

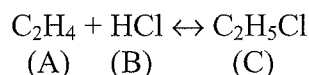


CHALMERS TEKNISKA HÖGSKOLA

Institutionen för kemi- och bioteknik

| | | | |
|-------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----------------------------------------------------------|----------------------------------------------|
| KURSNAMN | Grundläggande kemiteknik, 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 | Tisdag 27 augusti, 2013, kl 08.30-12.30 | | |
| LOKAL | 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 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 kurshemsida. Resultat på tentamen anslås tidigast 16 september efter kl 12.00. Granskning 17 september respektive 23 september kl. 12.30-13.00 i seminarierummet forskarhus II plan 2. | | |
| ÖVRIG INFORM. | Tentamen består av teoriproblem till ca 40 % och resten beräkningsuppgifter. Sju 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 Ethylklorid (C_2H_5Cl) framställs genom att addera torrt klorväte (HCl) i närvaro av fast katalysator. Reaktionen är reversibel och kan skrivas

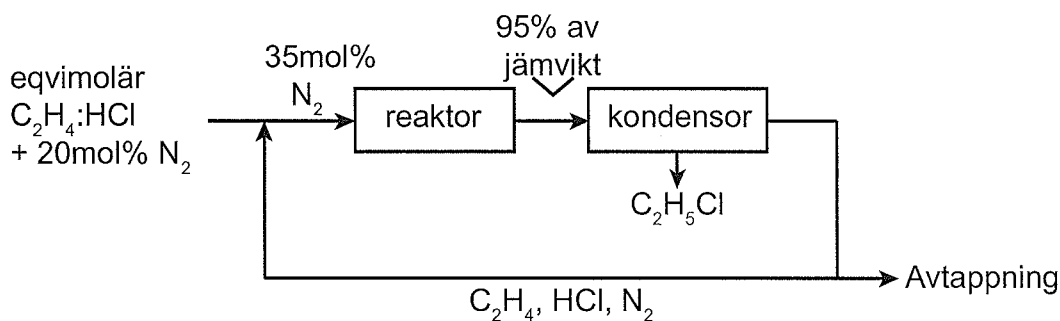


Vid de aktuella reaktionsbetingelserna, $227^\circ C$ och 10 bar gäller att jämviktskonstanten (K_p) är 0.84 bar^{-1} . Jämviktskonstanten är definierad av sambandet:

$$K_p = \frac{P_C}{P_A P_B}$$

Vid framställning av ethylklorid enligt ovanstående metod består det färska inflödet av ekvimolära mängder av reaktanterna samt 20 mol% inerta gaser, främst kväve. Reaktionen utförs isobart vid 10 bar samt isotermt vid $227^\circ C$. Den använda katalysatorn är så effektiv, att förhållandet mellan partialtrycken i utflödet $P_C/[P_A P_B]$ uppgår till 95% av jämviktskonstantens värde. Gasen från reaktorn passerar en kondensor, där ethylkloriden separeras fullständigt från eten och klorväte. All eten, klorväte och inerta gaser återförs till reaktorns inflöde förutom en viss mängd som avtappas ur systemet. Reaktorns inflöde innehåller 35 mol% inerta gaser.

Vilket molflöde av färskt inflöde behövs om processen ska producera 10 kmol h^{-1} ethylklorid?



(9p)

- Uppgift 2**
- Förklara hur ideal tank (CSTR) och ideal tub (plugg-flöde) reaktorer är lika och olika. (Ange minst två likheter och två skillnader)
 - Förklara hur ideal sats och ideal tub (plugg-flöde) reaktorer är lika och olika. (Ange minst två likheter och två skillnader)
 - En första ordningens reaktion kommer att genomföras med en ideal och isothermiska tubreaktor med volym V eller med två ideala och isothermiska seriekopplade tankreaktorer med lika volymer $V/2$. Omsättningsgraden kommer att vara
 - Mindre för seriekopplade tankar än tubreaktor.

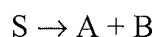
- ii) Mer för seriekopplade tankar än tubreaktor.
- iii) Lika för båda reaktorkonfigurationer.
- iv) Omöjligt att säga utan värdet på reaktionshastighetskonstanten.

(10p)

Uppgift 3 Laktos (S) löst i mjölk spjälkas till glukos (A) och galaktos (B) av laktasenzym, immobiliserat av ett fast packmaterial, som verkar som katalysator. Denna process används för att tillverka laktosfri mjölk. Den effektiva reaktionshastigheten per volymsenhet reaktor uttrycks:

$$r = \frac{kC_S}{C_S + K_M \left(1 + \frac{C_A}{K_1}\right)}$$

för reaktionen:



Vid en given temperatur är parametrarna k , K_M och K_I konstanta.

Vilken uppehållstid ($\tau = V/q$) krävs för en isoterm tubreaktor för att erhålla 80% omsättning av laktos vid 40°C om $K_M = 0.0528 \text{ kmol m}^{-3}$, $K_I = 0.0054 \text{ kmol m}^{-3}$ och $k = 3.87 \text{ kmol m}^{-3} \cdot \text{min}^{-1}$?

Inflödets koncentration av laktos är $0.149 \text{ kmol m}^{-3}$.

(7p)

Uppgift 4 I en destillationskolonn destilleras en blandning av komponent A och vatten där komponent A är den lättflyktiga komponenten. Kolonnen är utrustad med totalcondensor och värms med direktång och arbetar vid 760 mmHg..

Tillflödet, 100 kmol/h, håller 46 mol-% A och påföres som mättad vätska till kolonnen. Från kolonnen önskar man två produkter, en hållande 90 mol-% vatten och en hållande 4 mol-% vatten. Kolonnen arbetar vid ett yttre återflödesförhållande $R = 2.8R_{\text{min}}$. Kolonnverkningsgraden har bestämts till 70 %.

- a) Hur många verkliga bottnar fordras för att genomföra separationen?
- b) Vilken är temperaturen hos strömmen som går in i totalcondensorn?
- c) Vilket nummer har den verkliga tillflödesbotten, optimal sådan, ovanifrån räknat?
- d) Hur mycket direktång (kmol/h) fordras för att genomföra separationen?

Vänd ☞!

Givna data:

Jämviktsdiagram för systemet A/H₂O bifogas.

Antoines ekvation:
$$\log P_1^\circ (\text{mmHg}) = A_i - \frac{B_i}{C_i + t(^{\circ}\text{C})}$$

Antoinekonstanter:

| Komponent | A _i | B _i | C _i |
|------------------|----------------|----------------|----------------|
| A | 8.04494 | 1554.300 | 222.650 |
| H ₂ O | 8.10765 | 1750.286 | 235.000 |

(8p)

- Uppgift 5**
- När kan det vara lämpligt att använda en packad kolonn i stället för en bottenkolonn?
 - Varför utnyttjas så kallad *double pass* för vätskeföringen på exempelvis silbottnar med stor diameter?
 - Vad är det som gör att det ibland går att skilja två ämnen i en homogen vätskeblandning med hjälp av destillation?
 - Vad har tillflödets tillstånd för inverkan på de inre flödena i en destillationskolonn?
 - Vilka är förutsättningarna för att konstanta molära flöden kan antas vid destillation?

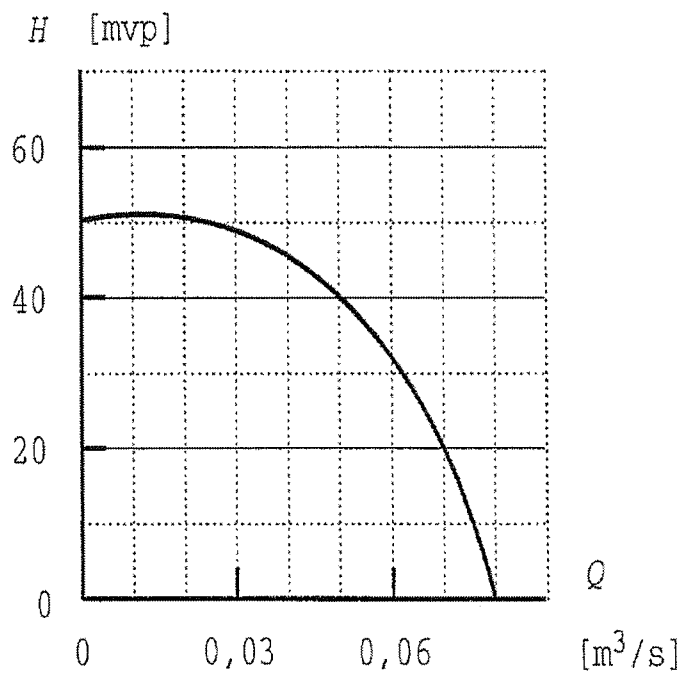
(14p)

- Uppgift 6** Definiera (i ord) begreppet effektivitet (eller effektivitetsfaktor) för en värmeväxlare och använd begreppet som utgångspunkt för att ta fram ett uttryck för hur långt den varma strömmen maximalt kan kylas i en motströms resp. en medströms värmeväxlare med kända flöden, c_p-värden och inloppstemperaturer.

(5p)

- Uppgift 7** En centrifugalpump med pumpkurva enligt nedan skall installeras i en vattenledning mellan två tankar som ingår i ett system för försörjning av tappvatten i en industri. Tappvattnet skall ha ett övertryck av 300 kPa, vilket åstadkommes genom att den ena tanken, från vilken tappvattnet distribueras, upptill är ansluten till tryckluftsnätet. Den andra tanken är en öppen reservoar. Vattenytan i tankarna är normalt på samma nivå. Vattenledningens diameter är 150 mm och längden är 100 m. Friktionsfaktorn i ledningen kan vid flöden över 0,03 m³/s anses vara konstant 0,025. In och utlopp till tankarna är skarpkantade (dvs. deras ζ=0,5). Hur stort vattenflöde kan pumpen åstadkomma?

Vänd ☞!



(7p)

Göteborg 2013-08-19

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

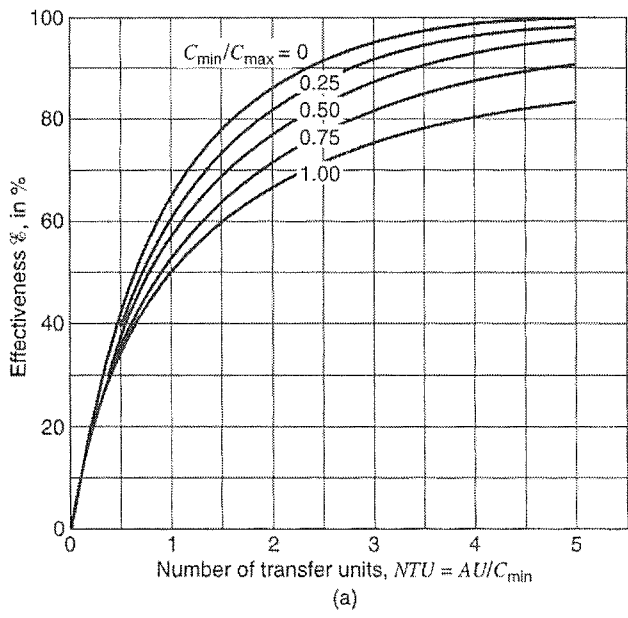
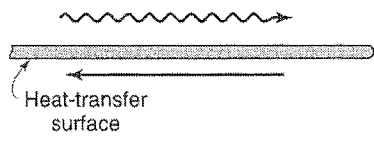
Värmeväxlare:

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

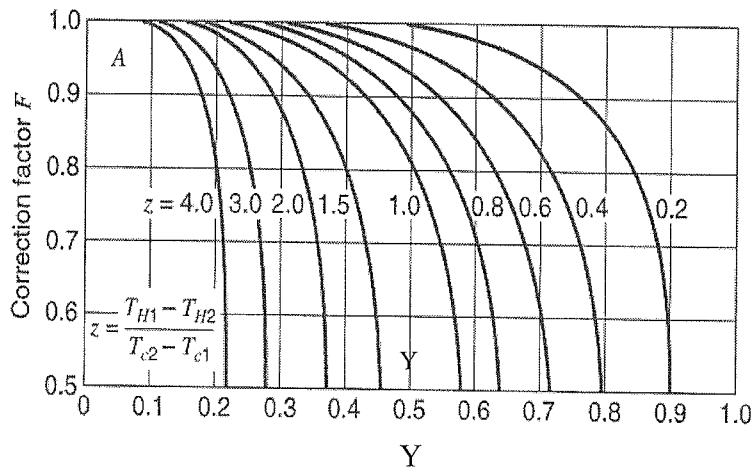
$$\varepsilon = \frac{1 - \exp\left[-NTU\left(1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]}{1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}} \exp\left[-NTU\left(1 - \frac{C_{\min}}{C_{\max}}\right)\right]} \quad (\text{motström})$$

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

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



Temperaturverkningsgrad för motströmsvämeväxlare



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

Antoinnes ekvation:

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

Wilsonuttrycket för beräkning av aktivitetsfaktor för binärt system:

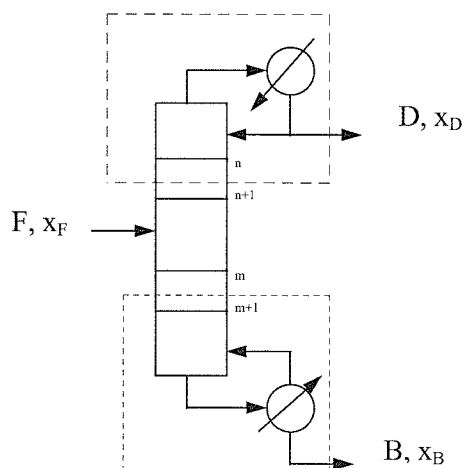
$$\ln \gamma_1 = -\ln(x_1 + \Lambda_{12}x_2) + x_2 \left(\frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{\Lambda_{21}x_1 + x_2} \right)$$

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

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:



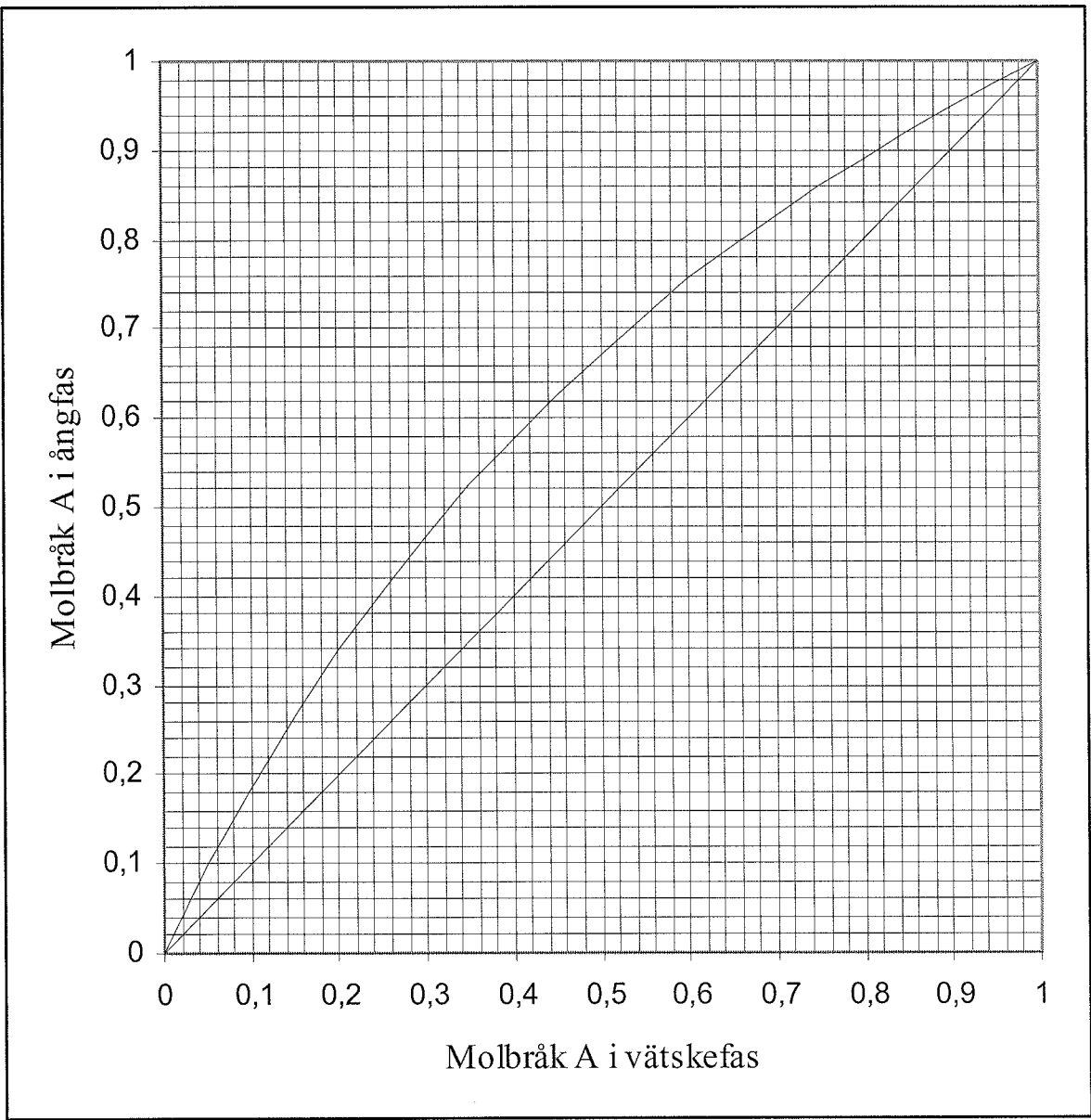
Materialbalanser:

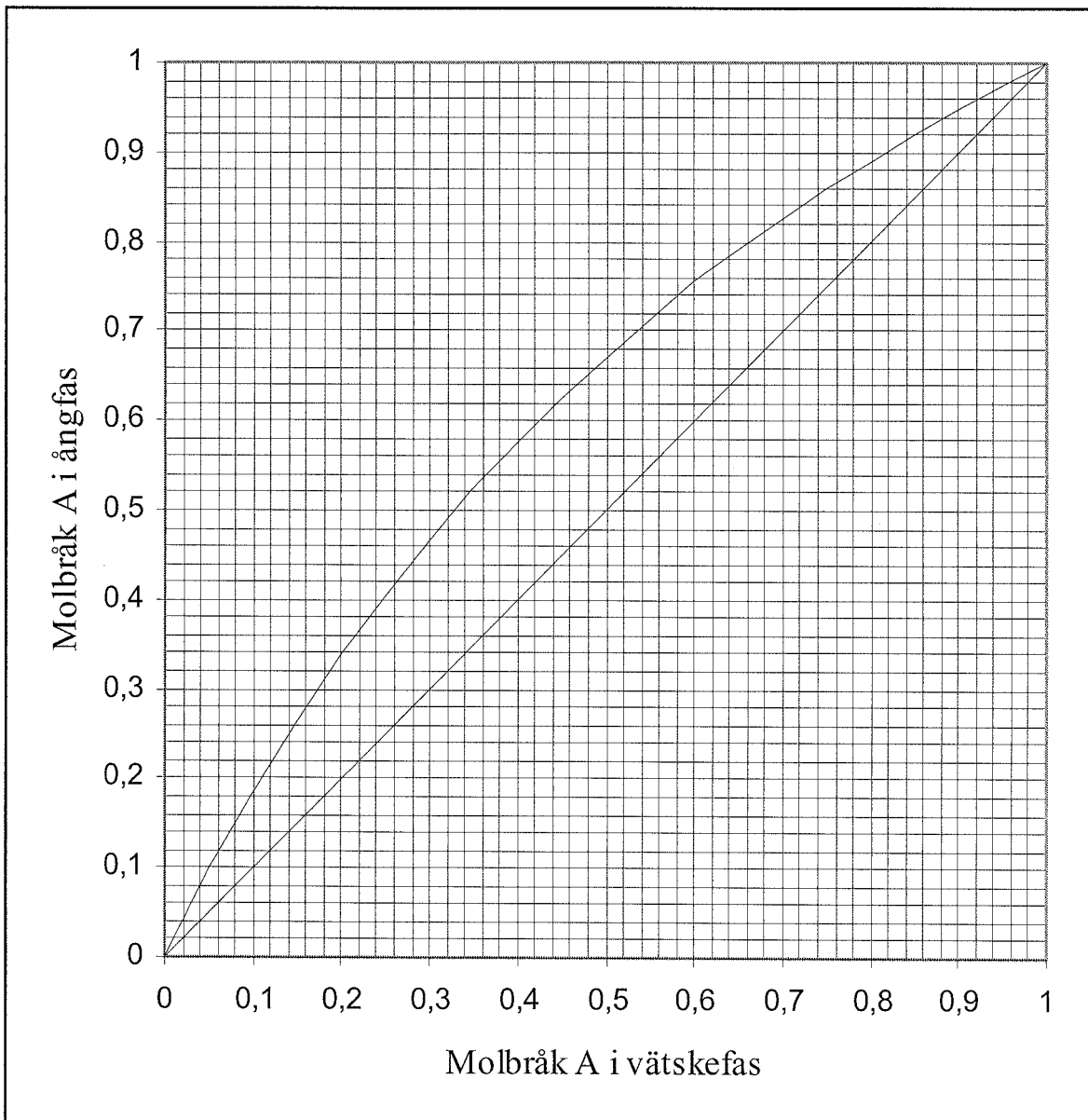
$$Vy_{n+1} = Lx_n + Dx_D$$

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

q-linje:

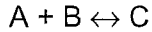
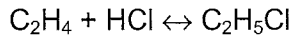
$$y = -\frac{q}{1-q}x + \frac{x_F}{1-q}$$



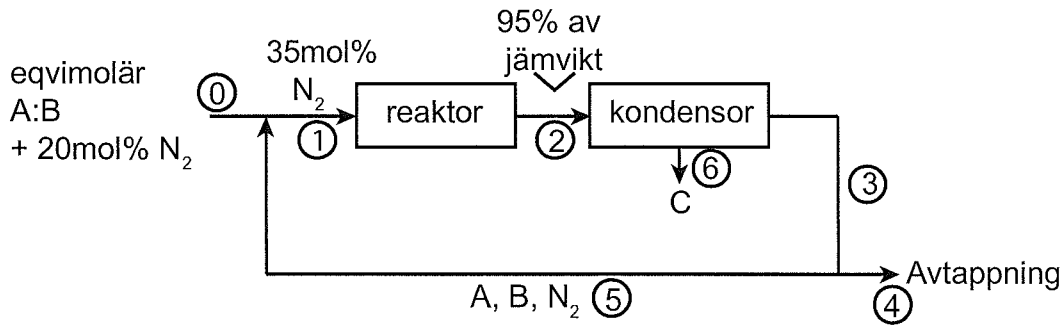


Solutions:

Uppgift 1



Process with labelled streams:



Also given: $F_C^6 = 10 \text{ kmol h}^{-1}$

Determine: $F_{tot}^0 = ?$

Useful to note that molar flow rates and mole fractions of A and B in all streams will be equal in which they are present, since they are fed to process in equimolar ratio and they are consumed by the reaction in an equimolar ratio.

Basis: $F_A^1 = F_B^1 = 100 \text{ kmol h}^{-1}$

Note however that the basis taken is likely not consistent with the given value of F_C^6 !

Stream 1 contains 35 mol% N₂ then: $\frac{F_{N_2}^1}{F_{N_2}^1 + 200} = 0.35$ which gives $F_{N_2}^1 = 107.7 \text{ kmol h}^{-1}$

95% of equilibrium reached over the reactors. Then this is relationship between partial pressures of A, B and C in stream 2:

$$\frac{P_C^2}{P_A^2 P_B^2} = 0.84(0.95) = 0.798 \text{ bar}^{-1}$$

Expressed in terms of mole fractions:

$$\frac{y_C^2 P_{tot}}{y_A^2 P_{tot} y_B^2 P_{tot}} = 0.84(0.95) = 0.798 \text{ bar}^{-1}$$

Since P_{tot} in stream 2 is 10 bar and $y_B^2 = y_A^2$ then:

$$\frac{y_C^2}{y_A^2 y_A^2} = 7.98 \quad (1)$$

Let R be reaction rate in reactor and now write mole balances over reactor to arrive at expressions for mole fractions in stream 2 in terms of R.

$$\begin{aligned}
 F_A^2 &= F_A^1 - R \\
 F_B^2 &= F_B^1 - R = F_A^1 - R \\
 F_C^2 &= +R \\
 F_{N_2}^2 &= F_{N_2}^1 \\
 \hline
 F_{tot}^2 &= 2F_A^1 + F_{N_2}^1 - R
 \end{aligned}$$

$$\text{Then } y_A^2 = \frac{F_A^1 - R}{2F_A^1 + F_{N_2}^1 - R} \text{ and } y_C^2 = \frac{R}{2F_A^1 + F_{N_2}^1 - R}$$

Substitute these expressions for the mole fractions into equation (1) above:

$$\frac{R(2F_A^1 + F_{N_2}^1 - R)}{(F_A^1 - R)^2} = 7.98 \quad \text{or} \quad \frac{R(307.7 - R)}{(100 - R)^2} = 7.98$$

Then solving for R gives, $R = 57.5 \text{ kmol h}^{-1}$

Now for stream 2:

$$F_A^2 = F_B^2 = 42.5$$

$$F_C^2 = 57.5$$

$$F_{N_2}^2 = 107.7$$

Then $F_C^6 = F_C^2 = 57.5 \text{ kmol h}^{-1}$

As expected the basis is not consistent with the given value of F_C^6 of 10 kmol h^{-1} . So then we shall correct the flow rates in stream 2 so that they yield the given value of F_C^6 .

Now for stream 2, scaled for correct value of F_C^6 :

$$F_A^2 = F_B^2 = 42.5(10/57.5) = 7.39$$

$$F_C^2 = 57.5(10/57.5) = 10$$

$$F_{N_2}^2 = 107.7(10/57.5) = 18.73$$

Then $F_C^6 = F_C^2 = 10 \text{ kmol h}^{-1}$ and similarly $R = 10 \text{ kmol h}^{-1}$

Also stream 1, now scaled for correct value of F_C^6 :

$$F_A^1 = F_B^1 = 100(10/57.5) = 17.39$$

$$F_{N_2}^1 = 107.7(10/57.5) = 18.73$$

$$F_{tot}^1 = (17.39 + 17.39 + 18.73) = 53.51$$

Now for stream 3:

$$F_A^3 = F_A^2 = 7.39$$

$$F_B^3 = F_B^2 = 7.39$$

$$F_{N_2}^3 = F_{N_2}^2 = 18.73$$

Compositions of stream 3:

$$y_A^3 = y_B^3 = 0.221$$

$$y_{N_2}^3 = 0.559$$

And this composition applies also for streams 4 and 5.

Total and nitrogen mole balances for mixing point (streams 0, 1 and 5) are

$$\text{Total: } F_{tot}^1 = F_{tot}^0 + F_{tot}^5 \rightarrow 53.51 = F_{tot}^0 + F_{tot}^5$$

$$\text{N}_2: y_{N_2}^1 F_{tot}^1 = y_{N_2}^0 F_{tot}^0 + y_{N_2}^5 F_{tot}^5 \rightarrow 18.73 = 0.2 F_{tot}^0 + 0.559 F_{tot}^5$$

Solving these 2 equations for F_{tot}^0 and F_{tot}^5 give 31.14 and 22.37 kmol h⁻¹ respectively.

Then for production rate of C of 10 kmol h⁻¹ from process the required total fresh feed rate is 31.14 kmol h⁻¹!

Following is an alternative solution. In this solution arbitrary values are not assigned to the molar flowrates of stream 1. In this way we need not correct calculated values when we find that the assigned values are not consistent with given production rate of C. However, key to this solution is to note and use the fact that the production rate of C is equal to the reaction rate in the reactor, i.e. $R = F_C^2 = F_C^6 = 10 \text{ kmol h}^{-1}$.

Basis: F_A^1 is molar flowrate of A in stream 1

$$\text{Also } F_B^1 = F_A^1$$

Stream 1 contains 35 mol% N₂ then: $\frac{F_{N_2}^1}{F_{N_2}^1 + 2F_A^1} = 0.35$ which gives $F_{N_2}^1 = 1.08F_A^1$

Again, 95% of equilibrium is reached over the reactors. Then this is relationship between partial pressures of A, B and C in stream 2:

$$\frac{P_C^2}{P_A^2 P_B^2} = 0.84(0.95) = 0.798 \text{ bar}^{-1}$$

Now following same procedure as above can arrive at this relation between reaction rate in reactor (R) and molar flowrates in stream 1:

$$\frac{R(2F_A^1 + F_{N_2}^1 - R)}{(F_A^1 - R)^2} = 7.98$$

Substitute in $R = F_C^6 = 10 \text{ kmol h}^{-1}$ and $F_{N_2}^1 = 1.08F_A^1$:

$$\frac{10(3.08F_A^1 - R)}{(F_A^1 - 10)^2} = 7.98$$

Solving for F_A^1 gives 17.39 kmol h⁻¹.

Now from mole balances over reactor can calculate molar flowrates in stream 2:

$$F_A^2 = F_A^1 - R = 7.39$$

$$F_B^2 = F_A^2 = 7.39$$

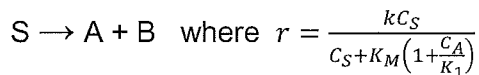
$$F_C^2 = +R = 10$$

$$F_{N_2}^2 = F_{N_2}^1 = 1.08F_A^1 = 18.78$$

Now the solution can be carried on as above to determine the molar flowrates in stream 3, the compositions of streams 3, 4 and 5 and then finally the total and nitrogen mole balances around the mixing point.

Uppgift 2

Lactose \rightarrow Glucose + Galactose



Plug-flow reactor mole balance:

$$\frac{dF_S}{dV} = - \frac{kC_S}{C_S + K_M \left(1 + \frac{C_A}{K_1}\right)}$$

$$F_A = F_{S0} - F_S$$

For milk (a liquid) can consider q constant thus:

$$C_A = C_{S0} - C_S \quad \text{and similarly } C_S = C_{S0}(1 - X)$$

Also:

$$F_S = qC_S$$

Then:

$$q \frac{dC_S}{dV} = - \frac{kC_S}{C_S + K_M + \frac{K_M}{K_1} C_{S0} - \frac{K_M}{K_1} C_S}$$

$$\tau = - \int_{C_{S0}}^{C_{S0}(1-X)} \frac{\left(1 - \frac{K_M}{K_1}\right) C_S + K_M + \frac{K_M}{K_1} C_{S0}}{kC_S} dC_S$$

$$\tau = \left(\frac{K_M}{kK_1} - \frac{1}{k}\right) \int_{C_{S0}}^{C_{S0}(1-X)} dC_S - \left(\frac{K_M}{k} + \frac{K_M}{kK_1} C_{S0}\right) \int_{C_{S0}}^{C_{S0}(1-X)} \frac{dC_S}{C_S}$$

$$\tau = - \left(\frac{K_M}{kK_1} - \frac{1}{k}\right) X C_{S0} - \left(\frac{K_M}{k} + \frac{K_M}{kK_1} C_{S0}\right) \ln(1 - X)$$

$$\tau = 0.358 \text{ min}$$

Alternatively the reactor mole balance could have been expressed in terms of conversion (X):

$$qC_{S0} \frac{dX}{dV} = \frac{kC_{S0}(1 - X)}{C_{S0}(1 - X) + K_M + \frac{K_M}{K_1} X C_{S0}}$$

And the integral solved. Either way the residence time required for 80% conversion is 0.358 min.

Uppgift 3

For parts (a) and (b) the list of similarities and differences below are not necessarily exhaustive, but at least 2 correct similarities or differences were required for full points.

(a) Ideal tank compared to Ideal tube

Similarities:

- Both are continuous reactors
- Both can operate at steady-state
- Tank has homogeneous conditions (constant temp. and conc.) throughout volume and tube has this in radial direction. (but depending on how you look at it may be considered a difference, see below)

Differences:

- Tank is perfectly mixed whereas tube has plug-flow (or different ideal flow patterns)
- Tank has homogeneous conditions (constant temp. and conc.) throughout volume, whereas these can change axially in tube but are homogeneous in radial direction
- For nonadiabatic reactors heat transfer is constant for steady-state tank reactor whereas it varies axially for tube.
- Reaction rate is constant in tank reactor whereas it varies axially for tube.

(b) Ideal tube compared to Ideal batch

Similarities:

- Conditions (temp. and conc.) change with time for batch and with volume or length for tube (can be considered a difference also however)
- Operation time for a batch reactor is analogous to residence time (V/q) for a tube reactor
- For nonadiabatic reactors heat transfer is varies with time for batch reactor as it does for length or volume for tube.

Differences:

- Tube can operate at steady-state whereas batch always operates at non-steady state
- Tube is continuous reactor whereas batch is non-continuous
- Batch is perfectly mixed whereas tube has plug-flow (or different ideal flow patterns)
- Batch has homogeneous conditions (constant temp. and conc.) throughout volume at a given point in time, whereas these can change axially in tube but is homogeneous in radial direction (can be considered a similarity also)
- For nonadiabatic reactors heat transfer is constant for volume of batch reactor at given point in time but varies with volume (or length) for tube

- Reaction rate is constant in batch reactor for given point in time whereas it varies axially for tube.

(c) (i) less for series-connected tank reactors than tube reactor

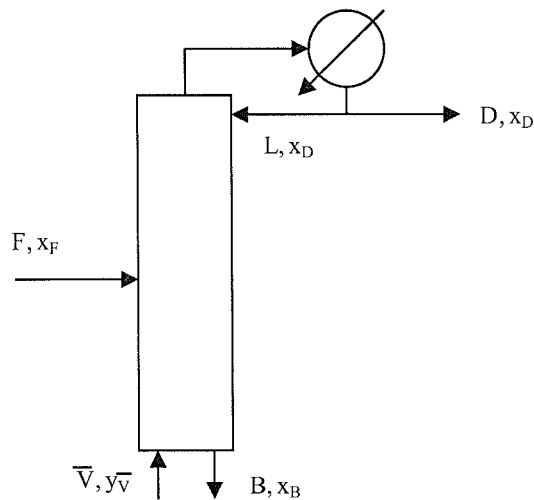
The total volume of both reactor configurations is equal. For a first order reaction, a higher conversion is achieved for a tube reactor than a tank reactor (of equal volume) because in the tube reactor the concentration (as well as reaction) drops gradually from the inlet conditions whereas in the tank the concentration drops immediately to the outlet conditions due to perfect mixing. Now when the tank is separated into two equal size tanks the conversion achieved will be somewhat higher because now the concentration (and reaction rate) will drop instead in 2 steps down to the outlet conditions. However, still 2 tanks will give lower conversion than tube. Only when the tank is separated into an infinite number of tanks will it approach the behavior and outlet conversion of the ideal tube.

Uppgift 4

Data: $F = 100 \text{ kmol/h}$
 $x_F = 0.46$
 $x_D = 0.96$
 $x_B = 0.10$
 $R = 2.8R_{\min}$
 $\eta = 0.70$
 $P = 760 \text{ mmhg}$

Sökt: a) n_{VERKLIGA}
 b) T
 c) n_{FEED}
 d) \bar{V}

Lösning:



a) Övre driftlinjen: $y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{x_D}{R+1}$ där avskärningen $\phi = \frac{x_D}{R+1}$

Vid minimalt återflöde

$$\left. \begin{array}{l} \phi_{\min} = \frac{x_D}{R_{\min} + 1} \\ x_D = 0.96 \\ \phi_{\min} = 0.33 \end{array} \right\} R_{\min} = 1.91 \Rightarrow R = 5.35$$

Vid aktuellt $R \Rightarrow \phi = 0.15 \Rightarrow$ Övre driftlinjen kan skapas i jämviktsdiagram. Nedre driftlinjen konstrueras från skärningspunkten mellan övre driftlinjen och q-linjen samt punkten (x_W, y_W) dvs $(0.10, 0.00)$. q-linjen lodrät pga kokvarmt tillflöde.

”Stegning” ger 8.4 ideala steg \Rightarrow antalet verkliga steg blir $\frac{8.4}{0.70} = 12$ st.

b) Jämviktsvillkoret kan tecknas

$$y_A = \frac{P_A^0 x_A}{P}$$

$$y_A = 0.96$$

$$x_A = 0.92 \text{ från jämviktsdiagram}$$

$$\Rightarrow P_A^0 = 793.04 \text{ mmHg} \Rightarrow T = 79.4 \text{ }^\circ\text{C}$$

c) $n_{\text{FEED,IDEAL}} = 6 \Rightarrow n_{\text{FEED,VERKLIG}} = \frac{6}{0.70} \Rightarrow n_{\text{FEED,VERKLIG}} = 9$

d) \bar{V} söks och kan bestämmas mha materialbalanser och antagande om konstanta molära flöden.

$$F + \bar{V} = D + B \quad (1)$$

$$F x_F = D x_D + B x_B \quad (2)$$

$$L = RD \quad (3)$$

$$\bar{L} = L + F = RD + F \quad (4)$$

$$\bar{L} = B \quad (5)$$

$$V = \bar{V} = D(R + 1) \quad (6)$$

Sök ett samband $F = f(D)$

$$F = D + B - \bar{V}$$

$$(2) \Rightarrow B = \frac{F x_F - D x_D}{x_B} = 460 - 9.6D$$

$$(6) \Rightarrow \bar{V} = D(R + 1) = 6.35D$$

$$F = D + 460 - 9.6D - 6.35D \Rightarrow D = 24.08 \text{ kmol/h}$$

$$\bar{V} = 152.9 \text{ kmol/h}$$

Svar: a) 12 st b) 79.4 °C c) 9 d) 152.9 kmol/h

Lösningsskiss tal 7 vvx aug 2013

En värmväxlarens effektivitet (sfaktor) ε definieras som kvoten mellan aktuell värmeöverföring och den som skulle blivit om vi hade haft en oändligt stor värmväxlare (WWWR kap 22.4).

Maximal kylning av en ström fås vid max effektivitetsfaktor (som fås vid oändlig vvx-area). I formelbladet finns uttryck för hur effektivitetsfaktorn beror av NTU, som i sin tur är proportionellt mot A för både medström och motström. Låter vi NTU (och därmed A) gå mot oändligheten, så går för motström uttrycket mot 1, medan vi för medström får att

$$\varepsilon_{\text{motström,max}} = \frac{1}{1 + \frac{C_{\min}}{C_{\max}}}$$

Dessutom gäller

$$q = \varepsilon C_{\min} (T_{H,in} - T_{C,in}) = C_H (T_{H,in} - T_{H,ut})$$

$$\Rightarrow T_{H,ut} = T_{H,in} - \frac{\varepsilon C_{\min}}{C_H} (T_{H,in} - T_{C,in})$$

Sätt in uttryck för maximalt ε så fås

$$T_{H,ut} = T_{H,in} - \frac{C_{\min}}{C_H} (T_{H,in} - T_{C,in}) \quad \text{för motström}$$

$$T_{H,ut} = T_{H,in} - \frac{C_{\min}}{C_H} (T_{H,in} - T_{C,in}) \frac{1}{1 + \frac{C_{\min}}{C_{\max}}} \quad \text{för medström}$$

Lösningförslag GKT aug 2013 - Uppgift 8 (pump)

Sökt är vilket flöde som kan åstadkommas med en viss pump i ett visst system

Givet:

$$L := 100\text{ m} \quad d := 0.15\text{ m} \quad \lambda := 0.02 \quad \Delta h := 0\text{ m} \quad \Delta P := 0.3\text{ MPa}$$

$$\zeta := 0.5 \quad \zeta_{\text{tot}} := 2 \cdot \zeta \quad \text{eftersom vi har ett utlopp och ett inlopp}$$

$$\text{Antag} \quad \rho := 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \quad g = 9.807 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

Flödeshastigheten c är kopplat till volymsflödet Q som

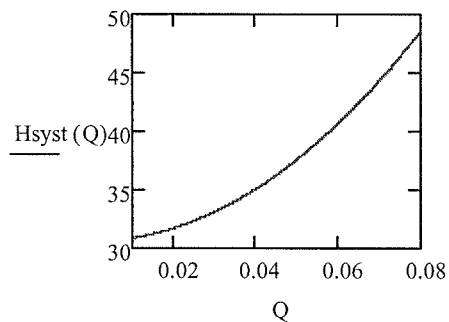
$$c(Q) := \frac{4Q}{\pi \cdot d^2}$$

Vi har då allt för att kunna sätta upp ett uttryck för systemkurvan

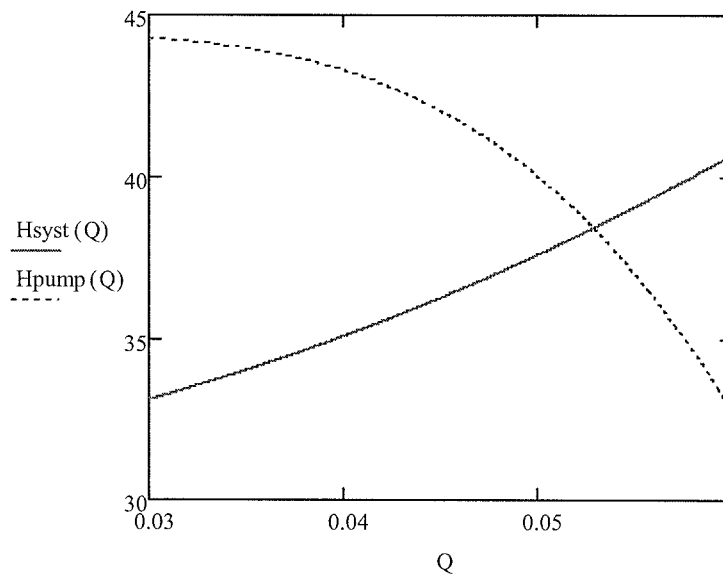
$$H_{\text{syst}}(Q) := \Delta h + \frac{\Delta P}{\rho \cdot g} + \frac{\lambda \cdot L}{d \cdot 2 \cdot g} \cdot c(Q)^2 + \frac{\zeta}{2 \cdot g} \cdot c(Q)^2$$

$$\Delta h + \frac{\Delta P}{\rho \cdot g} = 30.591\text{ m} \quad \frac{\lambda \cdot L}{d \cdot 2 \cdot g} = 0.85 \frac{\text{s}^2}{\text{m}} \quad \frac{\zeta}{2 \cdot g} = 0.025 \frac{\text{s}^2}{\text{m}}$$

$$\frac{4}{\pi \cdot d^2} = 56.588 \frac{1}{\text{m}^2} \quad \left(\frac{\lambda \cdot L}{d \cdot 2 \cdot g} + \frac{\zeta}{2 \cdot g} \right) \cdot \left(\frac{4}{\pi \cdot d^2} \right)^2 = 2.803 \times 10^3 \frac{\text{s}^2}{\text{m}^5}$$



Skärningen mellan system och pumpkurva ger driftpunkten



$$Q_{\text{test}} := 0.05285 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \quad H_{\text{syst}}(Q_{\text{test}}) = 38.42\text{m} \quad H_{\text{pump}}(Q_{\text{test}}) = 38.416\text{m}$$

Flödet ligger inom området där friktionsfaktorn var konstant.

Svar: Avläsning av skärningspunkt ger att flödet blir ca 0,053 m³/s.