Prosessteknikk eksamen 22/5-99. Løsningsforslag

Revidert: 7. juni 1999

Foreslått fordeling ved karaktersetting.

Oppg.1 : 15%
Oppg.2 : 40% (5 + 15 + 10 + 10)
Oppg.3 : 20% (5 + 5 + 5 + 5)
Oppg.4 : 10%
Oppg.5 : 15% (7+8)

Oppgave 1

a)

$$\underline{\underline{p}} = p_{ytre} + \frac{mg}{A} = 10^5\ \text{Pa} + \frac{100\ \text{kg} \times 9.81\ \text{m s}^{-2}}{0.1\ \text{m}^2} = \underline{\underline{1.098 \times 10^5\ \text{Pa}}}$$

b)

$$F = k(l_0 - l) = 2 \times 10^4\ \text{N m}^{-1} \times 0.05\ \text{m} = 1000\ \text{N}$$

$$\underline{\underline{p}} = p_{ytre} + \frac{mg}{A} + \frac{F}{A} = 1.098 \times 10^5\ \text{Pa} + \frac{1000\ \text{N}}{0.1\ \text{m}^2} = \underline{\underline{1.198 \times 10^5\ \text{Pa}}}$$

c)

$$\underline{\underline{w}} = -\int p_{ytre} dV = -\int_0^{A \times 0.05\ \text{m}} \left[p_{ytre} + \frac{mg}{A} + \frac{k}{A}(l_0 - l) \right] dV$$

$$= -\int_0^{A \times 0.05\ \text{m}} \left[p_{ytre} A + mg + k(l_0 - l) \right] dx = -(p_{ytre} A + mg) \int_0^{A \times 0.05\ \text{m}} dx - k \int_0^{A \times 0.05\ \text{m}} x dx$$

$$= -(10^5\ \text{Pa} \times 0.1\ \text{m}^2 + 100\ \text{kg} \times 9.81\ \text{m s}^{-2}) \times 0.05\ \text{m} - 2 \times 10^4\ \text{N m}^{-1} \times \frac{1}{2}(0.05\ \text{m})^2$$

$$= -549 - 25\ \text{N m} = \underline{\underline{-574\ \text{J}}}$$

Oppgave 2

a) Antar stasjonær prosess.

Massebalanser for reaktoren (Ut = Inn + Dannet ved reaksjon) [mol/s]

N = reaktorprodukt
N^0 = reaktorføde
ξ = reaksjonsomfang for reaksjonen [mol/s].

$N_{NH3} = N^0_{NH3} - \xi$

$N_{O2} = N^0_{O2} - 1.25\xi$

$N_{NO} = +\xi$ (antar ingen NO i føden)

$N_{H2O} = +1.5\xi$ (antar ingen H_2O i føden)

$N_{N2} = N^0_{N2}$

$\text{Totalt } N = N^0 + 0.25\xi$

$\text{Merk: Siden all ammoniakk forbrennes er } N_{NH3} = 0, \text{ dvs. } \xi = N^0_{NH3}$

(dette betyr at ammoniakk er begrensende reaktant, dvs. det er luftoverskudd)

b) Antar ideell gass (dvs. entalpien er kun en funksjon av temperaturen).
Det er gitt at det er adiabatiske forhold i reaktoren.
Energibalansen over reaktoren blir da $H_{ut} = H_{inn,}$ dvs $H_{ut} - H_{inn} = 0$
Basis: 1 mol føde/tid med x mol ammoniakk
Evaluerer $H_{ut} - H_{inn}$ ved å betrakte:

1. Oppvarming av 1 mol føde fra 230 °C til 940 °C
   $1 \cdot C_P \cdot (940 - 230)$ der $C_P = 54x + 32(1 - x)$
2. Reaksjon av x mol ammoniakk ved 940 °C
   $x \cdot (-223 \cdot 10^3)$

Setter summen lik 0 og finner at $x = 710 \cdot 32 / (223 \cdot 10^3 - 710 \cdot 22) = 0.110$
Dvs. at blandingen inneholder 11% ammoniakk og 89% luft.

Føden er da:

NH_3:	0.11 mol
O_2:	0.89*0.21 = 0.187 mol
N_2:	0.89*0.79 = 0.703 mol
Tot.:	1 mol

Produktet er da (reaksjonsomfanget for reaksjonen er 0.11 mol):

NH_3:	0 mol	
O_2:	0.187 - 0.11*1.25 = 0.050 mol	(4.9%)
N_2:	0.703 mol	(68.4%)
NO:	0.11 mol	(10.7%)
H_2O:	0.11*1.5 = 0.165 mol	(16.1%)
Tot.:	1.028 mol	

c) Bruker at føden er 11% ammoniakk og 89% luft.
Energibalanse ($H_{ut} = H_{inn}$) for blandepunktet gir
$0.11 * 37 * (230 - (-15)) = 0.89 * 32 * (T6 - 230)$
Vi finner at (T6-230) = 35 K, dvs. T6 = 265 °C (=538 K), der T6 er temperaturen etter kompresjonen.
Tilført arbeide i kompresjonen er lik entalpiforskjellen for luft fra T5 = 100 °C til T6 = 265 °C, dvs. W_S= Cp(T6-T5) = 29*165 = 4785 J/mol

Av figuren ser vi at kompresjonen er adiabtisk. For en adiabatisk, reversibel kompresjon ville vi hatt

$$\frac{T6_{rev}}{T5} = \frac{P6^{\left(\frac{R}{Cp}\right)}}{P5} = 2.5^{\frac{8.31}{29}} = 1.300$$

som med $T5 = 373\,K$ gir $T6_{rev} = 485\,K$, dvs. $W_{S,rev} = Cp * (T6_{rev} - T5) = 29 * 112 = 3248\,J/mol$

dvs. den adibatiske virkningsgraden er

$3248/4785 = 0.679$

d) Ser på reaksjonen

$NO + 0.5O_2 = N\,O_2$

Ved 298 K: Δ_rH= 33 - 90 = -57 kJ/mol

Δ_rG= 51 - 87 = -36 kJ/mol

ΔCp= 37 - 30 - 0.5*29 = -7.5 J/mol,K

Ved 940 °C = 1213 K:

$\Delta_rH = \Delta_rH(298) + \Delta Cp*\Delta T$ = -57 - $7.5*10^{-3}$*915 = -63.9 kJ/mol

$\Delta_rS(298) = (\Delta_rH-\Delta_rG)/298 = (-57 +36)/298 = -70.5$ J/mol,K

$\Delta_rS = -70.5 + (-7.5)\ln(1213/298) = -81$ J/mol,K

$\Delta_rG = \Delta_rH - 1213*\Delta_rS = -63.9 - 1213*(-81*10^{-3}) = +34.4$ kJ7mol

$K(940\,°C) = \exp(-\Delta_rG/RT) = 0.033$

Vi har at $K = \frac{P_{NO2}}{P_{NO} * P_{O2}^{0.5}}$, der Pi er partialtrykket i bar.

Partialtrykket av oksygen i produktet er (0.050/1.028)*2.5 bar = 0.122 bar

Vi får da at forholdet mellom NO_2 og NO er lik

$$\frac{P_{NO2}}{P_{NO}} = K * P_{O2}^{0.5} = 0.033 * 0.122^{0.5} = 0.012$$

dvs. vi kan neglisjere NO_2-innholdet. (Antar at vi ikke trenger å korrigere P_{O2} for forbruk i rx. med NO, det er åpenbart riktig.)

Kommentar: Hvis vi istedet for G-data bruker S-data fra SI Chemical Data fås Δ_rS = -84.0, K=0.023 og forholdet mellom NO_2 og NO blir 0.008.

Oppgave 3. Varmeveksler

a) For å forklare forskjellen bør man ha en figur av vv med temp-forløp:
- For medstrøm vil temperaturene nærme seg hverandre ved utløpet
- For motstrøm vil utløpstemperaturen til den "minste" strømmen (minst m*Cp) nærme seg innløpstemperaturen til den "største" strømmen

b) Stasjonær energibalanse gir for varm og kald side:

(1) $m_h*Cp_h*(T_{h,ut}-T_{h,inn}) = -Q$

(2) $m_c*Cp_c*(T_{c,ut}-T_{c,inn}) = Q$ (Q>0)

Antagelser: Stasjonært (ingen akkumulering I veggen), intet varmetap (adiabatisk), konstant Cp, neglisjerer kinetisk energi etc.

Varmeoverføringen antas beskrevet ved

(3) $Q = UA\,\Delta T_{lm}$ der ΔT_{lm} er log midlere temp-differanse

c) Varm side Q = m*Cp*(Ti-Tu) = 3*1200*70-24) = $165.6*10^3$

Kald side Tu = Ti + Q/(m*Cp) = 20 + $165*10^3$/(5*1500)=42.08 C (315.23 K)

ΔT_1 = 70-42.08 = 27.92 K

ΔT_2 = 24 - 20 = 4 K

ΔT_{lm} = 12.31 K
A = Q/UΔT_{lm} = 165/6 e3 /150*12.31 = 89.68 m^2.

d) Medstrøm:
ΔT_1= 65 ΔT_2 = 1.5 $\Delta T_{lm} = (\Delta T_1 - \Delta T_2)/\ln(\Delta T_1/\Delta T_2)$ = 16.85
Setter Q = 100 (basis) . Da er UA = 100/16.85=5.935 og m*Cp = 100/35 = 2.86 (varm side) og m*Cp = 100/28.5 = 3.51 (kald side).

Motstrøm: Får tre ligninger (ligningene (1), (2) og (3) over) med tre ukjente (Q, Tc,u og Th,u).
Løses her ved iterasjon; Gjetning Q/beregnet Q:
110/177.6 , 135/129.6, 132/135.44, 133/133.5, 133.2/133.12, 133.17/133.18
OK, dvs. Q= 133.17, Tc,u = 62.95 og Th,u = 43.39 (ΔT_{lm}= 22.44), dvs det overføres 33.17% mer varme med motstrøm.

Brukte følgende Matlab-rutine (må bruke kalkulator på eksamen!):

```
%MATLAB-program benyttet
%Data:
mcph=100/35; thi=90;
mcpc=100/28.5; tci=25;
UA=100/16.85;
% gjett Q
Q = 110
% Fra energibalanser paa kald og varm side
tcu = tci + Q/mcph
thu = thi - Q/mcph
% Beregn logaritmisk midlere temperaturdifferens  (motstrøm)
dt1 = thi -tcu
dt2 = thu - tci
dtlm = (dt1- dt2)/log(dt1/dt2)
% beregn Q (varmemengde overfort)
Q = UA * dtlm
```

Oppgave 4.
Det er 3 komponenter og dermed 3 uavhengige massebalanser (summen av de tre gir den totale massebalansen, men denne er ikke uavhengig)

Massebalanser for 3 komponenter

Olje:	m1 = 0.99*m3
Benzen:	0.04*m2 = 0.001*m4 + 0.01*m3
Luft:	0.96*m2 = 0.999*m4

Gitt m2 = 0.35 kg/s
Luft-balanse gir m4 = 0.3363 kg/s
Benzen-balanse gir m3 = 1.3664 kg/s
Oljebalanse gir m1 = 1.3527 kg/s
Kontroll: Totalbalanse: m1+m2 = 1.7027; m3+m4 = 1.7027 (OK)

Oppgave 5.
CSTR: Massebalansen gir: $F_{A0} - F_A + r_A * V = 0$
$F_A = v_0 * C_A$
$C_A = C_{A0} * (1 - X_A)$
$F_{A0} - F_A = F_{A0} * X_A$

$r_A = -k^* C_A = k^* C_{A0} *(1-X_A)$

gir massebalansen $v_0*C_{A0}*X_A - k*C_{A0}*(1-X_A)*V = 0$
Innfører $\tau=V/ v_0$, gir $X_A - k\tau*(1-X_A) = 0$
Løser ut X_A: $X_A= k\tau/(1- k\tau)$
Innsatt: τ = 1 m^3/0.1m^3/min = 10 min = 600 s
Gir $k\tau$ = 600 s * 0.003 s^{-1} = 1.8
Innsatt: : $X_A= 1.8/(1- 1.8) = 0.643$ (64.3 %)

c) PFR

Massebalansen gir $V = F_{A0}\int_0^X \frac{dX}{-r_A}$, innfører hast.lign. og $\tau=V/ v_0$, gir:

$$k\tau = \int_0^X \frac{dX}{(1-X_A)} = \ln\frac{1}{1-X_A}$$

gir $X_A = 1-e^{-k\tau}$
Innsatt $k\tau$ = 600 s * 0.003 s^{-1} = 1.8 gir X_A = 0.835 (83.5%)

(Omsetningsgraden større i PFR enn i CSTR, som forventet for en reaksjon med orden >0)