Saknar sista uppgifternas lösning

Uppgift 1 (materialbalans, recirkulationsreaktor) 5 poäng

Till en reaktor för framställning av ammoniak enligt reaktionsformeln

$$N_2 + 3\,H_2 \rightarrow 2\,NH_3$$

tillföres stökiometriska mängder av kväve och väte i det färska inflödet. Utöver kväve och väte innehåller det färska inflödet 0,3 % (molprocent) argon, som ej undergår någon reaktion i processen. Omsättningsgraden i reaktorn är 10 procent. Bildad ammoniak separeras fullständigt genom kondensering och inga okondenserade gaser, dvs N_2, H_2 och Ar, medföljer den kondenserade ammoniaken. Den okondenserade gasen uppdelas i två strömmar. Den ena av dessa återför gasen till reaktorns inflöde; den andra är en avtappningström, som bortför så mycket gas ur systemet att ingen upplagring av argon sker. Den högsta argonhalt som tolereras i inflödet är 0,5%. Beräkna hur stor gasmängd som måste avtappas i förhållande till den gasmängd som går ut från kondensorn.

Uppgift 2 (ideala reaktorer) 5 poäng

Föreningen A reagerar i gasfas under bildning av föreningarna X, B och Y enligt schemat:

$$A \rightarrow X, \quad r_1 = k_1$$

$$A \rightarrow B, \quad r_2 = k_2 c_A$$

$$A \rightarrow Y, \quad r_3 = k_3 c_A^2$$

Föreningen B är den önskvärda produkten, medan X och Y är allvarliga miljögifter som är dyra att eliminera. Beräkna reaktorvolymen av den reaktor (ideal tubreaktor eller ideal tankreaktor) som vid omsättningsgraden $x_A = 0{,}90$ ger det högsta utbytet av B.

Reaktorn arbetar isobart vid trycket 4 bar och isotermt vid temperaturen 237°C. Reaktorinflödet består av rent A och inflödeshastigheten är 1 mol A/s vid ovanstående betingelser. Vid dessa gäller

$$k_1 = 0{,}0005 \text{ kmol m}^{-3}\text{ s}^{-1}$$

$$k_2 = 1 \text{ s}^{-1}$$

$$k_3 = 60 \text{ m}^3\text{ kmol}^{-1}\text{ s}^{-1}$$

Uppgift 3 (ideal tubreaktor med recirkulation) 5 poäng

Eten (C_2H_4) framställes i industriell skala genom termisk krackning av etan (C_2H_6) enligt reaktionsformeln

$$C_2H_6 \rightarrow C_2H_4 + H_2$$

Reaktionen är reversibel, men vi bortser från detta i föreliggande uppgift. Likaså bortser vi från alla bireaktioner. Etanet spädes med vattenånga och får passera en tubreaktor som kan anses vara ideal. Vattenångan deltar ej i reaktionen utan medverkar till att hålla tillbaka bireaktionerna genom att partialtrycket av etan sänkes och verkar dessutom som ett värmeöverförande medium. Reaktionen i det aktuella problemet sker isotermt vid 900°C och isobart vid 1,4 bar. Inflödeshastigheten av etan i det färska inflödet är 20 ton/h. Etanet spädes med vattenånga i proportionerna 0,6 mol vatten till 1 mol etan i det färska inflödet. Utflödet från reaktorn delas upp i två lika stora flöden; ett produktflöde och ett recirkulationsflöde. Det senare återför utan någon separation samtliga komponenter i detta flöde till reaktorinflödet. Omsättningsgraden med avseende på etan över reaktorn är 0,3. Kinetiska undersökningar i laboratorieskala har visat att krackningen av etan kan skrivas

$$r = k_c\, c_{etan}$$

Vid 900°C och 1,4 bar gäller att $k_c = 12{,}8\ s^{-1}$. Molvikten för etan är 30 kg/kmol.
Beräkna reaktorns volym.

Uppgift 4 (uppehållstidsfördelning) 5 poäng

Ett nollte ordningens förlopp genomförs kontinuerligt i en ideal tankreaktor. Det reagerande systemet består av en emulsion, vilket innebär att flödet är segregerat.

Följande driftsbetingelser råder:

Reaktantkoncentration i inflödet:	1 kmol/m³
Medeluppehållstid i reaktorn:	100 s
Hastighetskonstant:	$9 \cdot 10^{-3}$ kmol/(m³·s)

Problem:

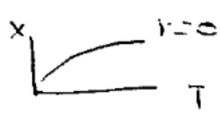
Beräkna omsättningsgraden i utflödet. Gör samma beräkning för det fall att emulsionen bryts så att mikroblandning erhålles. Samma reaktionsbetingelser vad beträffar inflödeskoncentration och hastighetskonstant anses gälla för de båda fallen.

Uppgift 5 (beskrivande) **OBS! Ej för Kb-studenter** 10 poäng

a) Hur och varför inför man T_{ref} i värmebalanser? Hur påverkar valet av T_{ref} den beräknade temperaturen ut från reaktorn? 1 p. 1 p. 2 p.

b) Diskutera varför man kan, med hjälp av ett lämpligt val av återflöde, öka reaktorkapaciteten i en ideal tubreaktor då den kemiska reaktionen går genom ett maximum med ökande omsättningsgrad. 2 p.

c) För en endoterm jämviktsreaktion, visa i ett X-T diagram: 3 p.



c1. jämviktskurvan 1,5 p.

c2. driftslinjen för en adiabatiskt arbetande reaktor samt några hastighetskonturer med angivande av det inbördes läget för $r_1 > r_2 > r_3$. 1,5 p.

d) För isoterma och icke-isoterma processer, redogör vad som krävs av material- och värmebalanserna för att man skall få mer än en stationär driftspunkt. 3p.

Uppgift 6 (beskrivande) **OBS! Endast för Kb-studenter** 10 poäng

a) Hur och varför inför man T_{ref} i värmebalanser? Hur påverkar valet av T_{ref} den beräknade temperaturen ut från reaktorn? 2p.

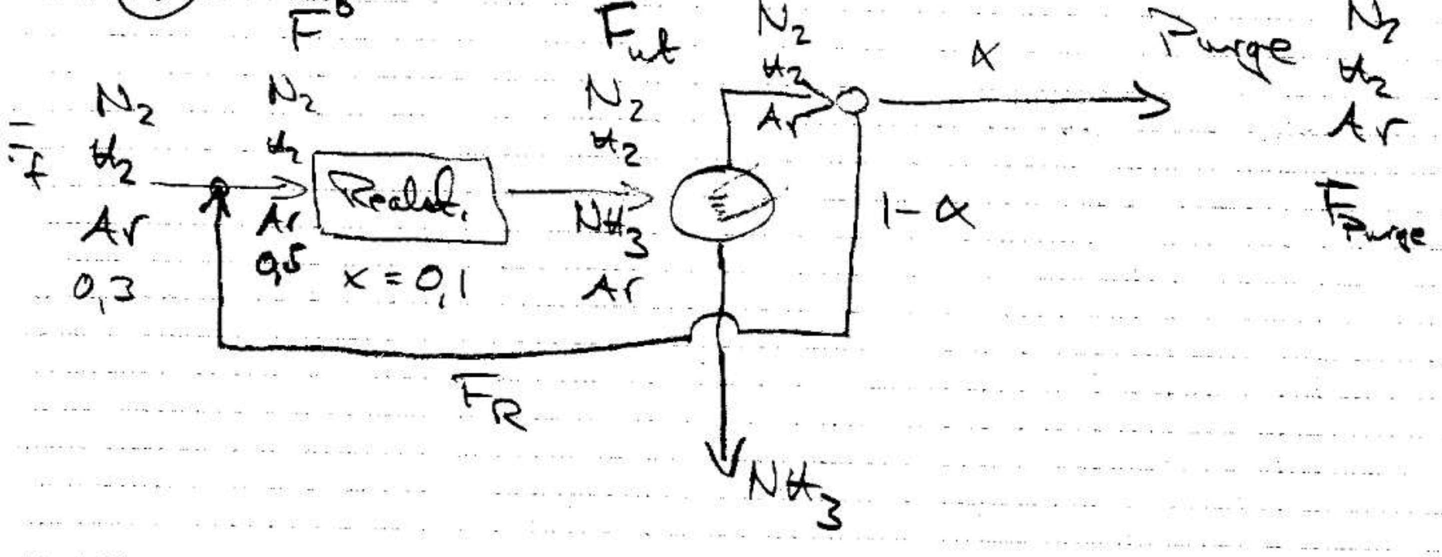
b) Diskutera varför man kan, med hjälp av ett lämpligt val av återflöde, öka reaktorkapaciteten i en ideal tubreaktor då den kemiska reaktionen går genom ett maximum med ökande omsättningsgrad. 2p.

c) Vid undersökning av strömningsförhållanden i reella reaktorer används vanligtvis puls- eller stegmetoden. Redogör principerna för dessa metoder. Vad är lättast att bestämma från dessa experimentella försök, medeluppehållstiden eller variansen? 3p.

d) För katalytiska gas-vätske reaktioner diskutera för- och nackdelar med pluggflödesreaktorer av fastbäddtyp och kontinuerligt omrörd reaktor. 3p.

98-08-22

(1)



$F_f = 100$ mol/s

$F_{Ar f} = 0,3$ mol/s

$F_{N_2 f} = \frac{1}{4}\cdot(100-0,3) = 24,925$ mol/s

$F_{H_2 f} = \frac{3}{4}(100-0,3) = 74,775$ mol/s

Tot

Ar: $F_{Arf} - F_{Ar Pur} = 0 \Rightarrow F_{ArPur} = 0,3$ mol/s

N_2: $F_{N_2 f} - F_{N_2 Pur} - R = 0$

H_2: $F_{H_2 f} - F_{H_2} - 3R = 0$

$$F_R = \frac{1-\alpha}{\alpha} \cdot F_{Pur}$$

$$F_{Ar R} = \frac{1-\alpha}{\alpha} \cdot F_{Ar Pur} = \frac{1-\alpha}{\alpha} \cdot 0,3 \text{ mol/s}$$

Blandn.pkt.

$$F^0_{Ar} = F_{Arf} + \underbrace{F_{ArR}}_{(1-\alpha)F_{Ar ut}} = 0,3 + \frac{1-\alpha}{\alpha}\cdot 0,3 = \frac{0,3}{\alpha}$$

$$= 0,3 + (1-\alpha)F_{Ar\ ut}$$

$$F^{\circ}_{N_2} = F_{N_2 f} + \underbrace{F_{N_2 R}}_{(1-\alpha)F_{N_2 ut}} = 24,925 + (1-\alpha)F_{N_2 ut} \quad (1)$$

$$F^{\circ}_{H_2} = F_{H_2 f} + (1-\alpha)F_{H_2 ut} = 74,775 + (1-\alpha)F_{H_2 ut} \quad (2)$$

Reaktor

$$F^{\circ}_{N_2} - F_{N_2 ut} - R = 0$$
$$F^{\circ}_{H_2} - F_{H_2 ut} - 3R = 0$$
$$F^{\circ}_{Ar} - F_{Ar\, ut} = 0$$

In i (1) och (2) [Bl.pkt + reaktor]

$$F^{\circ}_{N_2} = 24,925 + (1-\alpha)(F^{\circ}_{N_2} - R) \quad (*)$$
$$F^{\circ}_{H_2} = 74,775 + (1-\alpha)(F^{\circ}_{H_2} - 3R)$$
$$F^{\circ}_{Ar} = 0,3 + (1-\alpha)F^{\circ}_{Ar}$$

Oms. grad

$$F^{\circ}_{N_2} X = R$$

$$F^{\circ}_{tot} = F^{\circ}_{N_2} + F^{\circ}_{H_2} + F^{\circ}_{Ar} = 99,7 + (1-\alpha)(F^{\circ}_{N_2} - F^{\circ}_{N_2}X)$$
$$+ (1-\alpha)(F^{\circ}_{H_2} - 3F^{\circ}_{N_2}X) + 0,3 + (1-\alpha)F^{\circ}_{Ar}$$

$$F_{tot}^{\circ} = 100 + (1-\alpha)\left[F_{tot}^{\circ} - 4F_{N_2}^{\circ}x\right]$$

$$F_{tot}^{\circ}(1-1+\alpha) = 100 - (1-\alpha)4F_{N_2}^{\circ}x \quad (3)$$

~~sätt in omsgrad i (*) ⇒~~

$$F_{N_2}^{\circ} = 24{,}925 + (1-\alpha)F_{N_2}^{\circ}(1-x)$$

$$F_{N_2}^{\circ}\left(1-(1-\alpha)(1-x)\right) = 24{,}925 \quad (4)$$

~~sätt in (4) i (3) ⇒~~

$$F_{tot}^{\circ}\alpha = 100 - (1-\alpha)4 \cdot \frac{24{,}925}{1-(1-\alpha)(1-x)} \cdot x$$

Ideal

$$\frac{F_{Ar}^{\circ}}{F_{tot}^{\circ}} = \frac{\frac{0{,}3}{\cancel{\alpha}}}{\frac{100-(1-\alpha)4 \cdot \frac{24{,}925}{1-(1-\alpha)(1-x)} \cdot x}{\cancel{\alpha}}} = 0{,}005$$

$$\Rightarrow \alpha = \underline{\underline{0{,}13}}$$

$$F_{N_2}^{\circ} = 114{,}86$$

$$F_{H_2}^{\circ} = 344{,}59$$

$$F_{Ar}^{\circ} = 2{,}308$$

$$R = 11\ 486$$

$$0{,}3 = 0{,}5 - \frac{(1-\alpha)\cdot 0{,}4985}{1-(1-\alpha)(1-x)} \cdot x$$

$$\frac{(1-\alpha)\cdot 0{,}4985 \cdot x}{1-(1-\alpha)(1-x)} = 0{,}2$$

$$(1-\alpha)\, 0{,}4985x = 0{,}2 - 0{,}2(1-\alpha)(1-x)$$

$$(1-\alpha)\big(0{,}4985x + 0{,}2(1-x)\big) = 0{,}2$$

$$1-\alpha = \frac{0{,}2}{0{,}4985x + 0{,}2(1-x)} = \frac{0{,}2}{0{,}4985\cdot 0{,}1 + 0{,}2\cdot 0{,}9}$$

$$= 0{,}8701$$

$$\Rightarrow \alpha = 0{,}1299 \approx \underline{0{,}13}$$

$$\left.\begin{aligned} F_{f\,N_2} &= 24{,}925 \\ H_2 &= 74{,}775 \\ Ar &= 0{,}3 \end{aligned}\right\} 100$$

$$\left.\begin{aligned} F^{0}_{N_2} &= 114{,}925 \\ H_2 &= 344{,}775 \\ Ar &= 2{,}3101 \end{aligned}\right\} 462{,}0101$$

$$\left.\begin{aligned} F_{ut\,N_2} &= 103{,}4325 \\ H_2 &= 310{,}2975 \\ Ar &= 2{,}3101 \end{aligned}\right\} 416{,}0401$$

$$\left.\begin{aligned} F_{purge\,N_2} &= 13{,}4325 \\ H_2 &= 40{,}2975 \\ Ar &= 0{,}3 \end{aligned}\right\} 54{,}03$$

$$\left.\begin{aligned} F_{R\,N_2} &= 90{,}00 \\ H_2 &= 270{,}00 \\ Ar &= 2{,}0101 \end{aligned}\right\} 362{,}0101$$

$$R = 11{,}4925$$

$$\alpha = 0{,}1299$$

Problem 2.

$A \rightarrow X \quad r_1 = k_1 \quad k_1 = 0.5\ mol/(m^3 s)$

$A \rightarrow B \quad r_2 = k_2 \cdot c_A \quad k_2 = 1\ s^{-1}$

$A \rightarrow Y \quad r_3 = k_3 \cdot c_A^2 \quad k_3 = 0.06\ m^3/(mol\, s)$

$T = 510\ K$

$P = 4 \cdot 10^5\ Pa$

$F_{Af} = 1\ mol/s$

$x_A = 0.9$

$$c_{Af} = P/RT = \frac{4 \cdot 10^5}{8.314 \cdot 510} = 94.33\ mol/m^3$$

$$c_A^{ut} = c_{Af}(1 - x_A) = 9.433\ mol/m^3$$

$$q = \frac{F_{Af}}{c_{Af}} = 0.0106\ m^3/s$$

Balanser över reaktorvolymen dV_r:

$$\left.\begin{aligned} q\frac{dc_A}{dV_r} &= -(r_1 + r_2 + r_3) \\ q\frac{dc_B}{dV_r} &= r_2 \end{aligned}\right\} \text{ ger samband mellan } c_A \text{ och } c_B.$$

$$\frac{dc_B}{dc_A} = -\frac{r_2}{r_1 + r_2 + r_3} = -\frac{k_2 c_A}{k_1 + k_2 c_A + k_3 c_A^2} = f(c_A)$$

$$c_{B\,tub} = \int_{c_A^{ut}}^{c_{Af}} \frac{k_2 c_A}{k_1 + k_2 c_A + k_3 c_A^2}\, dc_A = \int_{c_A^{ut}}^{c_{Af}} f(c_A)\, dc_A$$

$$c_{B\,tank} = \frac{k_2 c_A^{ut}(c_{Af} - c_A^{ut})}{k_1 + k_2 \cdot c_A^{ut} + k_3 (c_A^{ut})^2} = f(c_A^{ut})(c_{Af} - c_A^{ut})$$

Plotta $\frac{dc_B}{dc_A} = f(c_A)$ mot c_A !

Plotten visar att:

ytan under kurvan $f(c_A)$ mellan gränserna c_{Af} och c_A^{ut} ger $c_{B tub}$

~~V~~ Rektangelytan med höjden $f(c_A^{ut})$ ger $c_{B tank}$

$\therefore$ $c_{B tank} > c_{B tub}$

Tankreaktorvolym:

$$V_{tank} = \frac{F_{Af} \cdot x_A}{k_1 + k_2 \cdot c_A^{ut} + k_3 (c_A^{ut})^2} = \underline{\underline{0.0598\ m^3}}$$

Konc. av B:

$$c_B^{ut} = k_2 \cdot \frac{V_1}{q} \cdot c_A^{ut} = \underline{\underline{52.44\ mol/m^3}}$$

$F_B^{ut} = 0.5554\ mol/s$

Tubreaktorvolym:

$$V_{tub} = q \cdot \int_{c_A^{ut}}^{c_{Af}} \frac{dc_A}{k_1 + k_2 \cdot c_A + k_3 \cdot c_A^2} = 0.0089\ m^3$$

$$c_{B tub}^{ut} = \int_{c_A^{ut}}^{c_{Af}} \frac{k_2 c_A}{k_1 + k_2 c_A + k_3 c_A^2}\, dc_A = 23.95\ mol/m^3$$

$F_B^{ut} = 0.2538\ mol/s$

Integraler:

$$\int \frac{dx}{a+bx+cx^2} = \frac{1}{\sqrt{-q}} \ln \frac{2cx+b-\sqrt{-q}}{2cx+b+\sqrt{-q}} \quad (q<0)$$

$$q = 4ac - b^2$$

$$\int \frac{x\,dx}{a+bx+cx^2} = \frac{1}{2c} \ln (a+bx+cx^2) - \frac{b}{2c}\int \frac{dx}{a+bx+cx^2}$$

– Teknikparkens Konferenscenter –

$$F_B = k_2 \int c_A$$

$$dF_B = k_2\, c_A\, dV_2$$

$$dV_2 = -\frac{q\, dc_A}{r_1+r_2+r_3} =$$

$$dF_B = -\frac{k_2 q \cdot c_A\, dc_A}{r_1+r_2+r_3} = \left|\, k_2 q \int_{c_A^{ut}}^{c_{Af}} \frac{c_A\, dc_A}{r_1+r_2+r_3} = F_B\right.$$

$\cancel{dF_B =}$

$$dV_2 = -\frac{dF_A}{r_1+r_2+r_3} = \frac{F_{Af}\, dx_A}{\Sigma r_i}$$

$$dF_B = k_2 \cdot c_{Af}(1-x_A)\,\frac{F_{Af}\, dx_A}{\Sigma r_i}$$

$$F_B = k_2\, c_{Af}\, \frac{F_{Af}}{q \cdot c_{Af}} \int \frac{(1-x_A)\, dx_A}{\Sigma r_i}$$

$$k_2 V_2 = \int \frac{dF_B}{c_A} = \frac{F_{Af} \cdot RT}{P} \int \frac{dF_B}{F_A}$$

$$c_A = \frac{F_A}{F_{Af}} \cdot c_{Af} = \frac{F_A}{F_{Af}} \cdot \frac{P}{RT}$$

Teknikparkens Konferenscenter
Chalmers Teknikpark
Sven Hultins gata 9
S-412 88 GÖTEBORG

Telefon 031-772 42 42

Telefax 031-772 42 40

```
% KRTgk  Tentamen 98-08-22    Uppgift 2

clear all
close all
global k1 k2 k3

%  Ideala reaktorer

% Rekationer:  A --> X      r1 = k1
%              A --> B      r2 = k2*cA
%              A --> Y      r3 = k3*CA^2


% DATA

k1=0.5;       % hast.konst.      mol m-3 s-1
k2=1;         % hast.konst.      s-1
k3=0.06;      % hast.konst.      m3 mol-1 s-1
FAf=1.0;      % molflödeshast.   mol s-1
xA=0.9;       % omsättningsgrad
  1e5;        % totaltryck       Pa
T=510;        % temperatur       K
R=8.314;      % gaskonstant      m3 Pa mol-1 K-1
cAf=P/R/T;
cAut=cAf*(1-xA);
  FAf/cAf;

% Samband mellan koncentrationerna av A och B.
% fBA=dcB/dcA=r2/(r1+r2+r3)
cA=0:1:100;
cA12=[cAut,cAf];
fBA=k2*cA./(k1+k2*cA+k3*cA.^2);
fBA12=k2*cA12./(k1+k2*cA12+k3*cA12.^2);
figure(1)
plot(cA,fBA,cA12,fBA12,'*'),xlabel('cA'),ylabel('dcB/dcA'),title('dcB/dcA vs cA')
hold on
plot([cA12(1) cA12(1)],[0 fBA12(1)],[cA12(2) cA12(2)],[0 fBA12(1)])
hold on
plot([cA12(1) cA12(2)],[fBA12(1) fBA12(1)])
gtext('cAut'),gtext('cAf'),gtext('rektangelyta=cBtank'),gtext('underkurva-yta=cBtub')
% Tankreaktor

% Reaktorvolym
Vtank=FAf*xA/(k1+k2*cAut+k3*cAut^2)

  3-konc
cBtank=k2*cAut*Vtank/q


% Tubreaaktor

%Reaktorvolym
Int1=quad('int19808',cAut,cAf);
Vtub=q*Int1
% B-konc.
Int2=quad('int29808',cAut,cAf);
cBtub=Int2


%-----------------------------------------------------------

% SVAR:  Tankreaktorvolym  =  0.0598 m3   cBtank  =  52.44 mol m-3

%        Tubreaktorvolym   =  0.0089 m3   cBtub   =  23.95 mol m-3
```

$F_B = 0,5554$ mol/s

$F_B = 0,2538$ mol/s

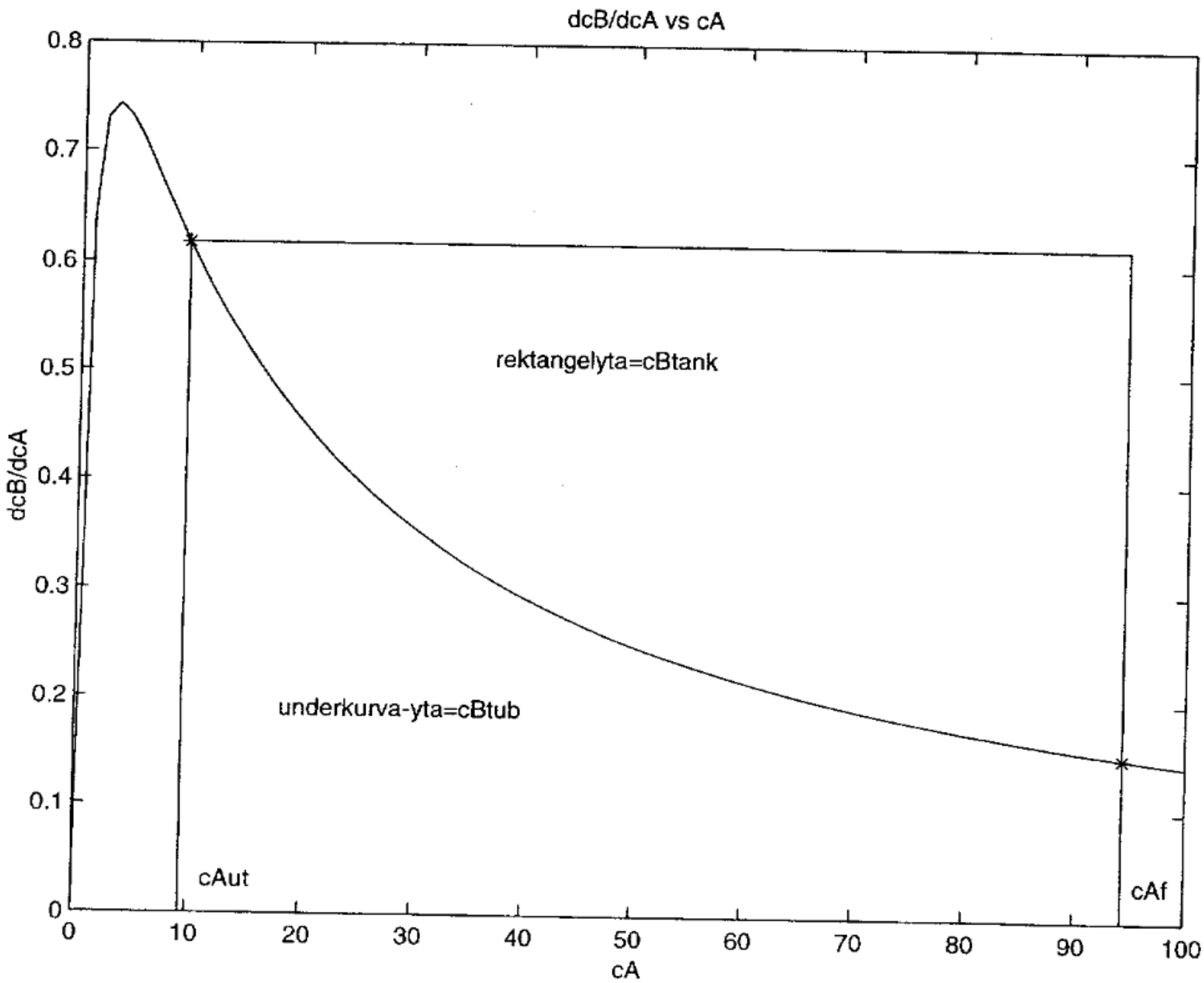
$c_{Af} = 94,33$ mol/m^3

$c_{Aut} = 9,433$ mol/m^3

$q = 0,0106$ m^3/s

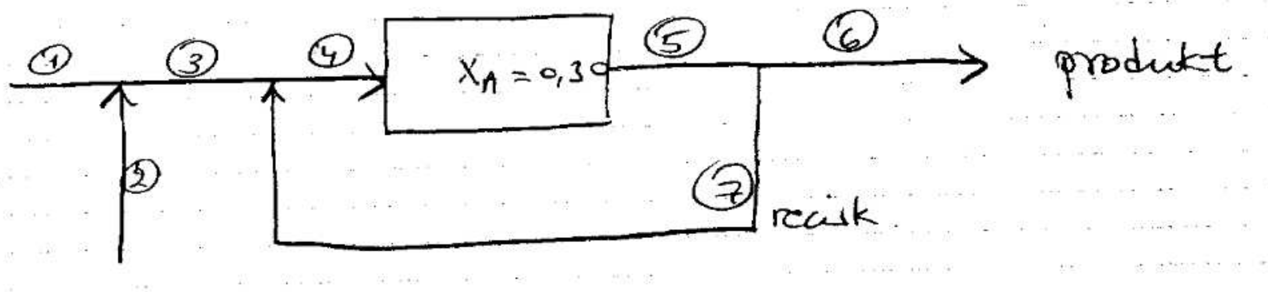
```
function Int2=int29808(cA)
global k1 k2 k3
Int2=k2*cA./(k1+k2*cA+k3*cA.^2);
```

```
function Int1=int19808(cA)
global k1 k2 k3
Int1=1./(k1+k2*cA+k3*cA.^2);
```


dcB/dcA vs cA
0.8
0.7
0.6
0.5
0.4
0.3
0.2
0.1
0
dcB/dcA
0
10
20
30
40
50
60
70
80
90
100
cA
rektangelyta=cBtank
underkurva-yta=cBtub
cAut
cAf

3) Uppgift 3 Tenta 980822 Tub med recirkulation (1)

... omsättningsgraden över reaktorn är 0,3 med avseende på etan i reaktorinflödet..



$$F_{A1} = \frac{20\,000}{3600} \cdot \frac{1}{30} \ \frac{kg}{s} \cdot \frac{kmol}{kg} = 0{,}1852 \ \frac{kmol}{s}$$

$$F_{A3} = F_{A1}$$

$$F_{A5} = (1-0{,}3) \cdot F_{A4}$$

$$F_{A6} = F_{A7} = 0{,}5 \cdot F_{A5} = 0{,}5 \cdot (1-0{,}3) \cdot F_{A4}$$

$$F_{A4} = F_{A3} + F_{A7} = 0{,}1852 + 0{,}5(1-0{,}3) \cdot F_{A4}$$

$$\Rightarrow \quad F_{A4} = \frac{0{,}1852}{1-0{,}5(1-0{,}3)} = 0{,}2849 \ \frac{kmol}{s}$$

$$\Rightarrow F_{A5} = 0{,}7 \cdot 0{,}2849 = 0{,}1994 \ \frac{kmol}{s}$$

$$F_{A6} = F_{A7} = 0{,}0997 \ \frac{kmol}{s}$$

MB map A över dV_r

$$F_{A4}(1-x) - F_{A4}(1-x-dx) - r\,dV_r = 0 \quad \left[\frac{kmol}{s}\right.$$

$$F_{A4}\,dx = r\,dV_r$$

$$\frac{V_r}{F_{A4}} = \int_0^{0{,}3} \frac{dx}{r} = \int_0^{0{,}3} \frac{1}{k_c' c_A}\,dx$$

Uttryck C_A mha molflöden!

$$C_A = \frac{F_A}{F_{tot}} \cdot \frac{P}{RT}$$

Sök F_B och F_C!

$$F_B(5) = F_B(4) + \left(F_A(4) - F_A(5)\right) = F_B(4) + 0{,}0855$$

$$F_B(7) = 0{,}5 \cdot F_B(5) = 0{,}5 \cdot F_B(4) + 0{,}5 \cdot 0{,}0855$$

$$F_B(4) = F_B(7) = 0{,}5 \cdot F_B(4) + 0{,}5 \cdot 0{,}0855$$

$$F_B(4) = \frac{\cancel{0{,}5} \cdot 0{,}0855}{\cancel{0{,}5}} = 0{,}0855$$

$$F_C(4) = F_B(4) \qquad R = 0{,}0855$$

I reaktorn gäller

$$\begin{cases} F_A = F_A(4)\,(1-x) \\ F_B = F_B(4) + F_A(4) \cdot x \\ F_C = F_C(4) + F_A(4) \cdot x \\ F_{H_2O} = \quad - \quad + F_{H_2O}(7) \end{cases}$$

Se (4)

$$F_{tot} = F_A(4) + F_B(4) + F_C(4) + F_{H_2O} + \underline{F_A(4) \cdot x}$$

3

$$V_r = F_A④ \cdot \int_0^{0,3} \frac{1}{k_c \cdot C_A} \, dx =$$

$$= F_A④ \int_0^{0,3} \frac{1}{k_c \cdot 10^{-3} \frac{F_A④ (1-x)}{F_A④ (1+x) + F_B④ + F_C④ + F_{H_2O}} \cdot \frac{P}{RT}} \, dx$$

omvandla $C_A \left[\frac{mol}{m^3}\right]$ till $\left[\frac{kmol}{m^3}\right]$

$$= \frac{F_A④ \cdot RT}{10^{-3} k_C \, P \cdot F_A④} \int_0^{0,3} \frac{F_A④ (1+x) + F_B④ + F_C④ + F_{H_2O}}{(1-x)} \, dx$$

$$= A \cdot \int_0^{0,3} \frac{0,2849 \, (1+x) + 0,0855 + 0,0855 + 0,2222}{(1-x)} \, dx$$

$$= A \int_0^{0,3} \frac{0,6781 + 0,2849x}{1-x} \, dx =$$

$$= \left\{ \beta \text{ nr } 50 \atop \text{sid } 144 \right\} = A \cdot \left[\frac{0,2849 \cdot x}{-1} - \frac{0,963}{1^2} \ln|1-x| \right]_0^{0,3}$$

$$= A \left[\frac{0,2849 \cdot 0,3}{-1} - \frac{0,963}{1} \ln(1-0,3) + 0 + 0 \right]$$

$$A \cdot \left[-0,08547 + 0,3435 \right] = A \cdot 0,25801$$

$$A = \frac{\cancel{F_A④} RT}{10^{-3} k_c \, P \cdot \cancel{F_A④}} = \frac{8,3145 \cdot (900 + 273)}{10^{-3} \cdot 12,8 \cdot 1,4 \cdot 10^5} = 5,44$$

$$V_r = A \cdot \int = 5,44 \cdot 0,25801 = \underline{\underline{1,40 \text{ m}^3}}$$

Vatten

F_{H_2O} igenom reaktorn =

$= F_{H_2O}(4) = F_{H_2O}(3) + F_{H_2O}(7)$

$F_{H_2O}(3) = 0{,}6 \cdot 0{,}1852 = 0{,}1111 \ \frac{kmol}{s}$

$F_{H_2O}(5) = F_{H_2O}(4)$

$F_{H_2O}(7) = 0{,}5 \ F_{H_2O}(5) = 0{,}5 \cdot F_{H_2O}(4)$

$\Rightarrow F_{H_2O}(4) = F_{H_2O}(3) + 0{,}5 \cdot F_{H_2O}(4)$

$\Rightarrow F_{H_2O}(4) = \frac{F_{H_2O}(3)}{0{,}5} = \frac{0{,}1111}{0{,}5} = 0{,}2222 \ \frac{kmol}{s}$

(4) $r = k$ segr. flöde id. tank

$C_A^0 = 1$ kmol/m³

$\langle t \rangle = 100$ s

$k = 9 \cdot 10^{-3}$ kmol/m³s

sökt. X^{ut} v. segr. flöde X^{ut} v. mikro bl.

m. c_A^0, k

~~id. tank~~

id tank MB emulsion vätska mikrobl.

$$qC_A^0 - qC_A - k \cdot V = 0 \quad 1$$

$$(C_A^0 - C_A^0(1-x)) = k\tau \Rightarrow$$

$$C_A^0 X = k\tau \Rightarrow$$

$$X = \frac{k\tau}{C_A^0} = \frac{9 \cdot 10^{-3} \cdot 100}{1} = 0{,}9$$

Segr $C(t) = c_0 - k \cdot t^1$ | $c=0$ v. $t = \frac{c_0}{k}$ | id. tank $E = \frac{1}{\tau} e^{-t/\tau}$

$$\langle c \rangle = \int_0^\infty C E \, dt = (C_0 - kt) E \, dt$$

$$= \int_0^\infty (C_0 - kt) \frac{1}{\tau} e^{-t/\tau} dt = \int_0^{C_0/k} (C_0 - kt) \frac{1}{\tau} e^{-t/\tau} dt + 1$$

$$= C_0 - k\tau + e^{-C_0/k\tau} \cdot k\tau = 1 - 9 \cdot 10^{-3} \cdot 100$$

$$+ 0.9 e^{-1/0.9} = 0.396$$

$$X = 1 - \frac{\bar{c}}{c_A^0} = 1 - \frac{0.396}{1} = 0.604$$

$$\int x e^{ax}\,dx = \frac{e^{ax}}{a^2}(ax-1)$$

$$\frac{1}{\tau}\int_0^{c_0/k} (c_0 - kt)\, e^{-t/\tau}\, dt = \frac{1}{\tau}\int_0^{c_0/k} (c_0 e^{-t/\tau} - kte^{-}$$

$$= \frac{1}{\cancel{\tau}}\left[c_0 \cdot -\cancel{\tau}\cdot e^{-t/\tau} - k\tau\underline{e^{-t/\tau}}\left(\frac{-1}{\tau}t - 1\right)\right]_0^{c_0/k}$$

$$= -c_0 e^{-\frac{c_0}{k\tau}} - k\tau e^{-\frac{c_0}{k\tau}}\left(-\frac{c_0}{k\tau} - 1\right)$$

$$-\left(-c_0 - k\tau\cdot(-1)\right) =$$

$$e^{-\frac{c_0}{k\tau}}\left(-c_0 + k\tau\left(\frac{c_0}{k\tau} + 1\right)\right) + c_0 - k\tau$$

$$= e^{-c_0/k\tau}\cdot k\tau + c_0 - k\tau$$