



CHALMERS TEKNISKA HÖGSKOLA

Institutionen för kemi- och bioteknik

KURSNAMN	Grundläggande kemiteknik, KAA 146	<i>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	27 augusti 2012, kl 08.30-12.30		
LOKAL	M-salar		
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. 09.30	Krister Ström 772 5708 ca. kl. 10.30	Lennart Vamling 772 3021 ca. kl. 11.00
DATUM FÖR ANSLAG av resultat samt av tid och plats för granskning	Svar till beräkningsuppgifter anslås 28 augusti på studieportalens kurshemsida. Resultat på tentamen anslås tidigast 13 september efter kl 12.00. Granskning 18 september respektive 24 september 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 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. Betyg 3 30-39p, betyg 4 40-49p, betyg 5 50-60p.		

Uppgift 1 Med en silver-baserad katalysator framställs formaldehyd (HCHO) både genom partiell oxidation:



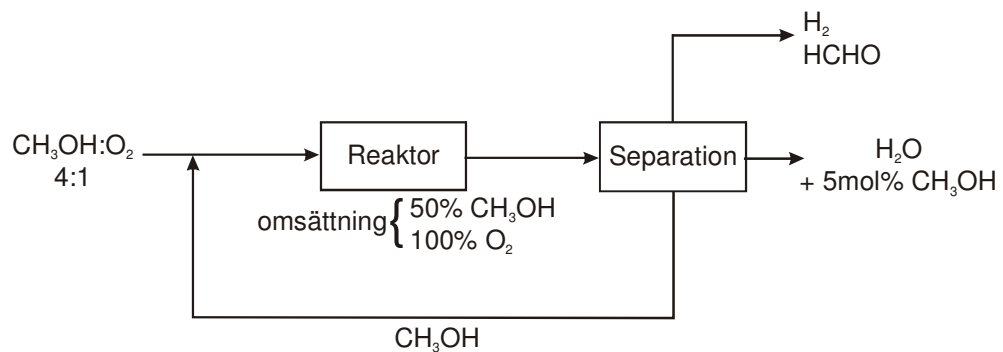
och direkt sönderdelning:



av metanol (CH₃OH). I den färska inloppsströmmen till processen är förhållandet metanol till syre 4 mol till 1. Omsättningsgraden av metanol **per passage i reaktorn** är 50% och allt syre reagerar i reaktorn. Efter reaktorn separeras formaldehyd och väte från metanol och vatten i en kondensator. Därefter separeras metanol och vatten genom destillation. Vatten lämnar processen innehållande 5 mol% metanol och all återstående metanol recirkuleras till reaktorinloppsströmmen.

Beräkna:

- Omsättningsgraden av metanol över processen.
- Sammansättningen i reaktor inloppsströmmen i mol%.
- Den erforderliga kyl- eller värmeeffekt till reaktorn per mol metanol i reaktor inloppsströmmen om inloppstemperaturen är 630°C och utloppstemperaturen är 670°C.



	Medelvärmekapacitet (J mol ⁻¹ K ⁻¹)
CH ₃ OH	86.7
HCHO	60.1
O ₂	34.5
H ₂ O	40.3
H ₂	29.9

(10p)

Uppgift 2 En första ordningens reaktion $A \rightarrow B$ utförs i en isoterm tubreaktor.

- Gör en kvalitativ skiss av koncentrationsprofilen av A i reaktorn och hur koncentrationsprofilen förändras när en ökande mängd av fluid vid reaktorutloppet recirkuleras till reaktorns inlopp.
- Hur kommer omsättningsgraden av A förändras när en ökande mängd utlopps fluid recirkuleras till reaktorns inlopp? Förklara varför.
- Om reaktionen istället var mycket exoterm och reaktorn adiabatisk hur skulle omsättningsgraden av A förändras när en ökande mängd fluid recirkuleras till reaktorn inlopp? Förklara varför.

(8p)

Uppgift 3 Den homogena vätskereaktionen $2A \rightarrow R$ med hastighetsekvationen

$$r = k c_A^2$$

genomföres kontinuerligt och isotermt i två parallellkopplade tankar med god omrörning som vardera rymmer 1.6 m^3 . Den totala flödes hastigheten uppgår till $0.8 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$ med en begynnelsekoncentration på $2.20 \text{ kmol A m}^{-3}$.

Medeluppehållstiden är den samma i båda tankarna. Man är emellertid inte nöjd med omsättningsgraden 0.70 utan önskar höja densamma.

- Vilken slutomsättningsgrad skulle uppnås om tankarna istället seriekopplades med oförändrad temperatur och oförändrad totalgenomströmning?
- Förklara varför det kan förväntas att omsättningsgraden med de seriekopplade reaktorerna bör vara högre.

(8p)

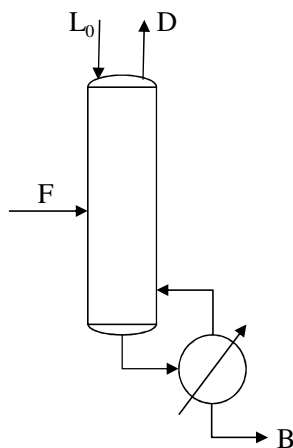
Uppgift 4 En ång-vätskeblandning, ångandel 60%, bestående av etanol och propanol, separeras i en kontinuerligt arbetande destillationskolonn. Ångvätskeblandningen, 100 kmol/h , innehåller totalt 60 mol-% etanol och två produkter önskas hållande 90 mol-% etanol respektive 95 mol-% propanol. Kolonnen är utrustad med återkokare men utan någon kondensor, se figur på nästa sida, förhållandet mellan strömmarna L_0 och D är 0.60 där L_0 består av ren etanol. Kolonnen har en totalverkningsgrad på 70%.

- Hur många verkliga bottenar fordras för att genomföra separationen?
- Hur stort kommer flödet av ångformigt destillat, kmol/h , att vara?
- Hur stort kommer behovet av värmande ånga, kg/h , att vara för uppkokning i återkokaren? Återkokaren värms med mättad ånga av trycket 3.5 bar.

Jämviktsdiagram för systemet etanol-propanol bifogas tentamen.

Givna data:

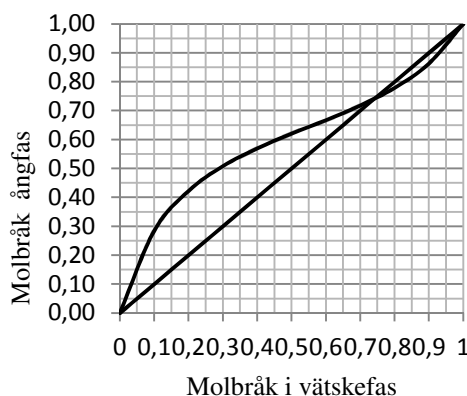
Ångbildningsvärmets inom det aktuella koncentrationsintervallet är 50 kJ/mol för blandningen av etanol och propanol.



(10p)

Uppgift 5 Nedan finns fem påståenden, där Du skall välja rätt alternativ av orden inom parantes. Välj ett ord för varje par och motivera Ditt val!

1. För en given binär blandning är denna blandnings daggpunkt (*alltid/vanligtvis*) (*högre/lägre*) än bubblpunkten!
2. För en ideal blandning som har relativa flyktigheten, α_{AB} , större än 1.0 betyder det att ren komponent A kokar vid en (*högre/lägre*) temperatur än ren komponent B!
3. För en ideal binär blandning kokar den lättflyktiga komponenten vid en (*högre/lägre*) temperatur än den tyngre komponenten!
4. Relativa flyktigheten, α_{AB} , (*minskat/ökar*) med totaltrycket för en ideal blandning!
5. Nedanstående jämviktskurva visar att blandningen har en (*min-/maxkokande*) azeotrop!
6. Från jämviktskurvan enligt nedan framgår att reativa flyktigheten är (*konstant/varierar*) i koncentrationsintervallet!



(6p)

Uppgift 6 Skissa ett belastningsdiagram för en silbottenkolonn och ange;

- vad begränsningslinjerna i diagrammet står för och vad som händer i kolonnen då man har en driftpunkt som ligger nära någon begränsningslinje.
- ange i diagrammet en lämpligt driftpunkt för en destillationskolonn som ska arbeta vid hög kapacitet i en industriell process. Motivera svaret!

(6p)

Uppgift 7 Vi har en produktström som behöver kylas från 65 °C till 55 °C med hjälp av en kylvattenström på 20°C, som inte får värmas till mer än 45 °C. Vi planerar att använda en tubvärmeväxlare, där vi låter vattenströmmen gå på tubsidan. Vi överväger nu om vi skall använda oss av ett enpassutförande eller tvåpassutförande på tubsidan. På skalsidan har vi i båda fallen enpass. Om värmeväxlaren vet vi att antal tuber är 50 st, att tubdiametern D är 24 mm, att tubväggarna är så tunna och deras värmeledning så god att totalt värmegenomgångtal U kan beräknas som

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_t} + \frac{1}{h_s}$$

där värmeöverföringstalet på skalsidan $h_s = 2000 \text{ W}/(\text{m}^2 \text{ K})$ (kan antas konstant), medan det på tubsidan h_t kan beräknas från Dittus-Bolters ekvation

$$Nu = \frac{h_t D}{k} = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4} = 0,023 \left(\frac{v \rho D}{\mu} \right)^{0,8} \left(\frac{c_p \mu}{k} \right)^{0,4}$$

där v är medelströmningshastigheten i en tub.

Antag att önskad överförd effekt q är 2,5 MW och att vi vill använda så lite kylvatten som möjligt. Hur lång behöver en tub vara för att klara det om

- a) vi har ett enpassutförande på tubsidan, som kan antas vara motström
- b) vi har ett tvåpassutförande på tubsidan, men fortfarande samma antal tuber, där hälften används för ena passet och hälften för det andra.

Kylvattnets egenskaper får tas vid ca 30 °C och får antas konstanta.

(7p)

Uppgift 8 I förra uppgiften undersöktes skillnaden mellan enpass- och tvåpassutförande för en tubvärmeväxlare ur värmeöverföringssynpunkt. Ett sådant val av utförande påverkar även pumpbehovet för kylvattnet.

- a) Hur många procent ändras tryckfallet *per meter* för kylvattenflödet i själva tubpassagen i värmeväxlaren vid övergång från enpass till tvåpassutförande, om friktionskoefficienten λ är beroende av Re enligt $\lambda = konst \cdot Re^{-0,25}$? Du behöver inte ta hänsyn till eventuella engångsmotstånd.

-
- b) Antag att kylvattenledningens in- och utlopp befinner sig på samma nivå och att båda är vid atmosfärstryck. Antag att det förutom värmeväxlaren finns ytterligare en del engångsmotstånd och rörledningsmotstånd. Hur ser då den sk. systemkurvan i princip ut, och hur förändras den vid övergång från enpass till tvåpass-utförande?
- c) Antag att en turbopump av radialtyp används för att pumpa kylvattnet. Redogör med hjälp av figur för den principiella skillnaden mellan två olika sätt att reglera kylvattenflödet.

(5p)

Göteborg 2012-08-13

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

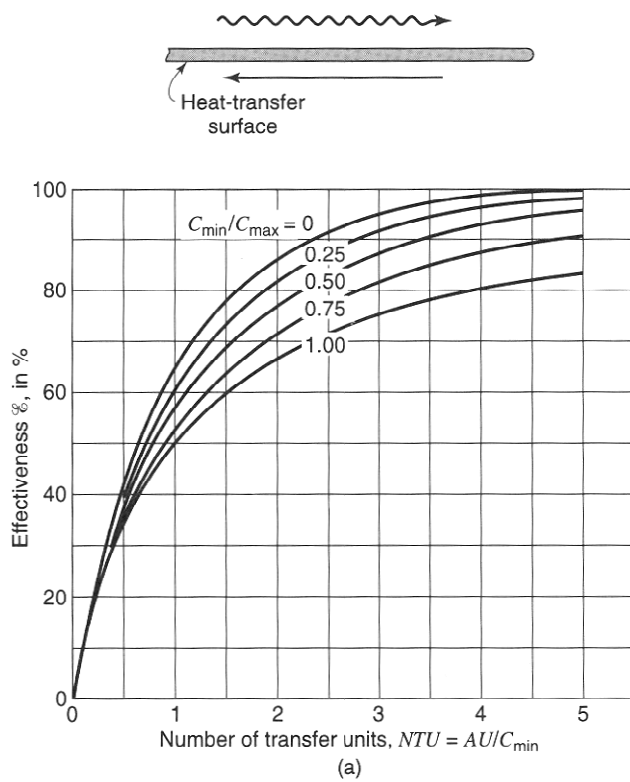
Värmeväxlare:

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

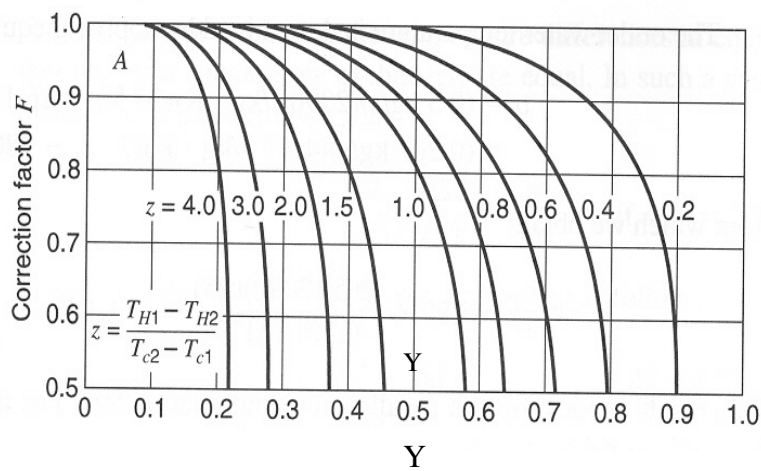
$$\varepsilon = \frac{1 - \exp\left[-NTU \left(1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]}{1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}} \exp\left[-NTU \left(1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]} \quad (\text{motström})$$

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

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



Temperaturverkningsgrad för motströmsvämeväxlare



4 stråk
ass) på
bsidan

$$= \frac{T_{C2} - T_{C1}}{T_{H1} - T_{C1}}$$

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

Antoinies ekvation:

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

Wilsonuttrycket för beräkning av aktivitetsfaktor för binärt system:

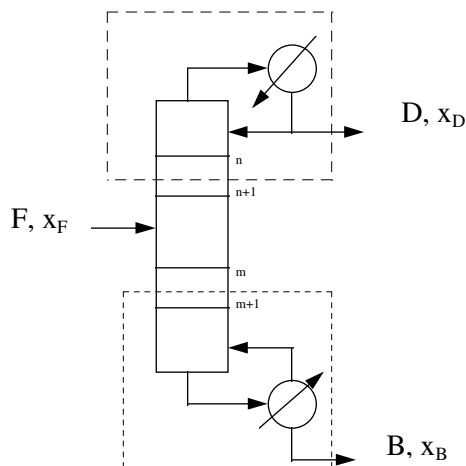
$$\ln \gamma_1 = -\ln(x_1 + \Lambda_{12}x_2) + x_2 \left(\frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{\Lambda_{21}x_1 + x_2} \right)$$

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

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:

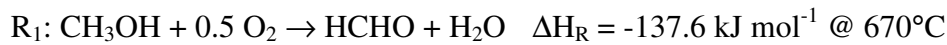
$$V_{y_{n+1}} = Lx_n + Dx_D$$

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

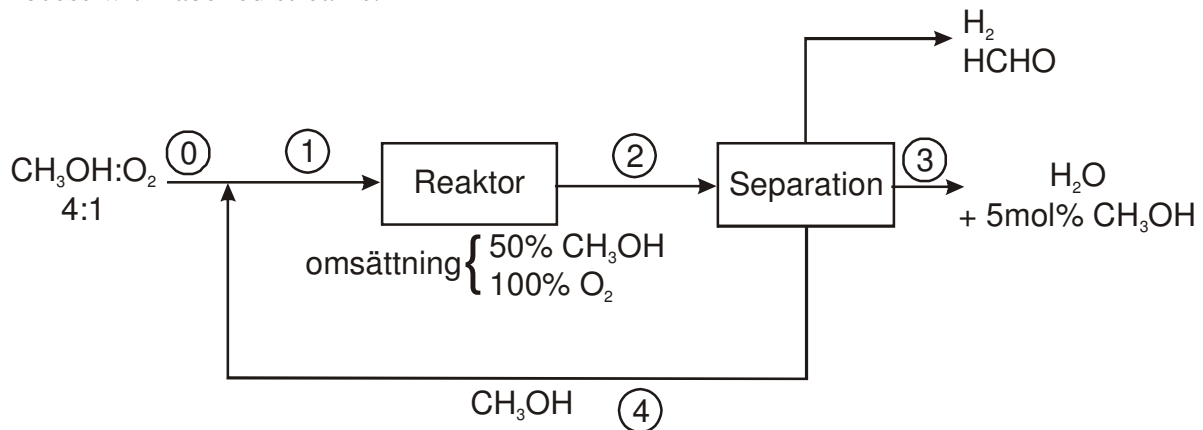
q-linje:
$$y = -\frac{q}{1-q}x + \frac{x_F}{1-q}$$

Uppgift 1

Reactions:



Process with labelled streams:



Basis: $F_{tot}^0 = 100 \text{ mol s}^{-1}$

$$F_{\text{CH}_3\text{OH}}^0 = 100 \times \frac{4}{5} = 80 \text{ mol s}^{-1}$$

$$F_{\text{O}_2}^0 = 100 \times \frac{1}{5} = 20 \text{ mol s}^{-1}$$

Component balances over entire process:

$$F_{\text{O}_2}^0 - 0.5R_1 = 0 \Rightarrow R_1 = 2F_{\text{O}_2}^0 = 40 \text{ mol s}^{-1}$$

$$F_{\text{H}_2\text{O}}^3 = R_1 = 40 \text{ mol s}^{-1}$$

$$F_{\text{CH}_3\text{OH}}^3 = F_{\text{CH}_3\text{OH}}^0 - R_1 - R_2 = 40 - R_2$$

5 mol% CH_3OH in stream 3:

$$y_{\text{CH}_3\text{OH}}^3 = \frac{F_{\text{CH}_3\text{OH}}^3}{F_{\text{CH}_3\text{OH}}^3 + F_{\text{H}_2\text{O}}^3} = 0.05$$

$$\Rightarrow \frac{40 - R_2}{40 - R_2 + 40} = 0.05 \Rightarrow R_2 = 37.9 \text{ mol s}^{-1}$$

Then $F_{\text{CH}_3\text{OH}}^3 = 40 - R_2 = 2.11 \text{ mol s}^{-1}$

(a) Methanol conversion over process $\frac{F_{\text{CH}_3\text{OH}}^0 - F_{\text{CH}_3\text{OH}}^3}{F_{\text{CH}_3\text{OH}}^0} \times 100\% = 97.4\%$

Methanol balance over reactor:

$$F_{\text{CH}_3\text{OH}}^2 = F_{\text{CH}_3\text{OH}}^1 - R_1 - R_2 = F_{\text{CH}_3\text{OH}}^1 - 77.9$$

50% methanol conversion over reactor:

$$X_{\text{CH}_3\text{OH}} = \frac{F_{\text{CH}_3\text{OH}}^1 - F_{\text{CH}_3\text{OH}}^2}{F_{\text{CH}_3\text{OH}}^1} = 0.5$$

$$\frac{F_{\text{CH}_3\text{OH}}^1 - F_{\text{CH}_3\text{OH}}^1 + 77.9}{F_{\text{CH}_3\text{OH}}^1} = 0.5 \Rightarrow F_{\text{CH}_3\text{OH}}^1 = 155.8 \text{ mol s}^{-1}$$

Also $F_{\text{O}_2}^1 = F_{\text{O}_2}^0 = 20 \text{ mol s}^{-1}$

(b) Then composition of reactor feed stream: 11.4 mol% O_2 and 88.6 mol% CH_3OH

Heat balance over reactor: (note: $T_1 = 630^\circ\text{C}$ and $T_2 = 670^\circ\text{C}$)

$$\sum F_i^1 c_{p,i} (T_1 - T_{ref}) - \sum F_i^2 c_{p,i} (T_2 - T_{ref}) + R_1 (-\Delta H_{R1}(T_{ref})) + R_2 (-\Delta H_{R2}(T_{ref})) + Q = 0$$

Set $T_{ref} = T_2 = 670^\circ\text{C}$

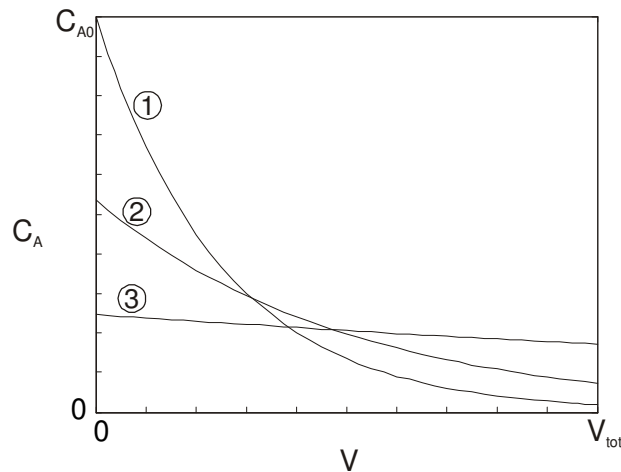
$$\sum F_i^1 c_{p_i} (T_1 - T_2) + R_1 (-\Delta H_{R1}) + R_2 (-\Delta H_{R2}) + Q = 0$$

Solving... $Q = -1.89 \times 10^6 \text{ J s}^{-1}$ cooling effect

(c) Required cooling effect on reactor per mole of methanol feed:

$$1.89 \times 10^6 \frac{\text{J}}{\text{s}} \bigg| \frac{\text{s}}{155.8 \text{ mol CH}_3\text{OH}} \bigg| \frac{\text{kJ}}{1000 \text{ J}} = 12.1 \text{ kJ (mol CH}_3\text{OH)}^{-1}$$

Uppgift 2



(a)

The sketch above shows how the concentration profile of A changes in the reactor as the recirculation of the product stream to the reactor feed increases. The curves represent following cases: 1 = no product recirculation, 2 = moderate product recirculation, 3 = high product recirculation.

(b)

The conversion of A will decrease as an increasing amount of the product stream is recirculated to the reactor feed. This is because the concentration of A at the reactor inlet will decrease as more of the fresh reactor feed is diluted with the reactor product stream. This leads to a lower overall concentration of A throughout the reactor and results in the reaction rate being slower.

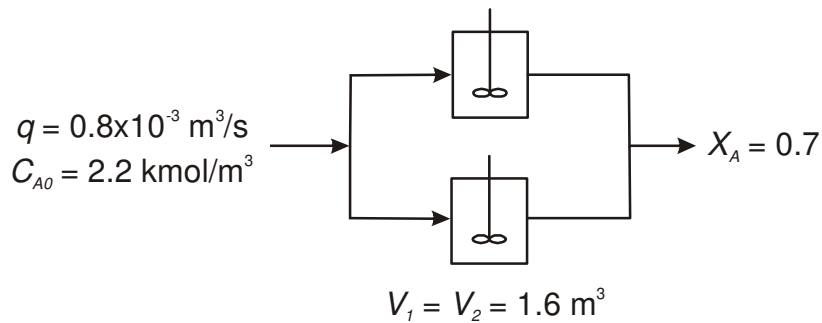
(c)

If the reaction is exothermic then the conversion of A may increase as more product stream is recirculated. This is because the hot product stream will increase the reactor feed temperature and lead to an overall higher temperature throughout the reactor and possibly a higher reaction rate. Although for this to occur the reaction must be sufficiently exothermic and have a high enough activation energy so that the effects of the higher temperature on the reaction rate more than compensate for the opposite effects of the lower concentration (from recirculation) on the reaction rate.

Uppgift 3

$2A \rightarrow R$ (liquid phase)

$$r = kC_A^2 \Rightarrow r_A = -2kC_A^2$$



For 1 tank in parallel:

$$q = 0.5(0.8 \times 10^{-3}) = 0.4 \times 10^{-3} \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$$

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

$$q C_{A0} X_A - 2k C_{A0}^2 (1 - X_A)^2 V = 0$$

$$k = \frac{q X_A}{2 C_{A0} (1 - X_A)^2 V} = 4.42 \times 10^{-4} \text{ m}^3 \text{ kmol}^{-1} \text{ s}^{-1}$$

For 2 tanks in series: $q = 0.8 \times 10^{-3} \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$

1st tank in series:

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

$$q C_{A0} - q C_{A0} (1 - X_{A1}) - 2k C_{A0}^2 (1 - X_{A1})^2 V = 0$$

$$2k C_{A0}^2 V X_{A1}^2 - (4k C_{A0}^2 V + q C_{A0}) X_{A1} + 2k C_{A0}^2 V = 0$$

Solving quadratic equation.... $X_{A1} = 0.60$

2nd tank in series:

$$F_{A1} - F_{A2} + r_A V = 0$$

$$q C_{A0} (1 - X_{A1}) - q C_{A0} (1 - X_{A2}) - 2k C_{A0}^2 (1 - X_{A2})^2 V = 0$$

After expansion and solution of quadratic equation... $X_{A2} = 0.78$

Uppgift 4

Data

$$\begin{aligned} q &= 0.4 \\ F &= 100 \text{ kmol/h} \\ z_F &= 0.60 \\ y_D &= 0.90 \\ x_B &= 0.05 \\ L_0/D &= 0.60 \\ x_0 &= 1.0 \\ \eta &= 0.70 \end{aligned}$$

Sökt: n_{Verkliga} , D, S

Lösning:

Totalbalans: $F + L_0 = D + B \quad \dots(1)$

Komp.balans: $F z_F + L_0 x_0 = D y_D + B x_B \quad \dots(2)$

Villkor: $L_0/D = 0.60 \quad \dots(3)$

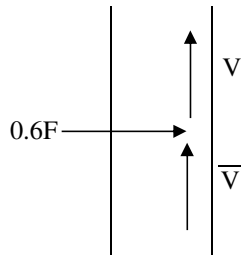
Ovanstående samband ger $D = 196.4 \text{ kmol/h} \Rightarrow L_0 = 117.85 \text{ kmol/h}, B = 21.43 \text{ kmol/h}$

Övre driftlinjen tecknas enligt $V y_{n+1} + L_0 x_0 = L x_n + D y_D$ vilket gäller då konstanbta molära flöden kan antas. Övre driftlinjen kan konstrueras i jämviktskurva enligt;

$$y_{n+1} = \frac{L}{V} x_n + \frac{1}{V} (Dy_D - L_0 x_0)$$

Driftlinjen konstrueras i jämviktsdiagram. q-linjen skas utifrån känt q-värde samt att nedre driftlinjen konstrueras från skärningspunkten mellan övre driftlinjen och q-linjen samt punkten (0,05,0.05) på diagonalen. Grafisk lösning av jämviktsamband och komponentbalanser (driftlinjer) ger 8 ideala bottenar vilket ger 12 verkliga bottenar.

Värmebalans : $S\Delta H_{VAP,S} = \bar{V}\Delta H_{VAP,V}$



$$V = \bar{V} + 0.6F \Rightarrow \bar{V} = 136.43 \text{ kmol/h}$$

$$\Delta H_{VAP,S} = 2148.20 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_{VAP,V} = 50 \text{ kJ/mol}$$

$$\underline{S = 3.2 \text{ ton/h}}$$

Svar: D=196.4 kmol/h, L₀=117.85 kmol/h, B=21.43 kmol/h, 12 verkliga bottenar, S=3.2 ton/h

Uppgift 7

Givna data:

$$N_{\text{tub}} := 50$$

$$D := 24 \text{ mm}$$

$$q := 2.5 \text{ MW}$$

$$T_{\text{kyl_in}} := (20 + 273.15) \cdot \text{K}$$

$$T_{\text{kyl_ut}} := (45 + 273.15) \cdot \text{K}$$

$$T_{\text{produkt_in}} := (65 + 273.15) \cdot \text{K}$$

$$T_{\text{produkt_ut}} := (55 + 273.15) \cdot \text{K}$$

$$h_s := 2000 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

Ämnesegenskaper för vatten ur Data och Diagram

$$\rho := 995.7 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \quad C_p := 4.175 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \quad k := 0.615 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}} \quad \mu := 801 \cdot 10^{-6} \cdot \text{Pa} \cdot \text{s}$$

För att kunna värmeöverföringstal så behöver vi flödes hastighet och för att få den så behöver vi massflödet kylvatten, som kan få ur en värmebalans.

$$\dot{m} := \frac{q}{[C_p \cdot (T_{\text{kyl_ut}} - T_{\text{kyl_in}})]} = 23.952 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$A_{q_tub} := \pi \cdot \left(\frac{D}{2}\right)^2 \quad v := \frac{\dot{m}}{(\rho \cdot A_{q_tub} \cdot N_{\text{tub}})} = 1.063 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

För att få tag på värmeöverföringstalet (h_t) så använder vi oss av den i texten givna korrelationen (Dittus-Bolter)

$$Re := v \cdot \rho \cdot \frac{D}{\mu} = 3.173 \times 10^4 \quad Pr := \frac{C_p \cdot \mu}{k} = 5.438$$

$$Nu := 0.023 Re^{0.8} \cdot Pr^{0.4} = 180.736 \quad h_t := Nu \cdot \frac{k}{D} = 4.631 \times 10^3 \cdot \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

a) För att kunna beräkna areabehovet för motström, så behöver vi U och logaritmisk medeltemperatur

$$dt1 := T_{\text{produkt_ut}} - T_{\text{kyl_in}} = 35 \text{ K}$$

$$dt2 := T_{\text{produkt_in}} - T_{\text{kyl_ut}} = 20 \text{ K}$$

$$dt_{\text{ln}} := \frac{dt1 - dt2}{\ln\left(\frac{dt1}{dt2}\right)} = 26.804 \text{ K}$$

$$U := \left(\frac{1}{h_t} + \frac{1}{h_s}\right)^{-1} = 1.397 \times 10^3 \cdot \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}} \quad (\text{Sambandet givet i texten})$$

$$A_{\text{a}} := \frac{q}{U \cdot dt_{\text{ln}}} = 66.773 \text{m}^2 \quad L_{\text{a}} := \frac{A}{N_{\text{tub}} \cdot \pi \cdot D} \quad L_{\text{a}} = 17.712 \text{m}$$

b) För deluppgift b så har vi istället tvåpass på tubsidan. Det gör att flödet fördelas på halva antalet tuber, vilket gör att flödes hastigheten fördubblas, vilket förändrar värmeöverföringstalet på tubsidan. Dessutom så har vi inte längre perfekt motström, utan en korrektionsfaktor F behövs för att ta hänsyn till det. Vi börjar med att beräkna den med hjälp av diagram. För avläsning i diagrammet så behövs två temperaturkvoter, Y och Z.

$$Y := \frac{T_{\text{kyl_ut}} - T_{\text{kyl_in}}}{T_{\text{produkt_in}} - T_{\text{kyl_in}}} = 0.556 \quad Z := \frac{T_{\text{produkt_in}} - T_{\text{produkt_ut}}}{T_{\text{kyl_ut}} - T_{\text{kyl_in}}} = 0.4$$

Från diagram $F_{\text{a}} := 0.95$

Värmeöverföringstalet och värmegenomgångstal beräknas på samma sätt som för deluppgift a), skillnaden är det dubblade flödet.

$$N_{\text{tub_b}} := \frac{N_{\text{tub}}}{2} \quad v_{\text{b}} := \frac{\dot{m}}{(\rho \cdot A_{\text{q_tub}} \cdot N_{\text{tub_b}})} = 2.127 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$Re_{\text{b}} := v_{\text{b}} \cdot \rho \cdot \frac{D}{\mu} = 6.346 \times 10^4 \quad Nu_{\text{b}} := 0.023 Re_{\text{b}}^{0.8} \cdot Pr^{0.4} = 314.68$$

$$h_{\text{t_b}} := Nu_{\text{b}} \cdot \frac{k}{D} = 8.064 \times 10^3 \cdot \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

$$U_{\text{b}} := \left(\frac{1}{h_{\text{t_b}}} + \frac{1}{h_{\text{s}}} \right)^{-1} = 1.603 \times 10^3 \cdot \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

$$A_{\text{b}} := \frac{q}{U_{\text{b}} \cdot F \cdot dt_{\text{ln}}} = 61.264 \text{m}^2 \quad \frac{A_{\text{b}}}{A} = 0.918$$

$$L_{\text{b}} := \frac{A_{\text{b}}}{N_{\text{tub}} \cdot \pi \cdot D} \quad L_{\text{b}} = 16.251 \text{m}$$

Svar: a) Erforderlig tublängd är 17,7 m
b) Erforderlig tublängd är 16,2 m, ca 8% kortare än i fall a)

Uppgift 8

- a) Strömningmotståndet i röret är proportionellt mot λLv^2 , där λ är prop mot $v^{-0.25}$.
För samma tublängd fås

$$H_{\text{kvot}} := \left(\frac{v_b}{v} \right)^{2-0.25} = 3.364 \qquad \frac{v_b}{v} = 2$$

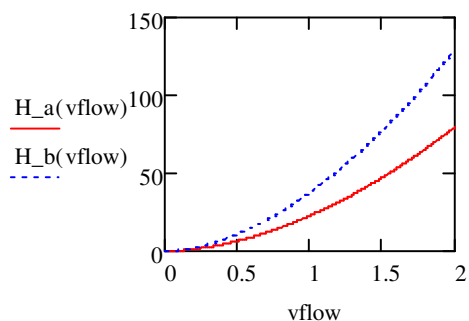
Svar: Tryckfallet per meter ökar med 236%

- b) Principiellt utseende

Här är det det principiella utseendet som efterfrågas, det viktiga är att kurvan börjar vid noll för noll-flöde, eftersom vi inte har någon statisk skillnad och att kurvaturen är ungefär som en andragradskurva, samt att H blir högre för två-pass, eftersom vattenpassagen är (nästan) dubbelt så lång. Exemplet nedan använder godtyckliga siffror för övriga motstånd.

$$H_a(\text{vflow}) := L_a \cdot \text{vflow}^{1.75} + 5 \cdot \text{vflow}^2$$

$$H_b(\text{vflow}) := 2L_b \cdot \text{vflow}^{1.75} + 5 \cdot \text{vflow}^2$$



- c) De två alternativen är strypreglering och varvtalsreglering.
Se pumpkompendiet figur 21 och 22!