

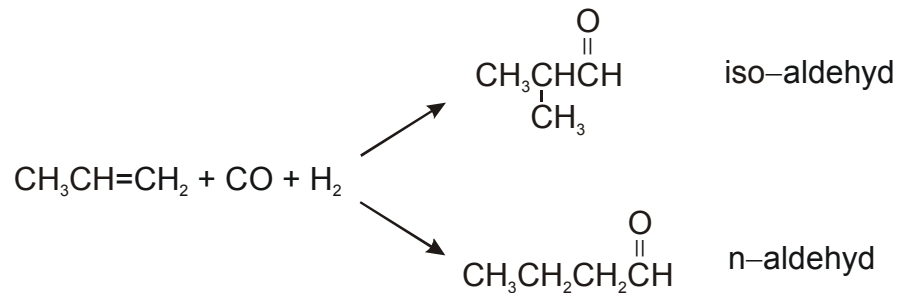


CHALMERS TEKNISKA HÖGSKOLA

Institutionen för kemi- och bioteknik

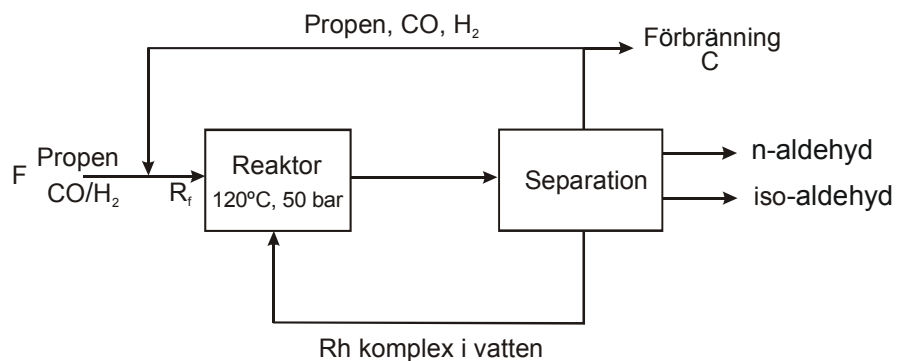
KURSNAMN	Grundläggande kemiteknik, KAA 145, KAA 146	<i>Med förslag till lösningar av beräkningsuppgifter</i>	
PROGRAM: namn åk / läsperiod	Civilingenjörsprogram kemiteknik Civilingenjörsprogram kemiteknik med fysik årskurs 2 läsperiod 3 & 4		
EXAMINATOR	Krister Ström		
TID FÖR TENTAMEN LOKAL	Fredag 22 augusti, kl 08.30-12.30 V		
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 tentamenstenesen)		
ANSV LÄRARE: namn telnr besöker tentamen	Derek Creaser 772 3023 ca. kl. 09.30	Krister Ström 772 5708 ca. kl. 10.30	Lennart Elmeroth 772 3015 ca. kl. 10.30
DATUM FÖR ANSLAG av resultat samt av tid och plats för granskning	Svar till beräkningsuppgifter anslås måndag 25 augusti på kurshemsidan på studieportalen. Resultat på tentamen anslås tidigast torsdag 11 september efter kl 12.00. Granskning måndag 15 samt torsdag 18 september kl. 12.30-13.00 i seminarierummet forskarhus 2 plan.		
ÖVRIG INFORM.	Tentamen består av teoriproblem till ca 40 % och resten beräkningsuppgifter. Nio uppgifter totalt på tentamen. Poäng på respektive uppgift finns noterat i tentamenstenesen. 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 <u>ej</u> 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 49-60p.		

Uppgift 1. Butyraldehyd framställs genom hydroformylering av propen med syntesgas (CO/H₂ blandning). Reaktionen ger både den linjära (n-aldehyd) och den grenade (iso-aldehyd) isomeren:



Reaktionen utföres i vätskefas i en väl omrörd tankreaktor vid 120°C och 50 bar. Den katalyseras av ett rodiumkomplex: HRh(CO)L₂ (L = sulfonerade trifenylfosfinligander). De polära liganderna i Rh-komplexet gör det mycket vattenlösligt, men endast obetydligt lösligt i organiska vätskor. I en separationsprocess efter reaktorn:

- Återvinns reaktanterna och recirkuleras till reaktorinflödet, men en del används också som bränsle och går till förbränning.
- Produceras varje butyraldehydisomer i hög renhet.
- Återvinns Rh-katalysatorn löst i vatten och recirkuleras till reaktorn.



Reaktorinflödet R_f har sammansättningen H₂/CO/propen = 1:1:3 (molförhållande). Omsättningen av syntesgas över reaktorn (mellan reaktorinflöde, R_f och reaktorutflödet) är 60 %. I reaktorutflödet är molförhållandet n-isomer/iso-isomer = 2:1. Slutligen är molförhållandet av förbränningsflöde och färskt inflöde C/F = 0.1.

- Beräkna sammansättningen av färskt inflödet, F.
- Hur många mol n-aldehydprodukt framställs per mol tillförd propen till processen?
- Rita ett flödesschema för en effektiv design av separationsanläggningen och ange approximativa operationsbetingelser (tryck, temperatur etc.) för varje processenhet.

Vänd

Givna data:

	Koktpunkt (°C) vid 1 atm	Smältpunkt (°C) vid 1 atm
CO	-192	-205
H ₂	-253	-259
Propen	-48	-185
iso-butyaldehyd	63	-66
n-butyaldehyd	85	-99
H ₂ O	100	0

Vatten har låg löslighet i organiska vätskor och dess kokpunkt- och smältpunkter påverkas ej av Rh-katalysatorn.

(12p)

Uppgift 2. En gasfasreaktion $2A + 3B \rightarrow C + 2D$ sker i en ideal tankreaktor.

Reaktionshastigheten skrivs:

$$r = kC_A C_B$$

Inflödet består av enbart A och B.

Använd enbart följande storheter:

F_{Af}, F_{Bf}	Molära inflödes hastigheter av A och B (mol s^{-1})
X_A	Omsättning av A
$C_{PA}, C_{PB}, C_{PC}, C_{PD}$	Komponenternas temperaturberoende värmekapaciteter ($\text{J mol}^{-1} \text{K}^{-1}$)
T	Utfloedestemperatur (K)
T_f	Inflödestemperatur (K)
T_{ref}	Referenstemperatur (K)
$\Delta H_R(T_{ref})$	Reaktionsentalpi vid T_{ref} (J mol^{-1})
P	Tryck (Pa)
R	Ideal gaskonstant ($\text{Pa m}^3 \text{mol}^{-1} \text{K}^{-1}$)
V	Reaktorvolym (m^3)
k	Hastighetskonstant ($\text{m}^3 \text{mol}^{-1} \text{s}^{-1}$)

och ställ upp :

- Materialbalans för A.
- Materialbalans för D.
- Värmebalans för reaktorn.

(8p)

Uppgift 3. En anläggning för tillverkning av produkten R ur reaktanten A med hjälp av reaktionen $A \rightarrow R$ består av en ideal tankreaktor och en i serie med reaktorn

Vänd 

kopplad separator, som separerar produkten R från oreagerad reaktant A. Separationen sker fullständigt och oreagerad A återföres till reaktorns inflöde. Det färska inflödet består enbart av A (inget lösningsmedel) och koncentrationen av A i detta flöde uppgår till 1 kmol m^{-3} . Kostnaden för A är 1 €/kmol . Koncentrationen av A i återflödet är också 1 kmol m^{-3} . Driftkostnaden för reaktorn är $8 \text{ €} + 0.01 \text{ €/m}^3$ reaktorvolym och driftkostnaden för separatoren är $8 \text{ €} + 0.1 \text{ €/m}^3$ ingående flöde till separatoren.

Man önskar framställa $100 \text{ kmol R h}^{-1}$. Vad blir den lägsta kostnaden för framställning av $100 \text{ kmol R h}^{-1}$? Densiteten i flöderna är oberoende av sammansättningen.

Givna data:

Hastighetsekvation: $r = kC_A C_R$

Hastighetskonstant: $k = 0.1 \text{ m}^3 \text{ kmol}^{-1} \text{ h}^{-1}$

(6p)

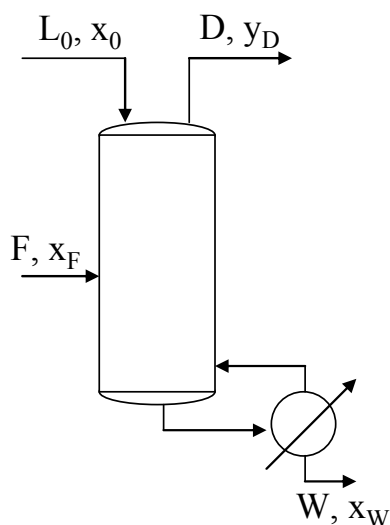
Uppgift 4. En blandning av de organiska komponenterna A och B separera i en kontinuerligt arbetande destillationskolonn. Kolonnen är utrustad enligt figur nedan.

Tillflödet (F), 100 kmol/h , är kokvarm vätska och håller 50 mol-% av vardera komponenten. Strömmen L_0 är vätskeformig kokvarm ren komponent A. Man önskar en toppprodukt som håller 95 mol-% A och bottenprodukten får maximalt innehålla 10 mol-% A. Förhållandet mellan vätske- och ångflödet (L/V-förhållandet) i destillationskolonnens förstärkardel är 0.75.

- Beräkna med Sorels metod hur många ideala steg som fordras för separationen!
- Hur mycket ångformig produkt erhålls?

Relativa flyktigheten för systemet A-B vid aktuellt tryck är 3.0.

(8p)



Vänd

Uppgift 5. Du ska bestämma ett jämviktsvillkor för jämvikt mellan ånga och vätska för binärt system som är azeotrop!

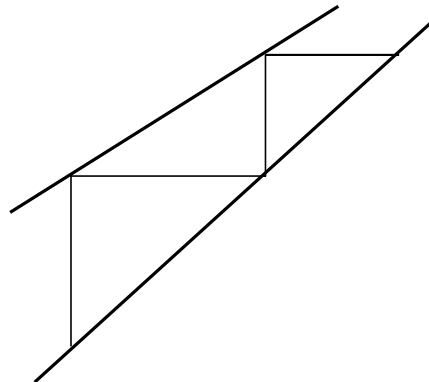
- Hur formulerar du jämviktsvillkoret?
- Ge förslag på relevanta korrelationer som fordras för att genomföra en dagpunktsberäkning!
- Hur löser du dagpunktsberäkningen?

(5p)

Uppgift 6. Tyvärr motsvarar inte en verklig botten i en destillationskolonn ett idealt jämviktssteg utan man måste använda någon typ av korrektion. En sådan är bottenverkningsgraden enligt Murphree.

- Hur definieras den?
- Hur genomförs en stegning med E_{MV} resp E_{ML} ? Dvs. Murphree verkningsgraden uttryckt för ång- resp. vätskefas. I figuren nedan är två ideala steg inlagda. Hur skulle det bli för de båda fallen med bottenverkningsgrad?

(4p)



Uppgift 7. Arbetsområdet för en destillationskolonn kan representeras i ett belastningsdiagram. Rita schematiskt ett belastningsdiagram för en destillationskolonn som är utrustad med silbottnar! Glöm inte bort vad som står på axlarna i belastningsdiagrammet!

- Ange vad som händer i kolonnen när den arbetar utanför respektive begränsningslinje!
- Ange de vedertagna namnen på begränsningslinjerna!

(5p)

Uppgift 8. Två identiskt lika motströmsvärmväxlare är avsedda att kopplas parallellt med fördelning 50/50% både av det kalla och varma flödet. Då uppnås en temperaturverkningsgrad av 0,75 om $C_{\min}/C_{\max} = 0,60$ i båda värmväxlarna.

Vänd 

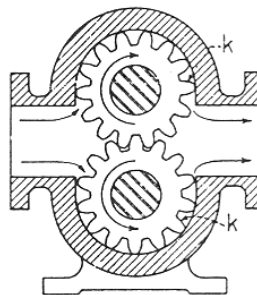
Hur ändras temperaturverkningsgraden för de båda värmeväxlarna, betraktade som en enhet, om fördelningen i stället är 70/30%? C_{\min}/C_{\max} ändras inte.

(6p)

Uppgift 9. Pumpar finns av många typer och karakteriseras på olika sätt.

- Vad är en pumpkurva och hur ser den typiskt ut för dels en turbopump, dels en förträngningspump?
- Nedan visas en pump. Vad är det för en typ och till vilken kategori hör denna typ? Vilka egenskaper har speciellt denna typ?

(6p)



Göteborg 2008-08-11

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

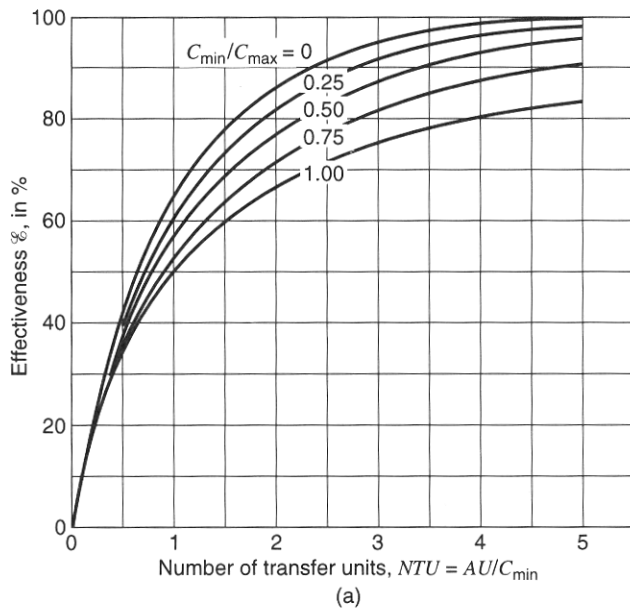
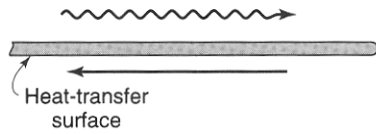
Värmeväxlare:

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

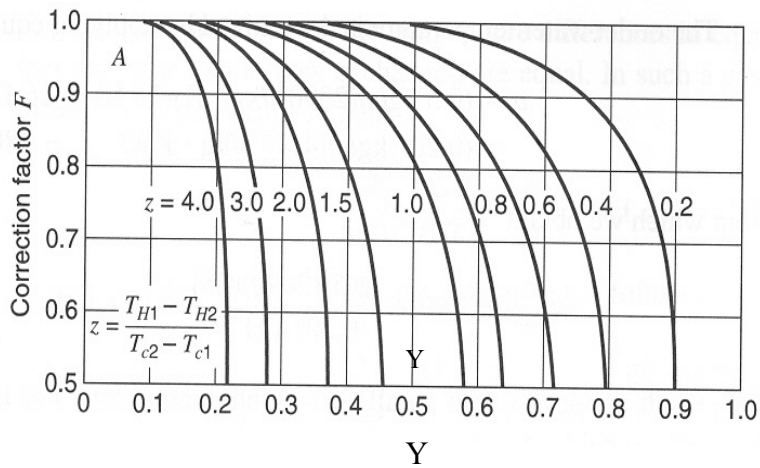
$$\varepsilon = \frac{1 - \exp\left[-NTU \left(1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]}{1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}} \exp\left[-NTU \left(1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]} \quad (\text{motström})$$

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

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



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:

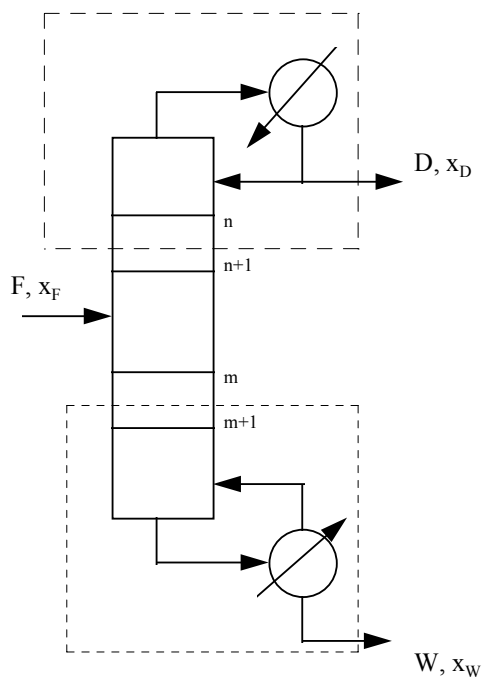
$$\ln \gamma_1 = -\ln(x_1 + \Lambda_{12}x_2) + x_2 \left(\frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{\Lambda_{21}x_1 + x_2} \right)$$

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

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:

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

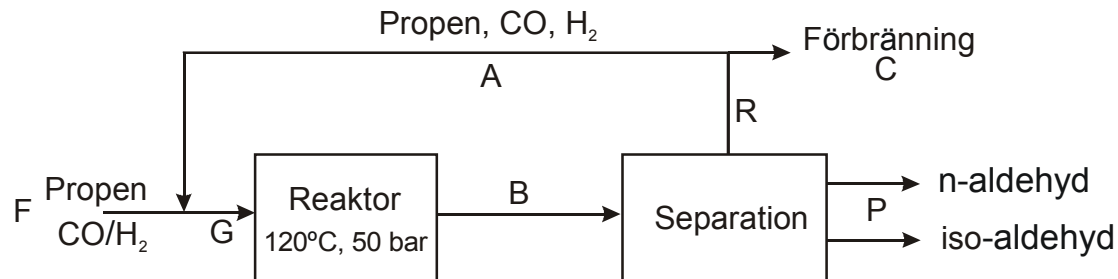
$$Vy_{m+1} = Lx_m - Wx_w$$

q-linje:

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

Uppgift 1

Reaction: $C_3 + CO + H_2 \rightarrow \text{aldehyde}$



Basis: $G = 100 \text{ mol s}^{-1}$

Given: $C/F = 0.1$
 G stream composition $H_2/CO/C_3 = 1:1:3$ (mole ratio)
 Synthesis gas conversion over reactor 60%

	$G \text{ (mol s}^{-1}\text{)}$	$B \text{ (mol s}^{-1}\text{)}$	$R \text{ (mol s}^{-1}\text{)}$
C_3	60	$60 - 0.6(20) = 48$	48
CO	20	$20 - 0.6(20) = 8$	8
H_2	20	8	8
aldehyde	0	$0.6(20) = 12$	0
Total	100	76	64

$P = 12 \text{ mol s}^{-1}$

Total mole balance: $G = F + R - C$
 $100 = F + 64 - 0.1F$
 $F = 40 \text{ mol s}^{-1}$

C_3 mole balance: $0.6 G = y_{C_3}F + (48/64) R - (48/64) C$ (stream C has same composition as R!)
 $0.6 G = y_{C_3}F + 0.75 R - 0.075 F$
 $y_{C_3} = 0.375$

$y_{\text{syn}} = 1 - 0.375 = 0.625$

Feed stream is: 37.5 mol% C_3
 31.25 mol% CO (a)
 31.25 mol% H_2

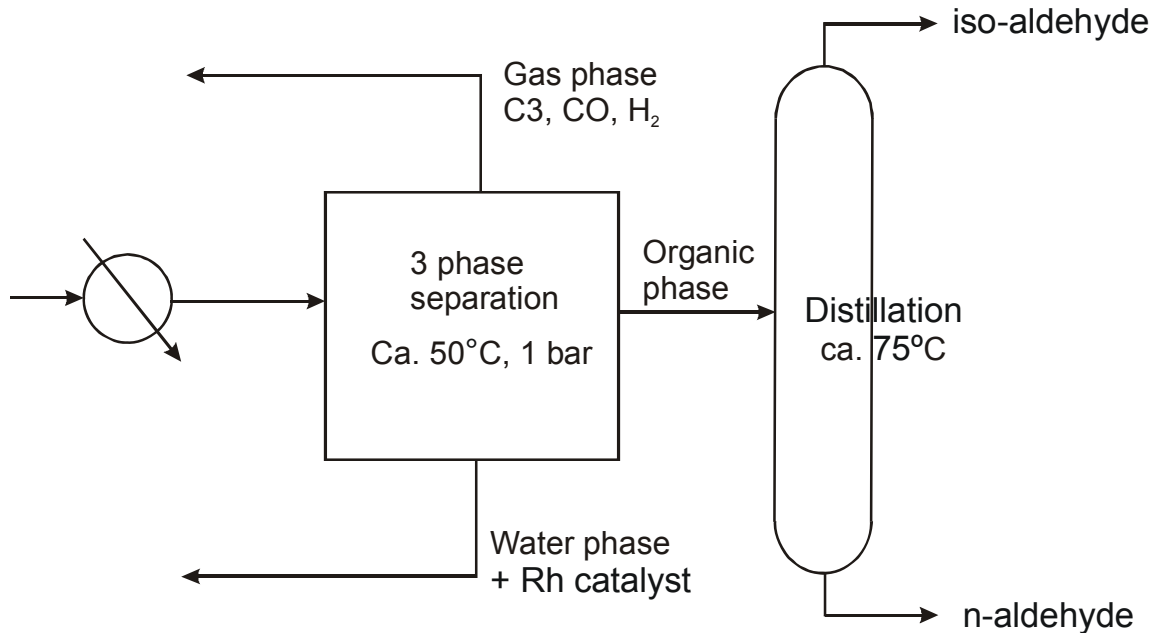
Production of n-aldehyde = $(2/3) P = 8 \text{ mol s}^{-1}$

Moles n-aldehyde produced per mole C_3 fed to process = $\frac{8}{0.375(40)} = 0.53$ (b)

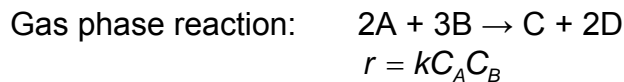
(c)

A possible separation process:

After the reactor the pressure should be dropped to atmospheric and the temperature to about 50°C. These conditions would yield 3 phases; the gases (propene, CO and H₂), an organic phase (aldehyde isomers) and a water phase containing the Rh-based catalyst. Next the aldehyde isomers would have to be separated by distillation due to their relatively close boiling points.



Uppgift 2



Ideal tank reactor mole balance for A:

$$F_{Af} - F_A = -r_A V \quad (\text{must be expressed in terms of variables given in question})$$

$$F_{Af} - F_{Af} + XF_{Af} = 2kC_A C_B V$$

Express C_A and C_B in terms of X :

F_A	$F_{Af} - XF_{Af}$
F_B	$F_{Bf} - 1.5XF_{Af}$
F_C	$0.5XF_{Af}$
F_D	XF_{Af}
F_{tot}	$F_{Af} + F_{Bf} - 0.5XF_{Af}$

Then:

$$C_A = y_A C_{tot} = \frac{F_{Af} - XF_{Af}}{F_{Af} + F_{Bf} - 0.5XF_{Af}} \frac{P}{RT} = \frac{1-X}{1 + \frac{F_{Bf}}{F_{Af}} - 0.5X} \frac{P}{RT}$$

$$\text{Similarly... } C_B = \frac{1-1.5X}{1 + \frac{F_{Bf}}{F_{Af}} - 0.5X} \frac{P}{RT}$$

Substituting C_A and C_B into mole balance:

$$XF_{Af} = 2k \frac{(1-X)(1-1.5X)}{\left(1 + \frac{F_{Bf}}{F_{Af}} - 0.5X\right)^2} \left(\frac{P}{RT}\right)^2 V \quad (\text{a})$$

Ideal tank reactor mole balance for D:

$$F_{Df} - F_D = -r_D V \quad (\text{must be expressed in terms of variables given in question})$$

$$0 - XF_{Af} = -2kC_A C_B V$$

Turns out to be the same as that for A:

$$XF_{Af} = 2k \frac{(1-X)(1-1.5X)}{\left(1 + \frac{F_{Bf}}{F_{Af}} - 0.5X\right)^2} \left(\frac{P}{RT}\right)^2 V \quad (\text{b})$$

Ideal tank reactor heat balance:

$$\sum_i F_{if} \int_{T_{ref}}^{T_f} C_{Pi} dT - \sum_i F_i \int_{T_{ref}}^T C_{Pi} dT + XF_{Af} (-\Delta H_R(T_{ref})) = 0$$

Set $T_{ref} = T$

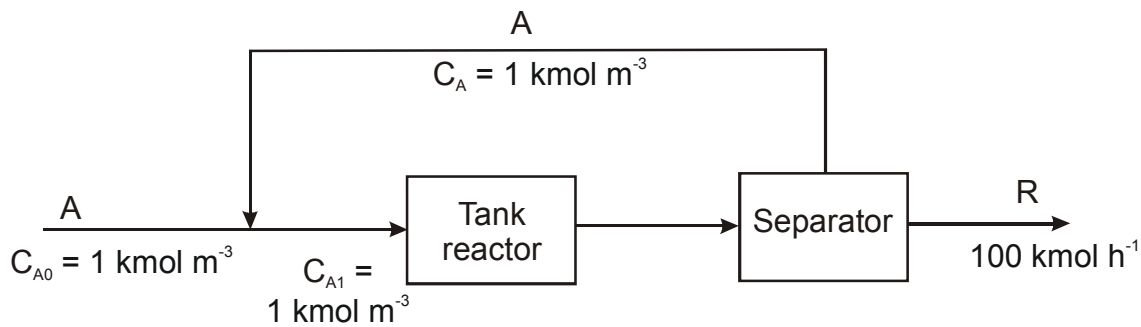
$$\sum_i F_{if} \int_T^{T_f} C_{Pi} dT - XF_{Af} \left[\Delta H_R(T_{ref}) + \int_{T_{ref}}^T (2C_{PD} + C_{PC} - 3C_{PB} - 2C_{PA}) dT \right] = 0$$

$$F_{Af} \int_T^{T_f} C_{PA} dT + F_{Bf} \int_T^{T_f} C_{PB} dT - XF_{Af} \left[\Delta H_R(T_{ref}) + \int_{T_{ref}}^T (2C_{PD} + C_{PC} - 3C_{PB} - 2C_{PA}) dT \right] = 0 \quad (\text{c})$$

Uppgift 3

Reaction: $A \rightarrow R$

$$r = kC_A C_R \quad k = 0.1 \text{ m}^3 \text{ kmol}^{-1} \text{ h}^{-1}$$



$$F_{A0} = F_R = 100 \text{ kmol h}^{-1}$$

$$\text{No density variation: } C_A = C_{A1}(1 - X)$$

$$C_R = XC_{A1}$$

Separation costs are minimized if conversion over reactor is 100% (no recycle flow), but then reactor size would be infinite (as well as reactor cost). Then total costs are minimized if the reaction rate in reactor is maximized, then get highest conversion per reactor size and moderate flow to separator.

$$r = kC_{A1}^2 X(1 - X)$$

Find conversion that maximizes reaction rate:

$$\frac{dr}{dX} = kC_{A1}^2 \left[(1 - X) \frac{1}{X} + X \left(-\frac{1}{X^2} \right) \right] = 0$$

Solving $X = 0.5$ gives max. reaction rate

Reactor mole balance for A:

$$XF_{A1} = kC_{A1}^2 X(1 - X)V$$

$$V = \frac{F_{A1}}{kC_{A1}^2(1 - X)}$$

$$F_{A1} = F_{A0} + F_{AR}$$

$$F_{A1} = F_{A0} + F_{A1}(1 - X)$$

$$F_{A1} = 2F_{A0}$$

$$V = \frac{2F_{A0}}{kC_{A1}^2(1 - X)} = 4000 \text{ m}^3$$

$$q = \frac{F_{A1}}{C_{A0}} = 200 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$$

$$\text{Min cost} = 8\text{€} + 0.01 \frac{\text{€}}{\text{m}^3} (4000 \text{ m}^3) + 8\text{€} + 0.1 \frac{\text{€}}{\text{m}^3} \left(200 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right) + 1 \frac{\text{€}}{\text{kmol}} \cdot 100 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

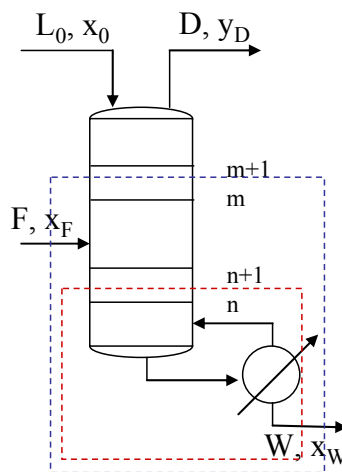
$$\text{Min cost} = 56 \text{ €} + 120 \text{ € h}^{-1}$$

Uppgift 4.

Data: $F = 100 \text{ kmol/h}$
 $x_F = 0.50$
 $x_0 = 1.0$
 $y_D = 0.95$
 $x_W = 0.10$
 $L/V = 0.75$
 $\alpha = 3.0$

Sökt: Antal ideala steg samt destillatflödet.

Lösning:



Konstanta molära flöden antas dvs $\bar{V} = V = D$ samt $L_0 = L$ och $\bar{L} = L + F$

Totalbalans: $F + L_0 = D + W$
 $F + L = V + W$... (1)

Komp.balans $Fx_F + Lx_0 = Vy_D + Wx_W$... (2)

Givet förhållande: $L = 0.75V$... (3)

(1) & (3) $\Rightarrow F + 0.75V = V + W$; $W = F - 0.25V$... (4)

(2) & (4) $\Rightarrow Fx_F + 0.75V = Vy_D + (F - 0.25V)x_W$... (5)

(5) $\Rightarrow V = \frac{Fx_F - Fx_W}{y_D - 0.25x_W - 0.75} \Rightarrow V = 228.57 \text{ kmol/h}$

$D = 228.57 \text{ kmol/h}$

För att lösa komponentbalanserna över avdrivar- och förstärkardel fordras samtliga flöden!

Beräkning av flöden!

$$\begin{aligned}V &= \bar{V} = 228.57 \text{ kmol/h} \\L &= 0.75V \Rightarrow L = 171.43 \text{ kmol/h} \\ \bar{L} &= L + F \Rightarrow \bar{L} = 271.43 \text{ kmol/h} \\W &= 42.86 \text{ kmol/h}\end{aligned}$$

Komponentbalans över **avdrivardelen** systemgräns enligt skiss ovan

$$\begin{aligned}\bar{L}x_{n+1} &= \bar{V}y_n + Wx_w \\x_{n+1} &= \frac{\bar{V}}{\bar{L}}y_n + \frac{W}{\bar{L}}x_w \quad ; \quad x_{n+1} = 0.84y_n + 0.016 \quad \dots(6)\end{aligned}$$

Komponentbalans över **förstärkardelen** systemgräns enligt skiss ovan

$$\begin{aligned}Fx_F + Lx_{m+1} &= Vy_m + Wx_w \\x_{m+1} &= \frac{V}{L}y_m + \frac{(Wx_w - Fx_F)}{L} \quad ; \quad x_{m+1} = 1.33y_m - 0.27 \quad \dots(7)\end{aligned}$$

Jämviktsambandet kan tecknas utifrån relativa flyktigheten

$$y_n = \frac{\alpha x_n}{1 + (\alpha - 1)x_n} \quad ; \quad y_n = \frac{3x_n}{1 + 2x_n} \quad \dots(8)$$

Index n gäller i avdrivardel och m i förstärkardel!

Sorels metod utnyttjas med beräkning nedifrån med ekvation (6) och (8) till dess avbrottskriteriet x_F uppnås då ekvation (7) och (8) utnyttjas till dess y_D uppnås!
Beräkningarna samlas i tabell enligt nedan.

x, m	$x_{n,m}$	$y_{n,m}$
0	0.10	0.25
1	0.2263	0.4674
2	0.4094	0.6753
3	0.6337	0.8384
4	0.8512	0.9450
5	0.9963	0.9977

För att genomföra separationen fordras fem ideala bottenar samt återkokare.

Svar: Destillatflödet blir 228.57 kmol/h och det fordras 5 ideala bottenar för att genomföra separationen.

Uppgift 7.

Givet

Index 1 och 2 avser värmeväxlare 1 och 2, medan index tot avser hela systemet med de två värmeväxlarna betraktade som en enhet.

Index A och B avser de två fallen med olika flödesfördelning.

Två identiska vvx, dvs med samma area och U-värde. UA-värdet förblir oförändrat när flödet ändras.

$$(C_{\min}/C_{\max})_1 = (C_{\min}/C_{\max})_2 = 0,6.$$

Ändras ej när flödet ändras.

Totalt kallt och varmt flöde samt intemperaturer förblir oförändrade.

Fall A

Fördelning 50/50% av både kallt och varmt flöde, dvs $C_{\min,1,A} = C_{\min,2,A} = 0,5 C_{\min,tot}$.

Motsvarande gäller för C_{\max} .

$$\varepsilon_{tot,A} = 0,75$$

Fall B

Fördelning 70/30% av flödena, dvs $C_{\min,1,B} = 0,7 C_{\min,tot}$ och $C_{\min,2,B} = 0,3 C_{\min,tot}$ och motsvarande för C_{\max} .

Sökt

$$\varepsilon_{tot,B}$$

Lösning

Enligt definition

$$\varepsilon_{tot,B} = Q_{tot,B} / (C_{\min,tot} (T_{h,in} - T_{c,in}))$$

För fall B får vi uttrycka värmeeffekten som summan av effekterna för de två värmeväxlarna.

$$Q_{tot,B} = \varepsilon_{1,B} 0,7 C_{\min,tot} (T_{h,in} - T_{c,in}) + \varepsilon_{2,B} 0,3 C_{\min,tot} (T_{h,in} - T_{c,in}) = (\varepsilon_{1,B} 0,7 + \varepsilon_{2,B} 0,3) C_{\min,tot} (T_{h,in} - T_{c,in})$$

Eftersom de båda värmeväxlarna är helt identiska, och i fall A dessutom har precis samma flöden och temperaturer måste det gälla att

$$\varepsilon_{1,A} = \varepsilon_{2,A} = \varepsilon_{tot,A} = 0,75$$

Nu kan NTU-värden för värmeväxlarna i fall A läsas av ur diagram:

$$\varepsilon = 0,75 \text{ och } (C_{\min}/C_{\max}) = 0,6 \quad \Rightarrow \text{NTU}_{1,A} = \text{NTU}_{2,A} \approx 2,0$$

NTU kommer dock att ändras i fall B när flödet ändras. ($\text{NTU} = UA/C_{\min}$)

$$\text{NTU}_{1,B} = UA/C_{\min,1,B} = UA/(0,7 C_{\min,tot}) = UA/(0,7 (2C_{\min,1,A})) = \text{NTU}_{1,A}/1,4 \approx 1,4$$

$$\text{NTU}_{2,B} = UA/C_{\min,2,B} = UA/(0,3 C_{\min,tot}) = UA/(0,3 (2C_{\min,2,A})) = \text{NTU}_{2,A}/0,6 \approx 3,3$$

Nya avläsningar i diagram med $(C_{\min}/C_{\max}) = 0,6$ och nya NTU-värden ger:

$$\varepsilon_{1,B} \approx 0,65$$

$$\varepsilon_{2,B} \approx 0,87$$

$$\varepsilon_{\text{tot},B} = Q_{\text{tot},B} / (C_{\text{min,tot}}(T_{\text{h,in}} - T_{\text{c,in}})) = (\varepsilon_{1,B} \cdot 0,7 + \varepsilon_{2,B} \cdot 0,3) = 0,65 \cdot 0,7 + 0,87 \cdot 0,3 \approx 0,72$$

Svar

Temperaturverkningsgraden för de båda värmeväxlarna, betraktade som en enhet minskar från 0,75 till 0,72.