

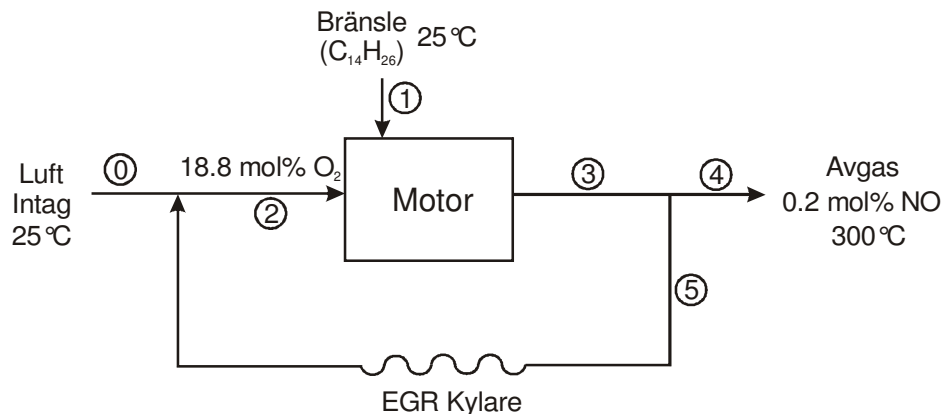


# CHALMERS TEKNISKA HÖGSKOLA

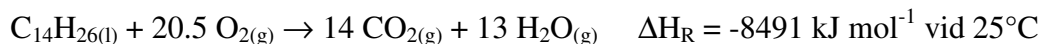
## Institutionen för kemi- och bioteknik

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	Tisdag 15 mars, kl 14.00-18.00		
LOKAL	V		
HJÄLPMEDEL	Valfri räknedosa/kalkylator med <b>tömt</b> minne. Egna anteckningar och kursmaterial är <b>ej</b> 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 $\beta$ " 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	Jonas Sjöblom 0735 907895 ca. kl. 16.00
DATUM FÖR ANSLAG av resultat samt av tid och plats för granskning	Svar till beräkningsuppgifter anslås 16 mars på studieportalens kurshemsida. Resultat på tentamen anslås tidigast 6 april efter kl 12.00. Granskning 7 respektive 12 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 <b>ej</b> 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.		

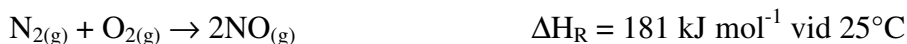
## Uppgift 1



Avgasrecirkulering (EGR, Exhaust Gas Recirculation) används för att reducera NO<sub>x</sub> emissioner från i stort sätt alla moderna förbränningsmotorer. En del av motorns avgaser kyls och återblandas med ingående luftström. Det gör att förbränningsgaserna späds ut vilket sänker förbränningstemperaturen som resulterar i lägre NO<sub>x</sub> bildning. Diesel kan antas ha en medel molekylformel på C<sub>14</sub>H<sub>26</sub>. Huvudreaktionen under dieselförbränningen är självklart den totala förbränningen av bränslet:



Men tyvärr så bildas också en del NO<sub>x</sub>, främst som NO, via den totala reaktionen:



För en speciell diesel motor är den uppmätta koncentrationen av NO i avgasflödet (ström 4) 0.2 mol%. Molära flödes hastigheten av syre i ingående luftström (ström 0) är 40.6 gånger större än molära tillflödes hastigheten av bränsle (ström 1), dvs större stökiometrisk mängd av syre till bränsleförbränningen. Tillflödet av luft (ström 0) kan anses ha en sammansättning på 21 mol% O<sub>2</sub> och 79% mol% N<sub>2</sub>. Fullständig förbränning (eller omsättning) av bränslet antas ske över motorn (dvs. inget bränsle i ström 4). Efter omblandning med recirkulerande avgaser, är koncentrationen av syre 18.8 mol% in i motorn (ström 2).

- Om motorn anses arbeta vid steady state vilken fraktion av totala avgaserna (ström 3) recirkuleras (ström 5) och omblandas med luft tillflödet (ström 0). Det som efterfrågas här är alltså recirkulationskvoten.
- Om luften och bränslet tillförs vid 25°C som gas respektive vätska och avgastemperaturen (ström 4) är 300°C, uppskatta då den effekt som krävs av EGR kylaren i MW/kg bränsle.

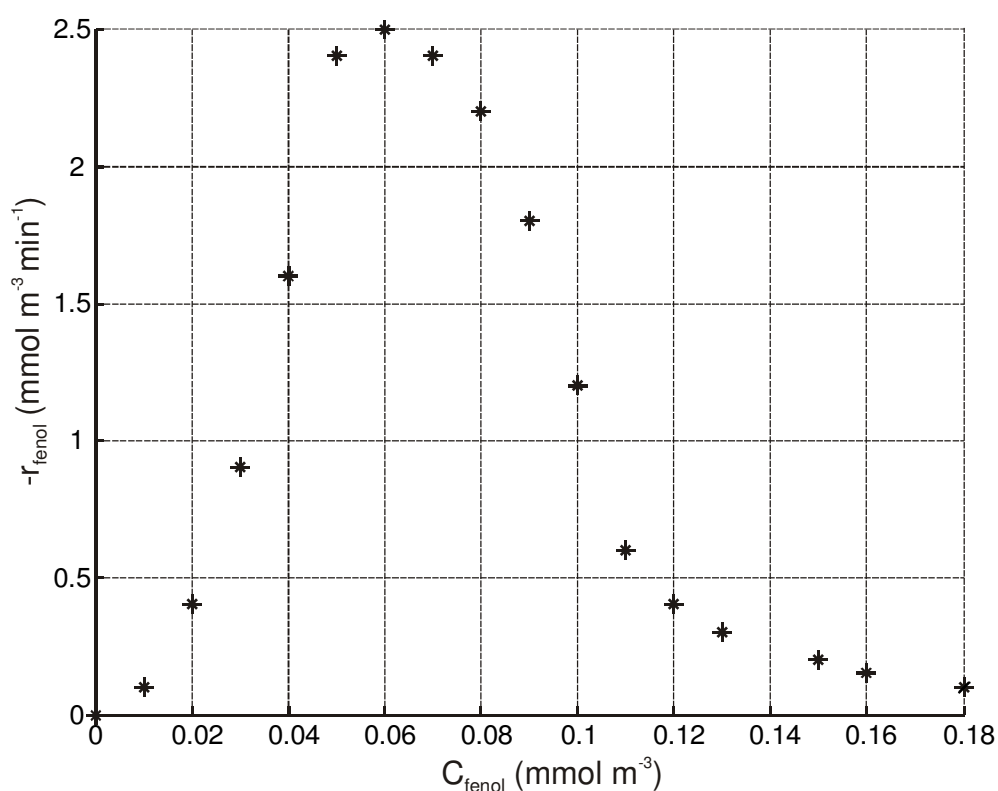
DATA: Medel mol vikten av bränsle (C<sub>14</sub>H<sub>26</sub>) är 0.194 kg/mol. C<sub>p</sub> värdena antas

vara konstanta inom aktuellt temperaturområde.

(10p)

	$C_p$ (J mol <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup> )
O <sub>2</sub>	30.5
N <sub>2</sub>	29.4
CO <sub>2</sub>	42.3
H <sub>2</sub> O	34.4
NO	30.3

**Uppgift 2** Avloppsvatten från ett oljeraffinaderi innehåller fenol som måste avlägsnas. Konsumtions hastigheten av fenol för en reaktion har uppmätts experimentellt och finns plottad i grafen nedan.



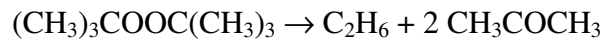
En avloppsvattenström på 6 m<sup>3</sup> min<sup>-1</sup> innehåller 0.15 mmol m<sup>-3</sup> fenol som måste renas. Den önskade slutkoncentrationen av fenol är 0.02 mmol m<sup>-3</sup>.

- Om en serie reaktorer kan användas, vilket system av ideala reaktorer skulle kräva en minimal total volym?
- Förklara vid vilka förhållanden (koncentration och reaktionshastighet) dessa reaktorer i a) skulle arbeta vid och varför de behöver en minimal total volym.
- Uppskatta den totala minimala volymen.

(10p)

---

**Uppgift 3** Gasfas nedbrytningen av di-tert-butyl peroxid kommer köras i en kontinuerlig tankreaktor med ett kontinuerligt tillflöde på 40 mol% di-tert-butyl peroxid och 60 mol% inert N<sub>2</sub>. Den exoterma reaktionen för nedbrytningen är:



- Vilka faktorer kommer orsaka att volym gasflödet (=  $q$ ) ändras innuti reaktorn?
- Vad är partialtrycket för produkten etan (C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>) när omsättningen av di-tert-butyl peroxid är 60% och total trycket är 10 atm?

(6p)

**Uppgift 4** En destillationskolonn skall separera en blandning av bensen och toluen. Blandningen håller 45 mol-% bensen och 55 mol-% toluen. Tillflödet till kolonnen ska vara 140 kmol/h. Man önskar erhålla två produkter en hållande 90 mol-% toluen och en hållande 95 mol-% bensen.

Beräkna;

- produktflödena från kolonnen! (Kolonnen är utrustad med återkokare och totalkondensor.)
- antalet ideala steg som fordras för separationen när det yttre återflödesförhållandet är 3.7 och tillflödet är vätskeformigt och kokvarmt!
- det minimala återflödesförhållandet om tillflödet är underkylt 70°C under sin bubblpunkt!
- temperaturen hos det kokvarma tillflödet?

Jämviktsdiagram för systemet bensen-toluen bifogas!

(12p)

Givna data:

Systemet bensen/toluen antas uppträda idealt!

Jämviktsdiagram för systemet bensen-toluen bifogas!

Antoinés ekvation:  $\ln P_i^\circ (\text{mmHg}) = A_i - \frac{B_i}{C_i + T(\text{K})}$

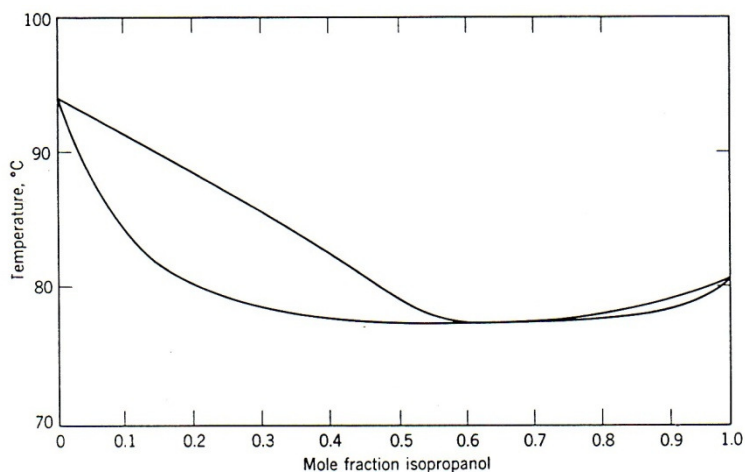
Antoinekonstanter:

Komponent	A	B	C
Bensen	15.9008	2788.51	-52.36
Toluen	16.0137	3096.52	-53.67

Övriga data:

Ångbildningsvärmets för blandningen	31714 kJ/kmol
Värmekapacitet för ångformig blandning	5.98 cal/mol,K
Värmekapacitet för vätskeformig blandning	189.45 kJ/kmol,K
Kokpunkt för bensen	353.3 K
Kokpunkt för toluen	383.8 K
Molmassa för bensen	78.114 kg/kmol
Molmassa för toluen	92.141 kg/kmol

**Uppgift 5** Redogör, med hjälp av figuren nedan, för vad som händer då en blandning av isopropanol och propylenklorid, som håller molbråket 0.3 med avseende på isopropanol, kyls från 90°C till 80°C vid ett konstant tryck av 101.3 kPa.



Dag- och bubbelpunktsdiagram för systemet isopropanol/propylenklorid vid 101.3 kPa.

I bilaga 1 finns diagrammet med utrymme för svar som du ska bifoga dina tentamenslösningar för bedömning!

(5p)

**Uppgift 6**

- Hur kan kapaciteten ökas hos en befintlig sedimentationstank?
- Vilka faktorer påverkar höjd-tid-kurvans utseende för ett sedimentationsförlopp?
- Vad händer med en destillationskolonnns höjd resp. diameter om yttre återflödesförhållandet tredubblas?

(5p)

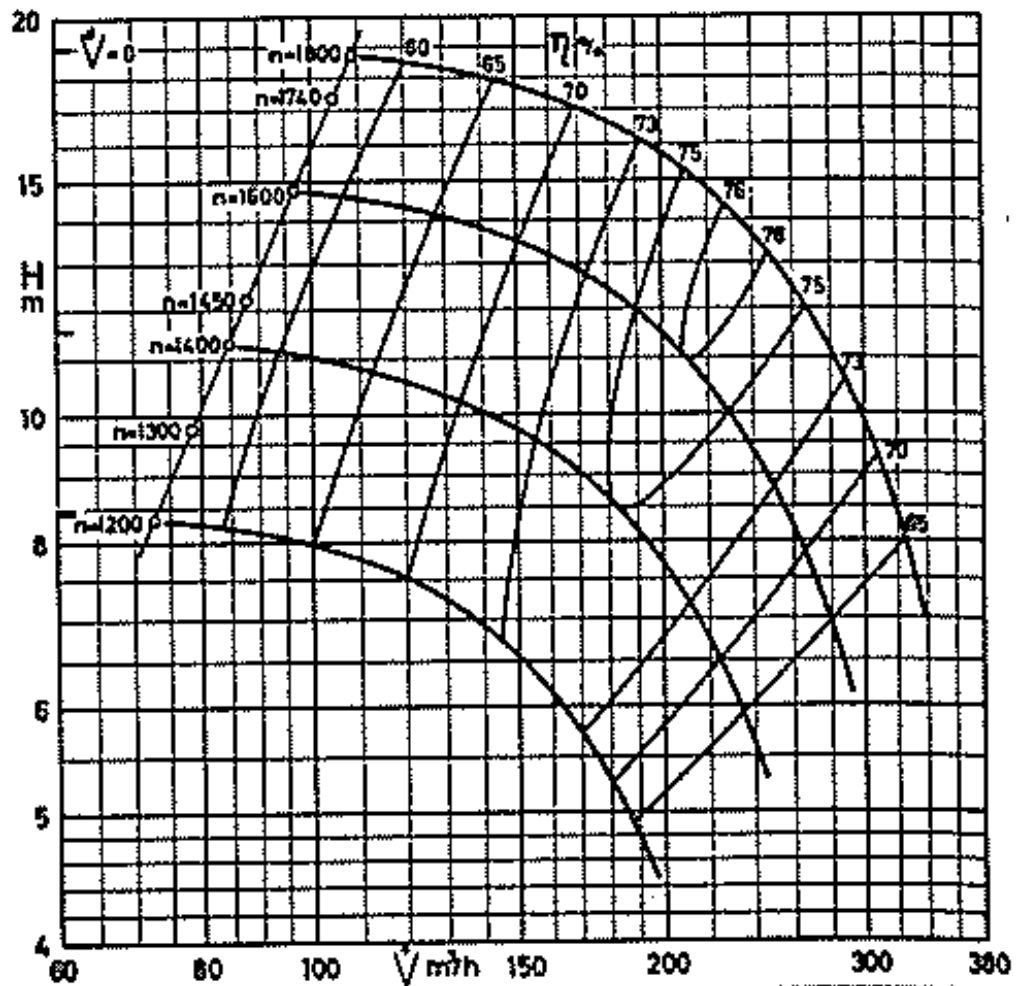
### Uppgift 7

En pump har pumpkurvan enligt figur. Pumpen pumpar råolja (densitet=900kg/m<sup>3</sup>) med ett flöde av 280 m<sup>3</sup>/h och arbetar vid varvtalet 1600 rpm. Den statiska uppföringshöjden är 6m. Röret är 1000m långt och 0.7m i diameter med en friktionsfaktor på 0.07.

- a) beräkna effektförbrukningen (ledtråd:  $P_{nyttig} = \dot{V}\Delta p$ )

Man behöver tillfälligt minska flödet till 230 m<sup>3</sup>/h och realiserar detta genom en strypventil.

- b) Beräkna den nya effekten  
c) Beräkna engångsförlustkoefficienten ( $\zeta$ ) som denna strypreglering innebär.  
d) Om pumpen istället hade varit en displacementspump, hade det gått att reglera på flödet på samma sätt? Förklara varför!

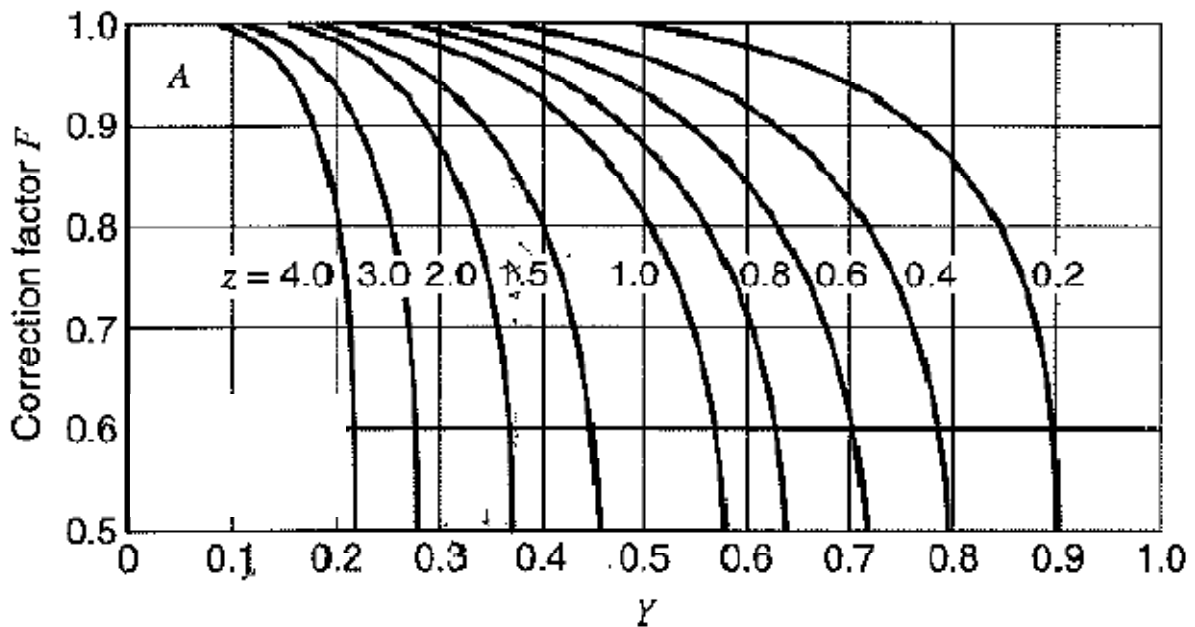


(6p)

**Uppgift 8** En 2-pass tubvärmväxlare arbetar med 2 vattenströmmar. Den varma strömmen går på mantelsidan och kommer in med 90°C och lämnar vid 60°C. Den kalla strömmen går i tuberna och kommer in med 10°C och lämnar med 60°C. Den kalla strömmen är 1 liter/s och VVX-arean är 5m<sup>2</sup>.

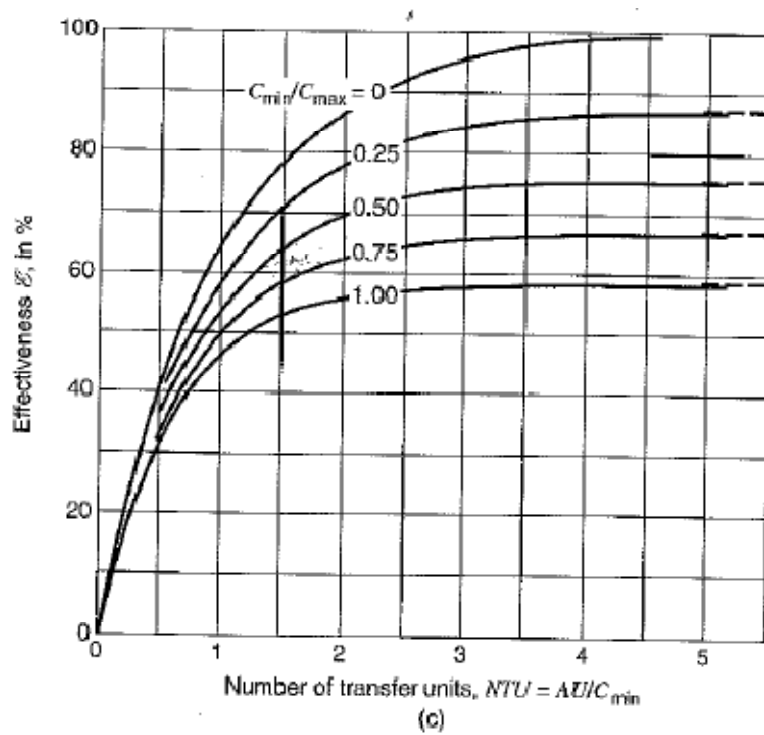
- Skissera värmväxlaren med angivande av de olika strömmarna.
- Beräkna värmeöverföringstalet U.
- Om man byter plats på varma strömmen och kalla strömmen, Vad händer med effekten? (antag att U är konstant)
- Hur förändras prestanda (q samt ut-temperaturer) om värmväxlaren ändras till 4-pass istället? Ange vilka antaganden du väljer att göra beträffande U och A.

(6p)



Definitioner av hjälpvariabler för F-faktorn:  $Y = \frac{T_{Cout} - T_{Cin}}{T_{Hin} - T_{Cin}}$ ,  $Z = \frac{T_{Hin} - T_{Hout}}{T_{Cout} - T_{Cin}}$

Vänd !



(c)  
NTU-graf för en tubvärmväxlare.

Göteborg 2011-03-07

Krister Ström  
Derek Creaser  
Jonas Sjöblom



---

## 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**

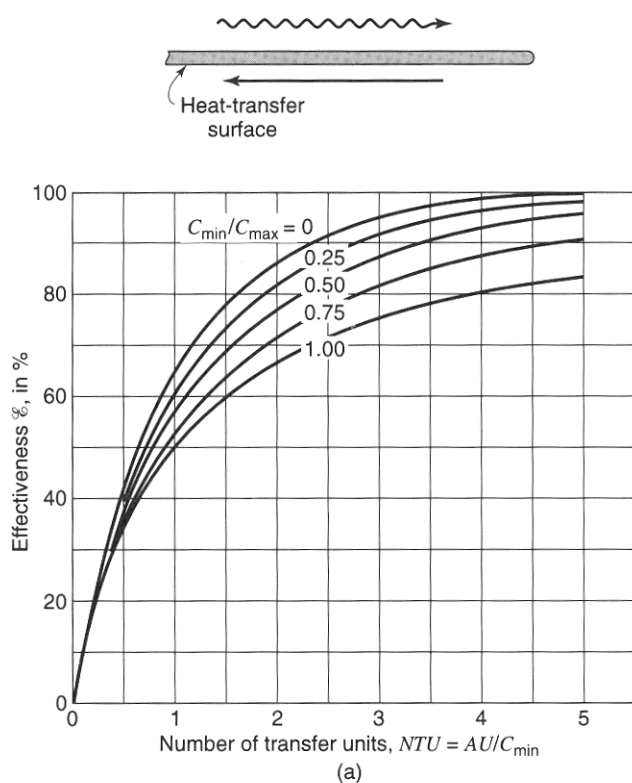
Värmeväxlare:

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

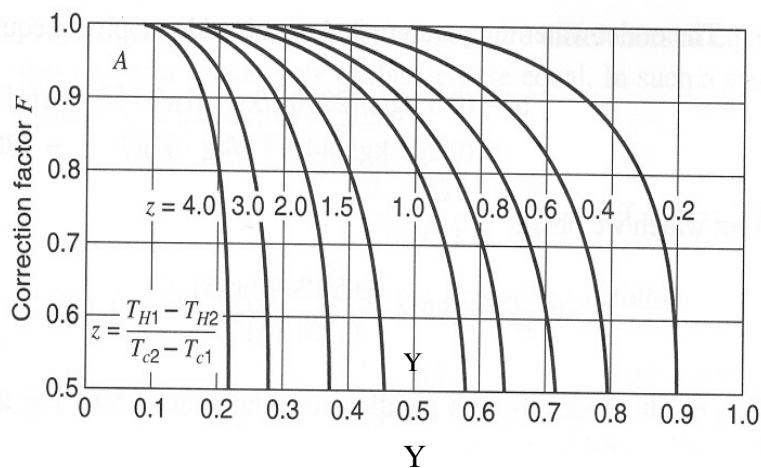
$$\varepsilon = \frac{1 - \exp\left[-NTU \left(1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]}{1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}} \exp\left[-NTU \left(1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]} \quad (\text{motström})$$

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

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



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

Antoinés ekvation:

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

Wilsonuttrycket för beräkning av aktivitetsfaktor för binärt system:

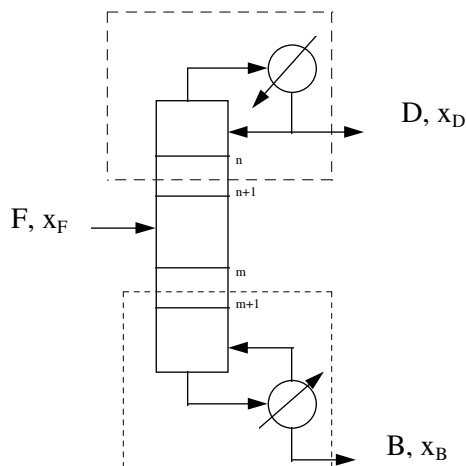
$$\ln \gamma_1 = -\ln(x_1 + \Lambda_{12}x_2) + x_2 \left( \frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{\Lambda_{21}x_1 + x_2} \right)$$

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

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:

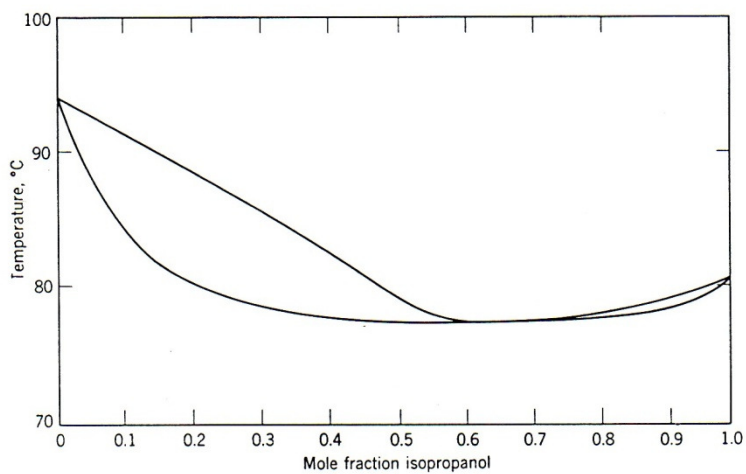
$$V_{y_{n+1}} = Lx_n + Dx_D$$

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

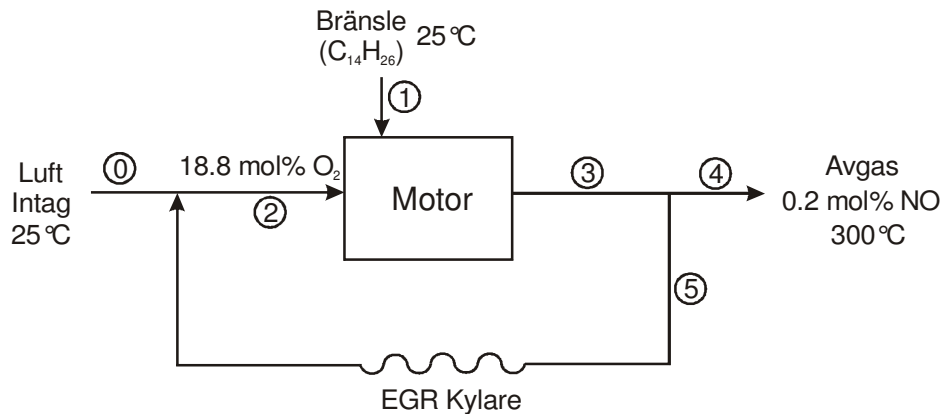
q-linje: 
$$y = -\frac{q}{1-q}x + \frac{x_F}{1-q}$$

Svarsbilaga till uppgift 5.

Anonymkod:



## Uppgift 1

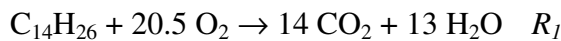


- (a) Basis: Fuel feed rate is  $1 \text{ mol s}^{-1}$  ( $F_{HC}^1 = 1 \text{ mol s}^{-1}$ )

then  $F_{O_2}^0 = 40.6 \text{ mol s}^{-1}$

and due to the given composition of air:  $F_{N_2}^0 = 40.6 \times \frac{79}{21} = 152.7 \text{ mol s}^{-1}$

The reactions are:



Where we let  $R_1$  and  $R_2$  be the total rates of the reactions in the process.

Balances for each component over the process are:

$$F_{HC}^4 = F_{HC}^1 - R_1$$

$$F_{O_2}^4 = F_{O_2}^0 - 20.5 R_1 - R_2$$

$$F_{N_2}^4 = F_{N_2}^0 - R_2$$

$$F_{CO_2}^4 = 14 R_1$$

$$F_{H_2O}^4 = 13 R_1$$

$$F_{NO}^4 = 2 R_2$$

$$F_{tot}^4 = F_{HC}^1 + F_{O_2}^0 + F_{N_2}^0 + 5.5 R_1$$

There is complete combustion of fuel over the engine, i.e.  $F_{HC}^4 = 0$

Then from fuel balance above,  $R_1 = F_{HC}^1 = 1 \text{ mol s}^{-1}$

Mole fraction of NO in stream 4, can be expressed as  $y_{NO}^4 = \frac{F_{NO}^4}{F_{tot}^4} = \frac{2R_2}{194.3 + 5.5R_1} = 2 \times 10^{-3}$

Then  $R_2 = (194.3 + 5.5R_1) \times 10^{-3} = 0.1998 \text{ mol s}^{-1}$

Since we will eventually use the given mole fraction of oxygen in stream 2, to determine the fraction of the engine outlet stream (3) recycled, we should calculate now the mole fraction of oxygen in the process outlet stream:

$$y_{O_2}^4 = \frac{F_{O_2}^4}{F_{tot}^4} = \frac{F_{O_2}^0 - 20.5R_1 - R_2}{194.3 + 5.5R_1} = 0.0996$$

Note also that since the engine outlet stream is only split into streams 4 and 5:  $y_{O_2}^4 = y_{O_2}^3 = y_{O_2}^5$

Total and oxygen mole balances for the mixing point, upstream the engine are:

$$F_{tot}^2 = F_{tot}^0 + F_{tot}^5$$

$$y_{O_2}^2 F_{tot}^2 = F_{O_2}^0 + y_{O_2}^5 F_{tot}^5$$

This makes 2 equations with 2 unknowns ( $F_{tot}^2$  and  $F_{tot}^5$ ). Then by combining the above equations:

$$y_{O_2}^2 F_{tot}^2 = F_{O_2}^0 + y_{O_2}^5 (F_{tot}^2 - F_{tot}^0)$$

After rearranging:  $F_{tot}^2 = \frac{F_{O_2}^0 - y_{O_2}^5 F_{tot}^0}{y_{O_2}^2 - y_{O_2}^5} = 241.5 \text{ mol s}^{-1}$

Then also  $F_{tot}^5 = F_{tot}^2 - F_{tot}^0 = 48.2 \text{ mol s}^{-1}$

From a total mole balance over the split point, downstream the engine:

$$F_{tot}^3 = F_{tot}^4 + F_{tot}^5 = (194.3 + 5.5R_1) + F_{tot}^5 = 248 \text{ mol s}^{-1}$$

So now the fraction of the total engine exhaust (stream 3) that is recirculated (stream 5) is:

$$\alpha = \frac{F_{tot}^5}{F_{tot}^3} = 0.194$$

Then 19.4% of the engine exhaust is recirculated

- (b) Will now formulate a heat balance over the entire process to determine the required effect of the EGR cooler. A general heat balance is:

$$\sum F_i^0 \int_{T_{ref}}^{T_0} c_{Pi} dT + \sum F_i^1 \int_{T_{ref}}^{T_1} c_{Pi} dT - \sum F_i^4 \int_{T_{ref}}^{T_4} c_{Pi} dT + \sum R_i (-\Delta H_{rxni}(T_{ref})) + Q_{EGR} = 0$$

Note that  $T_0 = T_1 = 25^\circ\text{C}$ . It is best to use  $25^\circ\text{C}$  as the reference temperature since the reaction enthalpies are given at this temperature and in addition it will allow us to eliminate the terms  $Q_{in}^0$  and  $Q_{in}^1$  from the heat balance. Also, since the heat capacities are constant, we can simplify the heat balance to the following form:

$$-\sum F_i^4 c_{pi}(T_4 - T_0) + \sum R_i (-\Delta H_{rxni}(T_0)) + Q_{EGR} = 0$$

So now to solve the heat balance we must calculate the molar flow rates of each component in stream 4. This is done using the equations above and the earlier calculated values of the total reaction rates ( $R_1$  and  $R_2$ ). They are:

$$F_{O_2}^4 = 19.90 \text{ mol s}^{-1}; F_{N_2}^4 = 152.5 \text{ mol s}^{-1}; F_{CO_2}^4 = 14 \text{ mol s}^{-1}; F_{H_2O}^4 = 13 \text{ mol s}^{-1}; F_{NO}^4 = 0.40 \text{ mol s}^{-1}$$

So now the required effect of the EGR cooler can be calculated:

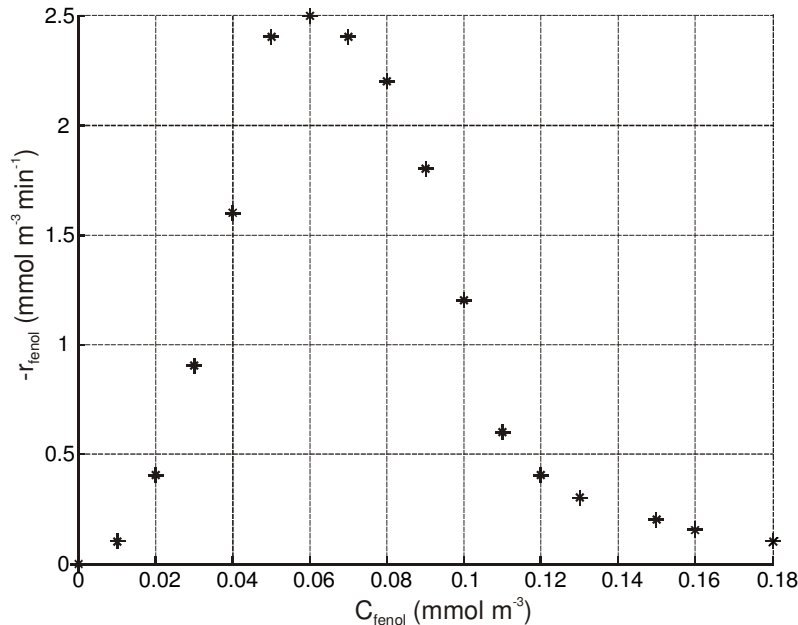
$Q_{EGR} = -6.77 \text{ MW}$  and since the basis was  $1 \text{ mol s}^{-1}$  fuel this is the effect in MJ per mole of fuel, but using the given molecular weight of the fuel the result is...

$$Q_{EGR} = -34.9 \text{ MJ (kg fuel)}^{-1}$$

## Uppgift 2

Phenol (A) decomposition reaction:  $A \rightarrow \text{products}$  (liquid phase)

Experimental measurements of reaction rate of A are plotted below:



A stream with flow rate of  $6 \text{ m}^3 \text{ min}^{-1}$  in which A concentration must be reduced from  $0.15 \text{ mmol m}^{-3}$  to  $0.02 \text{ mmol m}^{-3}$ .

- (a) Reactor series that would require minimal total volume would be an ideal tank followed by an ideal tube reactor.
- (b) From  $0.15 \text{ mmol m}^{-3}$  of A to  $0.06 \text{ mmol m}^{-3}$  the reaction rate increases. In fact at a concentration of  $0.06 \text{ mmol m}^{-3}$  of A the reaction rate appears to be at a maximum. An ideal tank reactor operates entirely at the outlet condition reactor rates. Thus in order to minimize the volume of the tank reactor it should operate with an outlet concentration of  $0.06 \text{ mmol m}^{-3}$  at the maximum reaction rate. In the concentration interval from  $0.06 \text{ mmol m}^{-3}$  to  $0.02 \text{ mmol m}^{-3}$  the reaction rate decreases. Under these conditions an ideal tube would require minimal volume because it would operate at all of the reaction rates in the interval from the maximum at  $0.06 \text{ mmol m}^{-3}$  to the minimum at  $0.02 \text{ mmol m}^{-3}$ . In comparison an ideal tank would only operate at the minimum reaction rate and require larger volume. So the ideal tube should follow the tank with an inlet concentration of  $0.06 \text{ mmol m}^{-3}$  and outlet concentration of  $0.02 \text{ mmol m}^{-3}$ .
- (c) The ideal tank mole balance is:

$$F_{A0} - F_A + r_A V_{\text{tank}} = 0$$

For a liquid phase reaction, the volumetric flow rate can be considered constant ( $q = q_0$ ):

$$qC_{A0} - qC_A + r_A V_{\text{tank}} = 0$$

$$V_{\text{tank}} = \frac{q(C_{A0} - C_A)}{-r_A}$$

Evaluate for  $r_A$  at  $C_A = 0.06 \text{ mmol m}^{-3}$ ;  $V_{\text{tank}} = 0.216 \text{ m}^3$

The ideal tube mole balance is:

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

For a liquid phase reaction, the volumetric flow rate can be considered constant ( $q = q_0$ ):

$$q \frac{dC_A}{dV} = r_A$$

$$\int_0^{V_{tube}} dV = q \int_{C_{Ain}}^{C_{Aout}} \frac{dC_A}{r_A}$$

$$V_{tube} = q \int_{0.06}^{0.02} \frac{dC_A}{r_A}$$

The integral can be calculated by trapezoidal integration:

$C_A$	$\frac{1}{r_A}$	$\Delta C_A$	$\left(\frac{1}{r_{Ai}} + \frac{1}{r_{Ai-1}}\right)/2$	$\Delta C_A \times \left(\frac{1}{r_{Ai}} + \frac{1}{r_{Ai-1}}\right)/2$
0.06	-0.4			
0.05	-0.427	-0.01	-0.4137	0.00414
0.04	-0.625	-0.01	-0.5260	0.00526
0.03	-1.111	-0.01	-0.8680	0.00868
0.02	-2.5	-0.01	-1.8055	0.01806
			Sum	0.03613

$$\text{Then } \int_{0.06}^{0.02} \frac{dC_A}{r_A} \approx 0.03613$$

$$V_{tube} = q \int_{0.06}^{0.02} \frac{dC_A}{r_A} \approx 0.216 \text{ m}^3$$

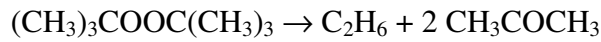
$$V_{tot} = V_{tank} + V_{tube} = 0.432 \text{ m}^3$$



---

### Uppgift 3

Decomposition reaction:



Feed is 40 mol% A and 60 mol% inert N<sub>2</sub>

- (a) In a continuous reactor the gas volumetric flow rate will vary because the reaction will cause the total molar flow rate to increase. Also, temperature variation will cause the volumetric flow rate to change. In this case the reaction is exothermic and if the reactor is adiabatic, the reaction can cause the temperature to increase which will cause the gas volumetric flow rate to also increase.
- (b)  $P_B = ?$  when  $X_A = 0.6$  and  $P_{tot} = 10$  atm

First determine the mole fraction of B from a stoichiometric table:

$$F_A = F_{A0} - X_A F_{A0}$$

$$F_B = X_A F_{A0}$$

$$F_C = 2X_A F_{A0}$$

$$F_{N_2} = F_{N_20} = \frac{60}{40} F_{A0}$$

$$F_{tot} = 2.5F_{A0} + 2X_A F_{A0}$$

$$P_B = y_B P_{tot} = \frac{F_B}{F_{tot}} P_{tot} = \frac{X_A F_{A0}}{2.5F_{A0} + 2X_A F_{A0}} P_{tot} = \frac{X_A}{2.5 + 2X_A} P_{tot} = 1.62 \text{ atm}$$

## Uppgift 4

**Data:**  $x_F = 0.45$   
 $x_D = 0.95$   
 $x_B = 0.10$   
 $F = 140 \text{ kmol/h}$   
 $R = 3.7$   
 $\Delta T = 70^\circ\text{C}$   
Övriga data givna i tabell i anslutning till uppgift!

**Sökt:** a) Produktflöden.  
b) Antalet ideala steg.  
c)  $R_{\min}$  då tillflödet är underkylt  $70^\circ\text{C}$  under sin bubbelpunkt.  
d) Temperaturen hos det kokvarma tillflödet.

## Lösning:

a) Totalbalans:  $F = B + D$  ... (1)  
Komponentbalans:  $Fx_F = Bx_B + Dx_D$  ... (2)

(1) och (2) ger  $D = F \frac{x_F - x_B}{x_D - x_B} = \underline{D = 57.65 \text{ kmol/h}}$   
som tillsammans med (1) ger  $\underline{B = 82.35 \text{ kmol/h}}$

b) Övre driftlinjen tecknas i termer av yttre återflödesförhållandet:  
 $y_n = \frac{R}{R+1} x_{n+1} + \frac{x_D}{R+1}$  dvs övre driftlinjen skapas från  $x_D = 0.95$  på diagonal till avskärningen  $\frac{x_D}{R+1} = 0.20$  på y-axeln i jämviktsdiagrammet. tillflödet är vätskeformigt och kokvarmt varför q-linjen är lodrät och konstrueras från  $x_F$  på diagonalen i jämviktskurvan. Nedre driftlinjen skapas från skärningspunkten mellan övre driftlinjen och q-linjen till  $x_B$  på diagonalen. "Stegning" ger att det fordras sju ideala bottnar och återkokare för att genomföra separationen.

c) Utifrån q-värdet kan q-linjen skapas och övre driftlinjen för  $R_{\min}$  kan bestämmas.

$$q = \frac{\text{Värme att förångna 1 mol F}}{\text{Ångbildningsvärmets}} = \frac{c_F^l \Delta T + \Delta H_{\text{VAP}}}{\Delta H_{\text{VAP}}} = 1.42$$

q-linjens lutning  $= \frac{q}{q-1} = 3.38$ . Övre driftlinjen under minimalt återflödesförhållande skär y-axeln i punkten  $0.46$  vilket ger  $0.46 = \frac{x_D}{R_{\min} + 1}$  vilket ger  $\underline{R_{\min} = 1.07}$ .

d) Från jämviktsdiagram kan ångföresätningen  $y_{\text{Bensen}}$  bestämmas från given tillflödesföresättning  $x_{F(=\text{Bensen})} = 0.45$ . Jämviktssambandet kan tecknas  $P y_{\text{Bensen}} = P_{\text{Bensen}}^o x_{F(=\text{Bensen})}$ . Totaltrycket är  $100 \text{ kPa}$  dvs  $760 \text{ mmHg}$  varför ångtrycket för bensen kan lösas och därmed temperaturen bestämmas.

---

$y_{\text{Bensen}} = 0.665$  avläses i jämviktsdiagram vilket ger att ångtrycket är 1123 mmHg. Antoineekvation ger att  $T = 95^\circ\text{C}$ .

### Uppgift 7

En pump har pumpkurvan enligt figur. Pumpen pumpar råolja (densitet=900kg/m<sup>3</sup>) med ett flöde av 280 m<sup>3</sup>/h och arbetar vid varvtalet 1600 rpm. Den statiska uppföringshöjden är 6m. Röret är 1000m långt och 0.7m i diameter med en friktionsfaktor på 0.07.

b) beräkna effektförbrukningen

Effekten ges av:  $P = \frac{P_{nyttig}}{\eta_{tot}} = \frac{\rho g \dot{V} H}{\eta_{tot}}$ , där  $\rho=900$ ,  $g=9.82$ ,  $V_{prick}=280/3600=0.078\text{m}^3/\text{s}$ .

Avläsning i pumpkurva (vid  $V_{prick}=280\text{m}^3/\text{h}$  och varvtal=1600rpm) ger  $H=7\text{m}$  och  $\eta=0.65$ .  
Effekten  $P=900*9.82*0.078*7/0.65=7.40\text{kW}$

Man behöver tillfälligt minska flödet till 230m<sup>3</sup>/h och realiserar detta genom en strypventil.

c) Beräkna den nya effekten

$V_{prick}=230/3600=0.064\text{m}^3/\text{s}$

Avläsning i pumpkurva (vid  $V_{prick}=230\text{m}^3/\text{h}$  och 1600rpm) ger  $H=10\text{m}$  och  $\eta=0.75$ .  
Effekten  $P=900*9.82*0.064*7/0.75=7.53\text{kW}$

d) Beräkna engångsförlustkoefficienten ( $\zeta$ ) som denna strypreglering innebär.

För att beräkna engångsförlusten för strypningen måste friktionsförluster och andra engångsförluster beräknas. Uppföringshöjden ges av:

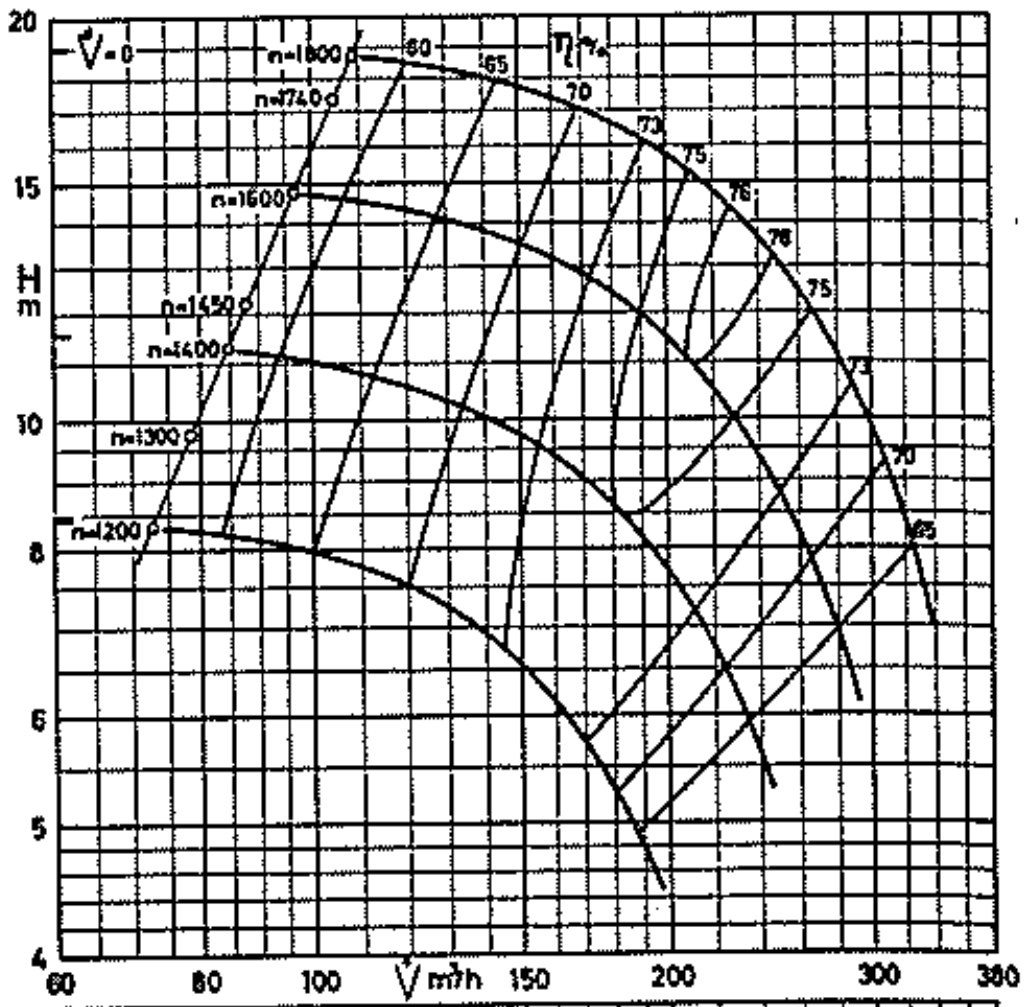
$$h_{tot} = h_{stat} + h_{dyn} = h_{stat} + \left( \lambda \frac{L}{d} + \sum_i \zeta_i \right) \frac{c^2}{2g}$$

Där flödes hastigheten  $c=V_{prick}/A_{tv}$ , där  $A_{tv}=\pi d^2/4=0.385\text{m}^2$ ,  $h_{stat}=6\text{m}$ ,  $\lambda=0.07$  och  $L=1000\text{m}$ .

Från värden "före" ( $h_{tot}=7\text{m}$ ,  $c_{före}=0.202\text{m/s}$ ) erhålls  $\zeta_{före}=381$ .

Från värden "efter" ( $h_{tot}=10\text{m}$ ,  $c_{efter}=0.166\text{m/s}$ ) erhålls  $\zeta_{efter}=2751$ ,

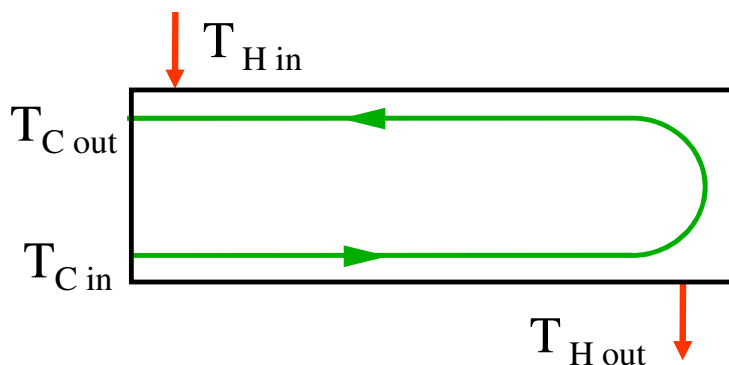
där  $\zeta_{fter} = \zeta_{före} + \zeta_{strypförlust}$ , och strypförlustkoefficienten är alltså  $\zeta_{strypförlust}=2751-381=2370$



## Uppgift 8

En 2-pass tubvärmeväxlare arbetar med 2 vattenströmmar. Den varma strömmen går på mantelsidan och kommer in med  $90^{\circ}\text{C}$  och lämnar vid  $60^{\circ}\text{C}$ . Den kalla strömmen går i tuberna och kommer in med  $10^{\circ}\text{C}$  och lämnar med  $60^{\circ}\text{C}$ . Den kalla strömmen är  $1\text{ liter/s}$  och VVX-arean är  $5\text{m}^2$ .

a) Skissera värmeväxlaren med angivande av de olika strömmarna.

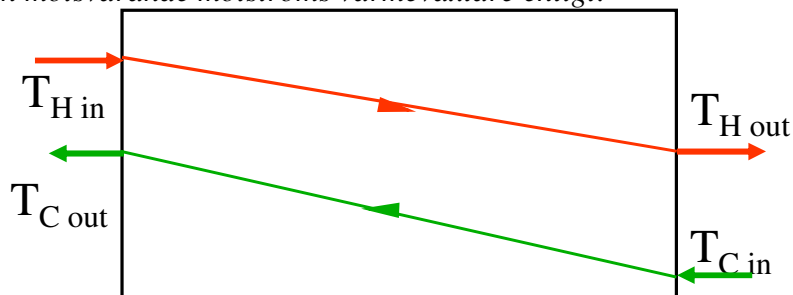


*Obs! En figur med mantelflödet reverserat är inte korrekt, eftersom det då inte blir någon drivande kraft vid utflödet (varma flödet på  $60^{\circ}\text{C}$  värmeväxlas med kalla flödet av samma temperatur)*

b) Beräkna värmeöverföringstalet  $U$ .

### Med F-faktor:

*En motsvarande motströms värmeväxlare enligt:*



Överförd värme är samma som (t.ex.) upptagen värme:

$$q = m_{\text{prick}} \cdot c_p \cdot (T_{\text{Cu}} - T_{\text{Cin}}) = 0.001 \text{ m}^3/\text{s} \cdot 1000 \text{ kg}/\text{m}^3 \cdot 4.18 \text{ kJ}/\text{kg}/\text{K} \cdot (60 - 10) = 209 \text{ kW}$$

$$dT_1 = 30^{\circ}\text{C}, \quad dT_2 = 50^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_{\text{lm}} = (30 - 50) / \ln(30/50) = 39.15^{\circ}\text{C}$$

Med definitionerna på hjälpvariablerna erhålls:  $Y = 0.625$ ,  $Z = 0.6$

F-faktorn avläses till  $F = 0.82$

$$q = UA(F\Delta T_{\text{lm}}) \text{ ger } U = 209 \text{ kW} / 5 \text{ m}^2 / (0.82 \cdot 39.15 \text{ K}) = 1.3 \text{ kW}/\text{m}^2/\text{K}$$

**Lösning med NTU-metoden:**

$$C_{\min} = (\text{kalla strömmen}) = 4.18 \text{ kW/K}$$

$$C_{\max} = (\text{varmaströmmen}) = C_{\min} \cdot (60-10)/(90-60) = 6.97 \text{ kW/K}$$

$$C_{\min}/C_{\max} = 0.6$$

Effectiveness = ( $C_{\min}$ -strömmens temperaturändring genom den maximalt möjliga temperaturändringen) =  $(60-10)/(90-10) = 0.625$

$$\text{NTU (avläses)} = 1.6$$

$$\text{Från definitionen av NTU erhålles } U = \text{NTU}/A \cdot C_{\min} = 1.6/5 \cdot 4.18 = 1.3 \text{ kW/m}^2/\text{K}$$

- c) Om man byter plats på varma strömmen och kalla strömmen, Vad händer med effekten? (antag att U är konstant)

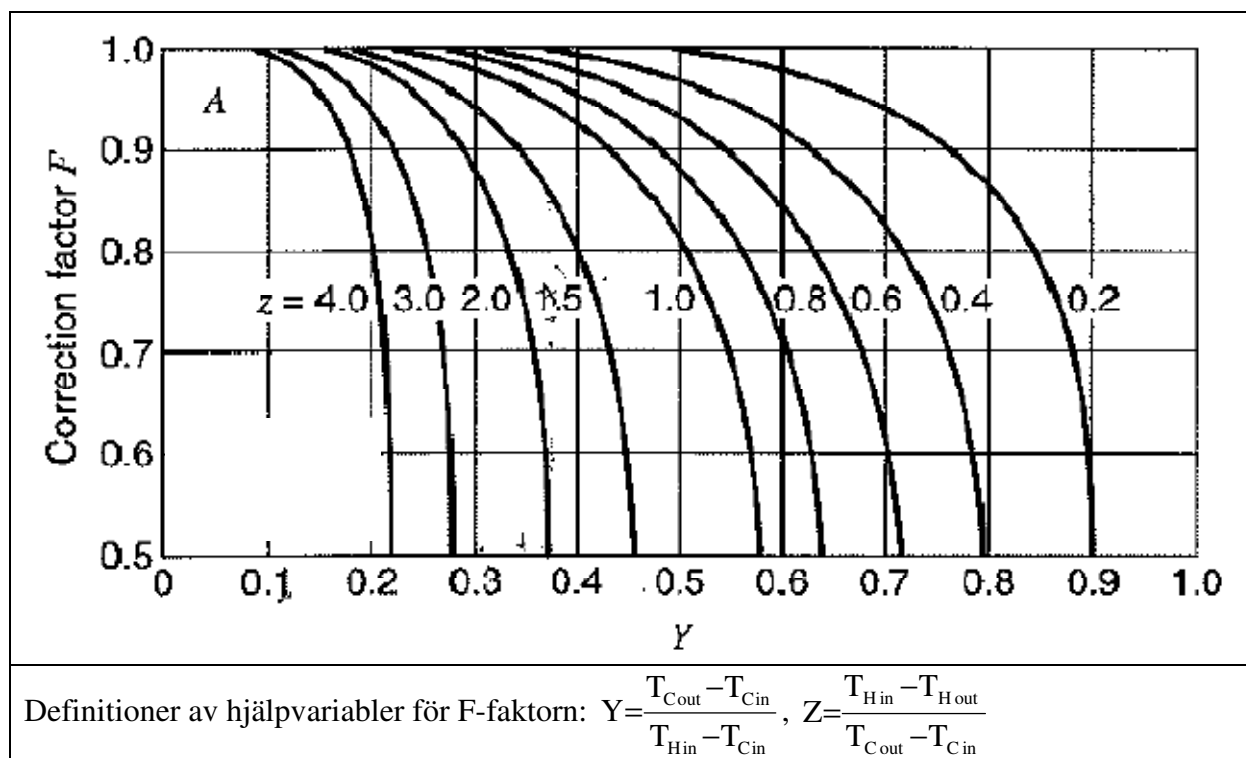
**Svar med resonemang:**

(Med F-faktor-resonemang) Eftersom de ingående hjälpvariablerna inte är beroende av vilken konfiguration (vilket flöde som går på tub/mantelsida) så händer ingenting. Effekten blir oförändrad.

(Med NTU-resonemang) Eftersom  $C_{\min}$  är den kalla strömmen i båda fall och  $C_{\min}/C_{\max}$  är samma. Och eftersom U antas vara konstant (och även A) så måste effectivenessfaktorn också vara densamma och effekten blir oförändrad.

**Svar med beräkning av F-faktorn:**

Nya värden på hjälpvariablerna:  $Y=0.375$ ,  $Z=1.667$  ger med avläsning  $F=0.82$  (samma som innan) och givet att U är oförändrad så blir effekten oförändrad.



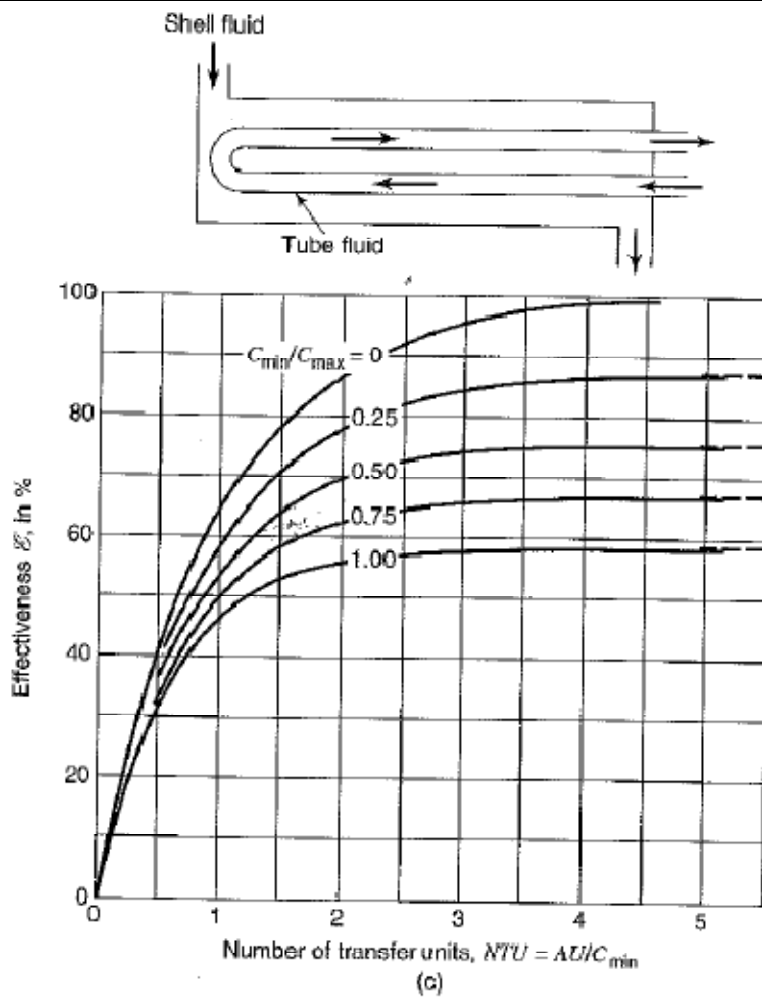


Figure 22.12 Continued

NTU-graf för tubvärmväxlare.