_4 \Delta H_{R4}) = 0$$

$$R_4 = \frac{F_{\text{tot}}^{\text{feed}} c_P (T - T_0) + (R_1 \Delta H_{R1} + R_2 \Delta H_{R2} + R_3 \Delta H_{R3})}{(-\Delta H_{R4})} = 0.602 \text{ mol s}^{-1}$$

$$R_4 = X_{\text{H}2} F_{\text{H}2f} \quad \text{then } X_{\text{H}2} = 0.602 \quad (\text{a})$$

(b) The reactor is placed in a furnace heated to the feed temperature and the reactions are exothermic. Thus, if the reactor were not adiabatic there would be loss of some of the heat generated by the reactions. This means that the true adiabatic temperature increase would be higher and the hydrogen oxidation reaction would have to account for generating more heat which would lead to a larger estimate of the hydrogen conversion. It can be seen in the heat balance above that if the difference between the feed temperature (T_0) and the outlet temperature (in this case the adiabatic outlet temp.) is larger, R_4 and thus the hydrogen conversion is larger.

(c) The outlet temperature T is the reference temperature. Reason for choosing the outlet temperature is given above. The reason why a reference temperature is used in a heat balance is explained in other parts of the course.

Uppgift 2

Ideal tank reactor followed by tube reactor, what is conversion if reactors connected in opposite order?

Given:

$$C_{A0} = 5 \text{ mol m}^{-3}$$

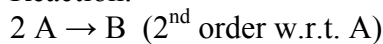
$$q = 1 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$$

$$V_{\text{tank}} = V_{\text{tube}} = V = 2 \text{ m}^3$$

$$X_A = 0.9$$

$$C_{A2} = (1 - X_A)C_{A0} = 0.5 \text{ mol m}^{-3}$$

Reaction:



Define rate equation as: $r_A = -kC_A^2$

Tube reactor mole balance for A:

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

$$q \frac{dC_A}{dV} = -kC_A^2$$

$$V = -\frac{q}{k} \int_{C_{A1}}^{C_{A2}} \frac{dC_A}{C_A^2}$$

$$k = \frac{q}{V} \left(\frac{1}{C_{A2}} - \frac{1}{C_{A1}} \right) \quad (1)$$

Tank reactor mole balance for A:

$$F_{A0} - F_{A1} + r_A V = 0$$

$$qC_{A0} - qC_{A1} = kC_{A1}^2 V \quad (2)$$

$$\text{Sub in (1) for } k: \quad qC_{A0} - qC_{A1} = qC_{A1}^2 \left(\frac{1}{C_{A2}} - \frac{1}{C_{A1}} \right)$$

$$C_{A1}^2 = C_{A0} C_{A2}$$

$$C_{A1} = 1.58 \text{ mol m}^{-3}$$

Then from (1): $k = 0.684 \text{ m}^3 \text{ mol}^{-1} \text{ s}^{-1}$

From tube reactor mole balance (1), but with connection in reverse order:

$$k = \frac{q}{V} \left(\frac{1}{C_{A1}} - \frac{1}{C_{A0}} \right)$$

$$C_{A1} = \left(\frac{1}{C_{A0}} + \frac{kV}{q} \right)^{-1}$$

$$C_{A1} = 0.638 \text{ mol m}^{-3}$$

From tank reactor mole balance (2), but with connection in reverse order:

$$qC_{A1} - qC_{A2} = kC_{A2}^2 V$$

$$kVC_{A2}^2 + qC_{A2} - qC_{A1} = 0$$

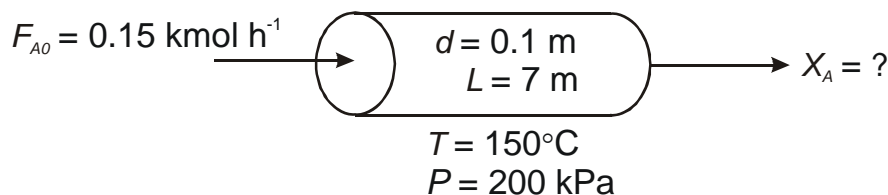
$$C_{A2} = \frac{-q \pm \sqrt{q^2 + 4kqVC_{A1}}}{2kV} = 0.409 \text{ mol m}^{-3}$$

$$(a) X_A = 1 - \frac{C_{A2}}{C_{A0}} = 0.918$$

(b) Ideal tank and tube reactors operate with different reactant concentration profiles. In a tank reactor the reactant concentration is at the low outlet level, whereas in a tube reactor the concentration gradually changes from the high inlet to the lower outlet level. The result is that for a reaction with a second order dependence on the reactant concentration the overall reaction rate will be higher in a tube reactor than a tank reactor, when they have the same reactant conversion over them. Also, operated under the same conditions a higher conversion would be achieved over a tube reactor versus a tank reactor when they are of equal volume. In this case a somewhat higher conversion is achieved when the tube reactor is positioned before the tank reactor. A bit higher overall reaction rate (and conversion as a result) is achieved when the tube reactor can operate between high feed concentration C_{A0} to the intermediate concentration (C_{A1}).

Uppgift 3

Ideal tube reactor operates under following conditions:



$$F_{A0} = 0.15 \text{ kmol h}^{-1} = 0.0417 \text{ mol s}^{-1}$$

Reaction:



Reactor volume calculated from specified dimensions:

$$d = 0.1 \text{ m}, L = 7 \text{ m} \quad V = \frac{\pi}{4} d^2 L = 0.055 \text{ m}^3$$

mole balance for an ideal tube:

$$\frac{dF_A}{dV} = r_A$$
$$\frac{dF_A}{dV} = -kC_A^2$$

Express C_A in terms of F_A :

$$C_A = y_A C_{tot} = \frac{F_A}{F_{tot}} C_{tot} = \frac{F_A}{F_A + 2(F_{A0} - F_A)} C_{tot} = \frac{F_A}{2F_{A0} - F_A} C_{tot}$$

Sub in mole balance:

$$\frac{dF_A}{dV} = -k \frac{F_A^2}{(2F_{A0} - F_A)^2} C_{tot}^2$$

$$-kC_{tot}^2 \int_0^V dV = \int_{F_{A0}}^{F_A} \frac{4F_{A0}^2 - 4F_{A0}F_A + F_A^2}{F_A^2} dF_A$$

$$-kC_{tot}^2 V = \left[-4 \frac{F_{A0}^2}{F_A} - 4F_{A0} \ln F_A + F_A \right]_{F_{A0}}^{F_A}$$

$$kC_{tot}^2 V = 4 \frac{F_{A0}^2}{F_A} - 3F_{A0} + 4F_{A0} \ln \left(\frac{F_A}{F_{A0}} \right) - F_A \quad C_{tot} = \frac{P}{RT} = 56.9 \text{ mol m}^{-3}$$

solving by trial and error gives: $F_A = 0.0189 \text{ mol m}^{-3}$

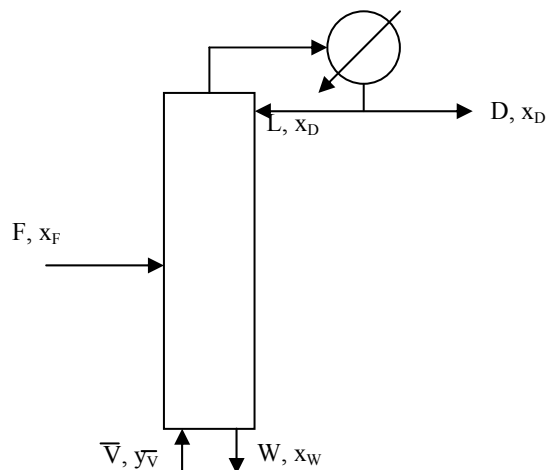
$$X_A = 1 - \frac{F_A}{F_{A0}} = 0.547$$

Uppgift 4

Data: $F = 100 \text{ kmol/h}$
 $x_F = 0.46$
 $x_D = 0.96$
 $x_W = 0.10$
 $R = 2.8R_{\min}$
 $\eta = 0.70$
 $P = 760 \text{ mmhg}$

Sökt: a) n_{VERKLIGA}
 b) T
 c) n_{FEED}
 d) \bar{V}

Lösning:



a) Övre driftlinjen: $y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{x_D}{R+1}$ där avskärningen $\phi = \frac{x_D}{R+1}$

Vid minimalt återflöde

$$\left. \begin{array}{l} \phi_{\min} = \frac{x_D}{R_{\min} + 1} \\ x_D = 0.96 \\ \phi_{\min} = 0.33 \end{array} \right\} R_{\min} = 1.91 \Rightarrow R = 5.35$$

Vid aktuellt $R \Rightarrow \phi = 0.15 \Rightarrow$ Övre driftlinjen kan skapas i jämviktsdiagram. Nedre driftlinjen konstrueras från skärningspunkten mellan övre driftlinjen och q-linjen samt punkten (x_W, y_V) dvs $(0.10, 0.00)$. q-linjen lodrät pga kokvarmt tillflöde.

”Stegning” ger 8.4 ideala steg \Rightarrow antalet verkliga steg blir $\frac{8.4}{0.70} = 12$ st.

b) Jämviktsvillkoret kan tecknas $y_A = \frac{P_A^0 x_A}{P}$
 $y_A = 0.96$
 $x_A = 0.92$ från jämviktsdiagram
 $\Rightarrow P_A^0 = 793.04 \text{ mmHg} \Rightarrow T = 79.4 \text{ }^\circ\text{C}$

c) $n_{\text{FEED,IDEAL}} = 6 \Rightarrow n_{\text{FEED,VERKLIG}} = \frac{6}{0.70} \Rightarrow n_{\text{FEED,VERKLIG}} = 9$

d) \bar{V} söks och kan bestämmas mha materialbalanser och antagande om konstanta molära flöden.

$$F + \bar{V} = D + W \quad (1)$$

$$F x_F = D x_D + W x_W \quad (2)$$

$$L = R D \quad (3)$$

$$\bar{L} = L + F = R D + F \quad (4)$$

$$\bar{L} = W \quad (5)$$

$$V = \bar{V} = D(R + 1) \quad (6)$$

Sök ett samband $F = f(D)$ $F = D + W - \bar{V}$

$$(2) \Rightarrow W = \frac{F x_F - D x_D}{x_W} = 460 - 9.6D$$

$$(6) \Rightarrow \bar{V} = D(R + 1) = 6.35D$$

$$F = D + 460 - 9.6D - 6.35D \Rightarrow D = 24.08 \text{ kmol/h}$$

$$\bar{V} = 152.9 \text{ kmol/h}$$

Svar: a) 12 st b) 79.4 °C c) 9 d) 152.9 kmol/h

Uppgift 7

Givet:

Index A betecknar fallet med fullt flöde.

Index B betecknar fallet med halva flödet.

Fall A, fullt flöde:

Volymflöde, $\dot{V}_A = 0,04 \text{ m}^3/\text{s}$

Effektbehov, $P_A = 13,7 \text{ kW} = 13,7 \cdot 10^3 \text{ W}$

Verkningsgrad, $\eta_A = 0,82$

Fall B, halva flödet:

Volymflöde, $\dot{V}_B = \dot{V}_A / 2 = 0,02 \text{ m}^3/\text{s}$

Verkningsgrad, $\eta_A = 0,80$

Uppfordringshöjd, $H_B = 1,10 H_A$

Data för systemet –

gemensam för fall A och fall B:

Skillnad i statiskt tryck mellan tankarna,

$$P_2 - P_1 = 1 \text{ MPa} = 0,1 \cdot 10^6 \text{ Pa}$$

Höjdskillnad, $h_2 - h_1 = 3 \text{ m}$

Rörledningens längd, $L = 36 \text{ m}$

Rörledningens diameter, $d = 1 \text{ dm} = 0,1 \text{ m}$

Rörfriktionskoefficienten, $\lambda = 0,015$

Densiteten för vatten, $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$

Sökt:

Effektbehov vid halvt flöde, P_B

Engångsmotståndskoefficienten för strypventilen vid halvt flöde, ζ_{sv}

Lösning:

Effektbehovet ges av ekv (10.8):

$$P = \frac{\rho g \dot{V} H}{\eta}$$

För fall A är allt givet utom uppfordringshöjden. Om vi beräknar H_A kan vi sedan beräkna effektbehovet vid halvt flöde som $H_B = 1,10 H_A$. Effektbehovet för fall B kan sedan enkelt beräknas ur samma ekvation.

$$H_A = \frac{\eta_A P_A}{\rho g \dot{V}_A} = \frac{0,82 \cdot 13,7 \cdot 10^3}{1000 \cdot 9,82 \cdot 0,04} = 28,60 \text{ m}$$

$$H_B = 1,10 H_A = 1,1 \cdot 28,6 = 31,46 \text{ m}$$

$$P_B = \frac{\rho g \dot{V}_B H_B}{\eta_B} = \frac{1000 \cdot 9,82 \cdot 0,02 \cdot 31,46}{0,80} = 7723 \text{ W} \approx \underline{7,7 \text{ kW}}$$

Engångsförlusterna är okända både i fall A och B.

För att beräkna engångsförlustkoefficienterna behöver vi räkna på systemets uppföringshöjd, som ges av ekv (10.3b).

$$H_{\text{sys}} = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + (h_2 - h_1) + \frac{c_2^2 - c_1^2}{2g} + h_{f12}$$

$$c_1 \approx c_2$$

Tryckförlusttermen h_{f12} är den enda okända termen i ekvationen ovan. Detta gäller både för fall A och B. Vi vet ju att $H_{\text{sys}} = H_A$ för fall A, och $H_{\text{sys}} = H_B$ för fall B.

Fall A ger oss engångsförlusterna (med öppen strypventil) för systemet.

$$h_{f12,A} = H_A - \frac{P_2 - P_1}{\rho g} - (h_2 - h_1) = 28,60 - \frac{0,1 \cdot 10^6}{1000 \cdot 9,82} - 3 = 15,42 \text{ m}$$

Utifrån ekv (10.1a), (10.1b) och ekv (10.2) kan förlusttermen uttryckas som

$$h_{f12,A} = \left(\lambda \frac{L}{d} + \left(\sum \zeta \right)_A \right) \frac{c_A^2}{2g}$$

där c_A ges av volymsflödet och tvärsnittsarean på röret.

$$c_A = \frac{\dot{V}_A}{\frac{\pi d^2}{4}} = \frac{0,04}{\frac{\pi 0,1^2}{4}} = 5,09 \text{ m/s}$$

Detta ger summan av alla engångsförlustkoefficienter i fall A:

$$\left(\sum \zeta \right)_A = \frac{h_{f12,A} 2g}{c_A^2} - \lambda \frac{L}{d} = \frac{15,42 \cdot 2 \cdot 9,82}{5,09^2} - 0,015 \frac{36}{0,1} = 6,27$$

Dessa engångsförluster finns kvar i fall B, men då finns dessutom engångsförlusten för strypning med reglerventilen.

$$h_{f12,B} = \left(\lambda \frac{L}{d} + \left(\sum \zeta \right)_A + \zeta_{sv} \right) \frac{c_B^2}{2g}$$

Engångsförlustkoefficienten för strypventilen löses ut ur samma ekvationer som för fall A.

$$h_{f12,B} = H_B - \frac{P_2 - P_1}{\rho g} - (h_2 - h_1) = 31,46 - \frac{0,1 \cdot 10^6}{1000 \cdot 9,82} - 3 = 18,28 \text{ m}$$

$$c_B = \frac{\dot{V}_B}{\frac{\pi d^2}{4}} = \frac{0,02}{\frac{\pi 0,1^2}{4}} = 2,55 \text{ m/s}$$

$$\zeta_{sv} = \frac{h_{r12,B}}{c_B^2} - \lambda \frac{L}{d} - (\sum \zeta)_A = \frac{18,28 \cdot 2 \cdot 9,82}{2,55^2} - 0,015 \frac{36}{0,1} - 6,27 = 43,68 \approx \underline{\underline{44}}$$

Svar: Effektbehovet vid halva flödet blir 7,7 kW, och engångsförlustkoefficienten för strypventilen behöver vara 44.