Oppgave 1

En "batch" på 100 kg bomullsgarn (tørr vekt) tørkes ved atmosfærisk trykk fra et fri vanninnhold på X=0,53 til X=0,11 kg vann/kg tørt materiale. Tørkelufta er ved konstant temperatur 62°C og med konstant fuktighetsinnhold på 0,0134 kg damp/kg tørr luft. Tørkeraten er konstant lik 15 kg H_2O/(time m^2) til det frie vanninnholdet når et verdi på X=0,23 kg H_2O/kg tørt materiale. Vi betrakter et tørkeareal på 1 m^2. Likevekt nås ved X* = 0,05 kg H_2O / kg tørt garn. I intervallet mellom fri vanninnhold på X= 0,23 og likevekts fuktighet X* = 0,05 antas tørkeraten å være proporsjonal med det frie va $(R = aX)$ t.

a) Bestem den innkomne lufts prosentvise relative fuktighetsinnhold (H_R). Bruk vedlagt fuktighetsdiagram.

b) Skisser tørkekurven utfra gitte opplysninger og forklar de ulike punkter og deler av kurven.

c) Tørke rate er definert som:
Bestem tørketiden for konstant tørkerate periode.

$$R = -\left[\frac{Masse_{dry\ solid}}{Areal_{dried\ solid}}\right] \cdot \frac{dX}{dt}$$

d) Bestem tørketiden for avtagende tørkerate periode. Ta i betraktning antagelsen som er oppgitt i teksten.

e) Forklar hvorfor tørkerate begynner å falle når kritisk fuktighets innhold er nådd?

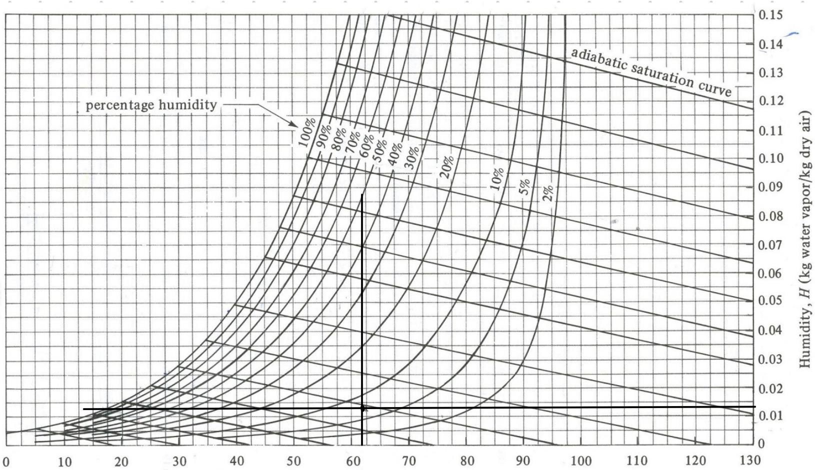
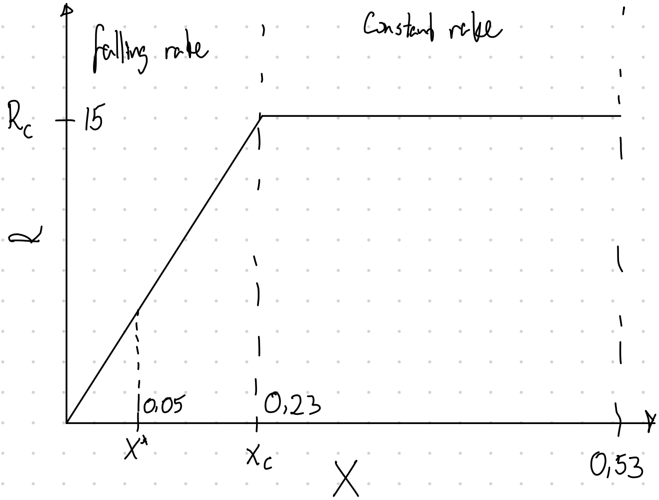


FIGURE 9.3-2. *Humidity chart for mixtures of air and water vapor at a total pressure of 101.325 kPa (760 mm Hg). (From R. E. Treybal, Mass-Transfer Operations, 3rd ed. New York: McGraw-Hill Book Company, 1980. With permission.)*

a) $H_R \approx 7{,}5\,\%$

b)



Constant rate: Film on surface evaporates

Falling rate: Moisture must move through materiel to evaporate.

c)

$$R_c = -\frac{M}{A}\frac{\Delta X}{\Delta t} = -\frac{M}{A}\frac{X_2 - X_1}{t - 0}$$

$$\Rightarrow t = \frac{M}{A}\frac{X_2 - X_1}{R_c} = \frac{100}{1}\frac{0{,}53 - 0{,}23}{15} = 2\,h$$

d)

$$R = aX, \quad a = \frac{15 - 0}{0{,}23 - 0} = 65{,}2$$

$$R = -\frac{M}{A}\frac{dX}{dt} \Rightarrow dt = -\frac{M}{R \cdot A}\,dX = -\frac{M}{aA}\int_{X_1}^{X_2}\frac{dX}{X}\,dX$$

$$t = -\frac{M}{aA}\ln\frac{X_2}{X_1} = \frac{M}{aA}\ln\frac{X_1}{X_2} = \frac{100}{65{,}2 \cdot 1}\ln\frac{0{,}23}{0{,}11} = 1{,}13\,h$$

e) Ved X_c er ikke lenger filmen på materialet heldekkende, da avtar dekningsgraden frem til overflaten er helt tørr.

Oppgave 2

En miljøvennlig metode for å fjerne CO_2 fra en gasstrøm, kan være å benytte skreddersydde membraner der CO_2 permeerer hurtigst gjennom membranen og de andre gasskomponentene holdes tilbake på fødesiden. Utfordringene er forskjellig alt etter type gasstrøm som skal renses. For å illustrere dette, ser vi på tre forskjellige gassblandinger hvor CO_2 skal fjernes. For enkelhets skyld, betrakter vi gassblandingene som kun bestående av to komponenter; komposisjon er gitt i parentes. Prosessbetingelsene er også gitt i hvert enkelt tilfelle.

1. CO_2 fjerning fra forbrenningsgass (13 mol% CO_2 i blanding med 87 mol% N_2)
Fødetrykk: 4 bar, permeattrykk: 0,1 bar, volumstrøm 5.10^5 m^3(STP)/time

2. CO_2 fjerning for oppgradering av biogass (40 mol% CO_2 i blanding med 60 mol% CH_4)
Fødetrykk: 7bar, permeattrykk: 1 bar, volumstrøm: 75 m^3(STP)/time

3. CO_2 fjerning fra naturgass (10 mol% CO_2 i blanding med 90 mol% CH_4)
Fødetrykk: 70 bar, permeattrykk: 1 bar, volumstrøm: 10^4 m^3(STP)/ time

Det er ønskelig å benytte en bestemt type polymer membran som er svært permeabel for CO_2 i alle tre tilfellene. Membranen er 2 μm tykk, og har følgende permeabiliteter, P:
$P_{CO2} = 6.10^{-7}$ m^3(STP).m/m^2.bar.h
$P_{N2} = 3.10^{-9}$ m^3(STP).m/m^2.bar.h
$P_{CH4} = 1,2.10^{-8}$ m^3(STP).m/m^2.bar.h

a) Tenk komplette blandemodell. Tegn en skisse og forklar forutsetningene modellen er basert på.

b) Ligningen for masseoverførings hastighet kan formuleres som følger:

$$y_{Ar} = \frac{y_{Ap}\left[R\left(1-y_{Ap}\right)\left(\alpha-1\right)+1\right]}{\alpha-\left(\alpha-1\right)y_{Ap}}$$

Hvor R er relativ trykk og α er selektivitet.
Forklar opprinnelsen til denne ligningen og hva den representerer. Beregne teoretisk minimum konsentrasjon som kan oppnås for CO_2 i retentatstrømmen, i de tre tilfellene over. Illustrer og forklar hvordan kan minimum retentat konsentrasjon bli bestemt grafisk.

c) I tilfelle 1 (forbrenningsgass) skal den CO_2 som permeerer helst ha en renhet på 95 mol%, og 85% av all CO_2 skal fanges inn - er det mulig å oppnå dette ved de gitte betingelser og et permeatkutt θ lik 0,1?

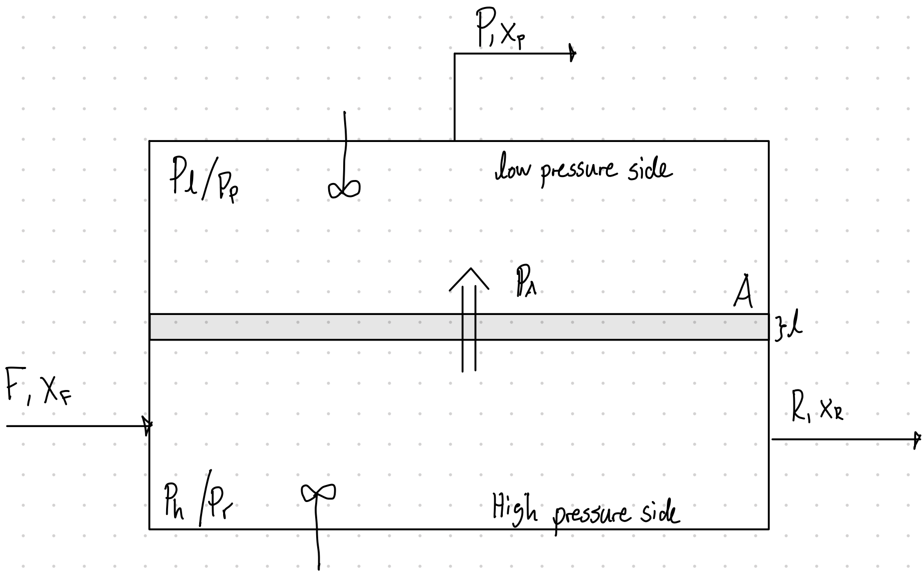
d) I tilfelle 3 (naturgass) skal den rensede naturgassen selges til Europa. Da er kravet at fraksjonen av CO_2 ikke skal være høyere enn 2,5 mol%. For å minske tapet av CH_4 settes dessuten permeatkuttet θ til 0,1. Bruk ligningen for volumetrisk fluks gjennom membranen:

$$J_{AV} = \frac{P_A}{L}\left(p_r y_{Ar} - p_p y_{Ap}\right)$$

og beregne nødvendig membranareal.

e) Redegjør for hva slags strømningskonfigurasjon du vil velge på membranmodulen bør det være medstrøm, motstrøm eller kryss-strøm?

a)



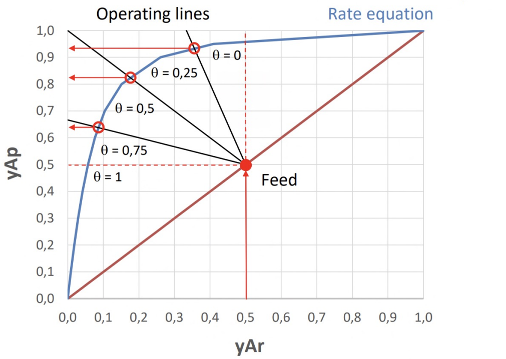
Assumptions:
- Mixing ⇒ No concentration gradient along the gas direction
- No mass transfer resistence from bulk to membrane surface ⇒ No concentration gradient along towards the membrane
- Only masstransfer resistence through the membrene

b) Likningen stammer fra:

- Massebalanse over systemet
- Komponentbalanse
- Restriksjoner $y_B = 1 - y_A$
- Fluxlikninger

Får deretter likningen ved å introdusere $\alpha = \frac{P_A}{P_B}$, $R = \frac{P_p}{P_r}$

$$y_{Ap} = \frac{y_{Ain}}{\theta} - \frac{(1-\theta)}{\theta} y_{Ar} \qquad y_{Ar} = \frac{y_{Ap}[R\,(1-y_{Ap})(\alpha-1)+1]}{\alpha-(\alpha-1)\,y_{Ap}}$$



Minimum konsentrasjon er når

$$\theta = 1 \Rightarrow \frac{P}{F} = 1$$

$$\Rightarrow P = F$$

$$F = P + R = F + R$$

$$\Rightarrow R = 0$$

$$\Rightarrow y_F F = y_p P$$

$$\Rightarrow y_F = y_p$$

$$\alpha_1 = \frac{6 \cdot 10^{-7}}{3 \cdot 10^{-9}} = 200, \quad R_1 = \frac{0,1}{4} = 0,025$$

$$\alpha_{2,3} = \frac{6 \cdot 10^{-7}}{1,2 \cdot 10^{-8}} = 50, \quad R_2 = \frac{1}{7} = 0,1429, \quad R_3 = \frac{1}{70} = 0,01429$$

1: $$y_{Ar} = \frac{0,13\left[\frac{0,1}{4}(1-0,13)(200-1)+1\right]}{200-(200-1)0,13} = 3,98 \cdot 10^{-3}$$

2: $$y_{Ar} = \frac{0,4\left[\frac{1}{7}(1-0,4)(50-1)+1\right]}{50-(50-1)0,4} = 6,8 \cdot 10^{-2}$$

3: $$y_{Ar} = \frac{0,1\left[\frac{1}{70}(1-0,1)(50-1)+1\right]}{50-(50-1)0,1} = 3,61 \cdot 10^{-3}$$

c) $y_{Ap} = 0{,}95$

$$\theta = \frac{P}{F} = 0{,}1 \Rightarrow P = 0{,}1 \cdot F = 5 \cdot 10^4 \quad , \quad R = F - P = 4{,}5 \cdot 10^5$$

$$\Rightarrow y_R = \frac{(0{,}13 \cdot 5 \cdot 10^5 - 0{,}95 \cdot 5 \cdot 10^4)}{4{,}5 \cdot 10^5} = 0{,}0388 \approx 0{,}04$$

$$\text{\% Fanget: } \frac{0{,}13 \cdot 5 \cdot 10^5 - 0{,}04 \cdot 4{,}5 \cdot 10^5}{0{,}13 \cdot 5 \cdot 10^5} \cdot 100\% = \underline{\underline{73{,}1\%}}$$

<u>For lite</u>

d) $y_{Ar} = 0{,}025$

$$\theta = \frac{P}{F} = 0{,}1 \Rightarrow P = 0{,}1F \quad , \quad R = 0{,}9F$$

$$y_F F = y_R R + y_P P$$

$$0{,}1 = 0{,}025 \cdot 0{,}9 + y_P \cdot 0{,}1$$

$$\Rightarrow y_P = \frac{0{,}1 - 0{,}025 \cdot 0{,}9}{0{,}1} = \underline{0{,}775}$$

$$J_A = \frac{y_P \cdot P}{A} = \frac{0{,}775 \cdot 0{,}1 \cdot 10^4}{A} = \frac{775}{A}$$

$$J_A = \frac{6 \cdot 10^{-7}}{2 \cdot 10^{-6}} \left(70 \cdot 0{,}025 - 1 \cdot 0{,}775\right) = 0{,}2925$$

$$A = \frac{775}{0{,}2925} = \underline{\underline{2650 \text{ m}^2}}$$

e) Den mest effektive konfigurasjonen er motstrøm.

Oppgave 3

(Benytt koordinatnettet i Vedlegg 2 for å løse oppgaven)
En blanding av 200 kmol / h mettet damp inneholdende 60 mol% benzen og 40 mol% toluen skal separeres i en destillasjonskolonne. Produktene skal være et flytende destillat på 95 mol% (D) og et flytende bunnprodukt av 5 mol% benzen (B). Damptrykk og likevektsmolfraksjondata for benzen-toluensystemet ved 1 atm (101,3 kPa) er gitt i tabellen under.

a) Tegn et prosessflytskjema, inkludert to produktstrømmene (D, B) og interne strømmer (L_T, V_T, L_B, V_B).

b) Beregn mengdene av produktene, og de interne strømmer.

c) Plott x-y diagrammet.

d) Bestem grafisk minimum antall likevektstrinn (Nmin).

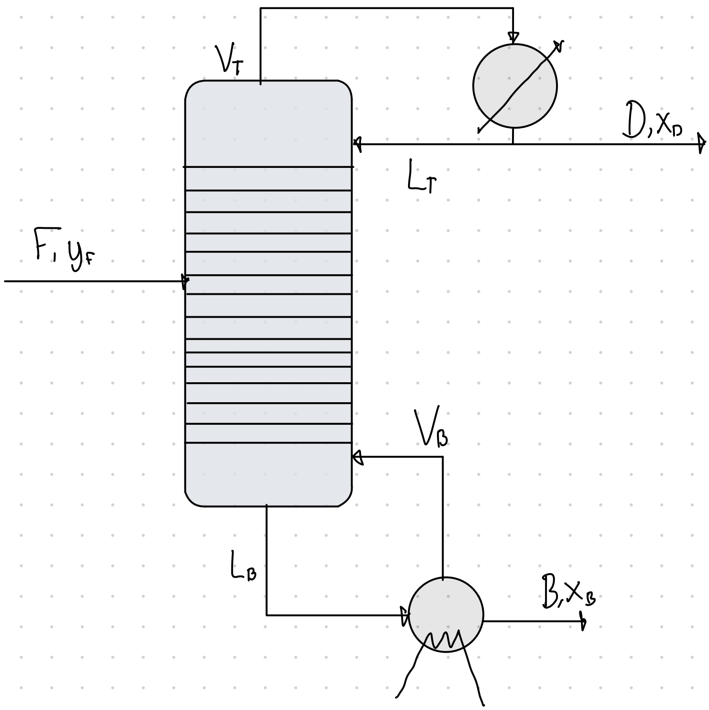
e) Bestem grafisk refluksforhold R (R = 1,4Rmin).

f) Bruk McCabe-Thiele-metoden til å bestemme antall teoretiske trinn (N) og bestem den optimale innmatingstrinn.

TABLE 11.1-1. *Vapor-Pressure and Equilibrium-Mole-Fraction Data for Benzene–Toluene System*

		Vapor Pressure					
Temperature		Benzene		Toluene		Mole Fraction Benzene at 101.325 kPa	
K	°C	kPa	mm Hg	kPa	mm Hg	x_A	y_A
353.3	80.1	101.32	760			1.000	1.000
358.2	85	116.9	877	46.0	345	0.780	0.900
363.2	90	135.5	1016	54.0	405	0.581	0.777
368.2	95	155.7	1168	63.3	475	0.411	0.632
373.2	100	179.2	1344	74.3	557	0.258	0.456
378.2	105	204.2	1532	86.0	645	0.130	0.261
383.8	110.6	240.0	1800	101.32	760	0	0

a)



b) Given: $y_F = 0{,}6$, $x_B = 0{,}05$, $x_D = 0{,}95$

$$F = D + B = 200 \Rightarrow D = 200 - B$$

$$y_F F = D x_D + B x_B = 0{,}6 \cdot 200 = 120$$

$$(200-B)0{,}95 + B\cdot 0{,}05 = 120$$

$$190 - 0{,}95B + 0{,}05\,B = 120$$

$$\Rightarrow B = \frac{190-120}{0{,}9} = \underline{\underline{77{,}8 \text{ kmol/h}}}$$

$$D = F - B = 200 - 77{,}8 \text{ kmol/h} = \underline{\underline{122{,}2 \text{ kmol/h}}}$$

$$R = \frac{L_T}{D} \Rightarrow \underline{L_T = R\cdot D}$$

$$\underline{V_T = L_T + D = (R+1)D}$$

$$\underline{L_B = L_T = R\cdot D}$$

$$\underline{V_B = L_B - B = R\cdot D - B}$$

Trenger R for å beregne.

c) + e)

Assuming Infinite number of trays ⇒ Pinch point at cross of eq. line and q. line

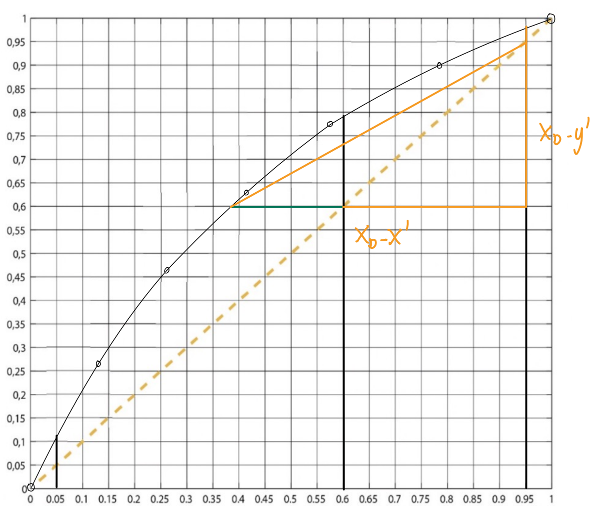
$$\left(\frac{L}{V}\right)_{min} = \frac{L_{min}}{L_{min}+D} = \frac{R_{min}}{R_{min}+1}$$

$$y' = x_F = 0{,}6$$
$$x' = 0{,}38$$

$$\frac{R_{min}}{R_{min}+1} = \frac{x_D - y'}{x_D - x'} = \frac{0{,}95-0{,}6}{0{,}95-0{,}38} = 0{,}614$$

$$R_{min} = \frac{0{,}614}{1-0{,}614} = 1{,}59$$

$$q = \frac{L}{F} = 0 \Rightarrow y = \frac{q}{q-1} - \frac{x_F}{q-1} = x_F$$



$$\underline{\underline{R = 1{,}4\, R_{min} = 2{,}23}}$$

$$\Rightarrow \quad L_T = R \cdot D = \underline{\underline{272{,}5}}$$

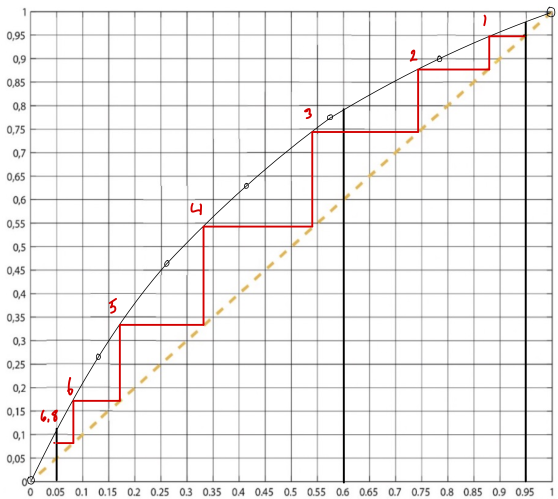
$$V_T = L_T + D = (R+1)D = \underline{\underline{394{,}7}}$$

$$L_B = L_T = R \cdot D = \underline{\underline{272{,}5}}$$

$$V_B = L_B - B = RD - B = \underline{\underline{194{,}7}}$$

d) N_{min}, operating line: $x = y \Rightarrow$

$$\underline{\underline{N_{min} = 6{,}8}}$$

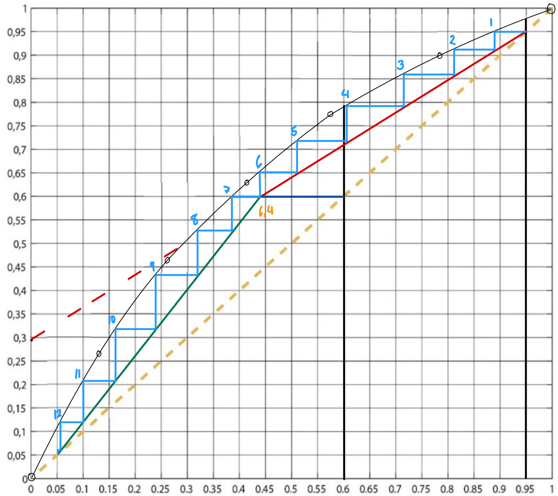


f) $R = 2{,}23$

Top op-line (X_D, X_D) and $\left(0, \frac{X_D}{R+1}\right)$

$(0{.}95, 0{.}95)$ and $(0, 0{.}294)$

N = 12, Feed at 6 from top



Oppgave 4

In a bioprocess producing a liquor containing ethyl alcohol, a CO_2-rich vapor with a small amount of ethyl alcohol is evolved. The alcohol is recovered by absorption with water in an absorption tower packed with 1.0-inch random packing, in which the height of transfer unit (H_{OG}) is known as 0.4 m. It is required to recover 97% of ethyl alcohol.

- The feed gas flows in from the bottom; V=180kmol/h containing 2 mol% ethyl alcohol and 98 mol% CO_2, at 30ºC, 1atm.
- The absorbent (pure water) is in a countercurrent flow; L=145 kmol/h, at 30ºC, 1atm.
- The gas-liquid equilibrium relationship for the ethyl alcohol in water can be described by y=0.57x at 30ºC, 1atm.

$$H = \int_0^H dz = \frac{V}{K_y a S} \int_{y_1}^{y_2} \frac{1}{(y - y^*)} dy$$

$$H_{OG} = \frac{V}{K_y a S}$$

$$N_{OG} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{y_1 - y_2}{(y - y^*)_{lm}}$$

a) Draw a process diagram with all flow variables.

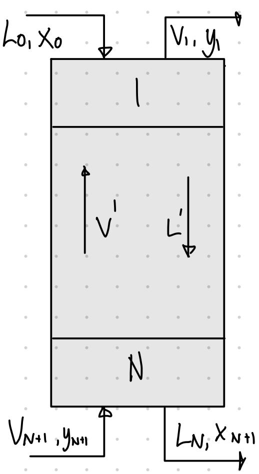
b) Calculate the molar flows and compositions of the gas and liquid outlets.

c) Determine the minimum flow of the liquid Lmin.

d) Determine the required packed height (H), assuming isothermal, isobaric conditions and that only alcohol is absorbed.

e) How does the packed height H change if the absorber operates at a higher pressure? Why?

a)



b) $V_{N+1} = 180$ kmol/h

$y_{N+1} = 0{,}02$

$L' = L_0 = 145$ kmol/h

$X_0 = 0$

$V' = V_{N+1} \cdot (1 - 0{,}02) = 176{,}4$

In gas inlet: $180 \cdot 0{,}02 = 3{,}6$ kmol/h

In lq outlet: $3{,}6 \cdot 0{,}97 = 3{,}492$ kmol/h

In gas outlet: $3{,}6 \cdot 0{,}03 = 0{,}108$ kmol/h

L_N: $145 + 3{,}492 = 148{,}49$ kmol/h

X_N: $\frac{3{,}492}{148{,}492} = 0{,}0235$

$$V_1 = V' + OH = 176{,}4 + 0{,}108 = 176{,}51 \ \text{kmol/h}$$

$$y_1 = \frac{OH}{V_1} = \frac{0{,}108}{176{,}508} = 0{,}0006$$

c)

$$\frac{L_{min}}{V} = \frac{(y_{N+1} - y_1)}{x^*_{N+1} - x_0} = \frac{0{,}02 - 0{,}0006}{0{,}02/0{,}57 - 0} = \underline{0{,}5529}$$

$$x^*_{N+1} = \frac{y_{N+1}}{0{,}57}$$

$$L_{min} = V' \cdot 0{,}5529 = 176{,}4 \cdot 0{,}5529 = \underline{\underline{97{,}5 \ \text{kmol/h}}}$$

d)

$$H = \int_0^H dz = \frac{V}{K_y a S} \int_{y_1 \,(\text{top})}^{y_2 \,(\text{bottom})} \frac{1}{y - y^*}\, dy = H_{OG} \cdot \frac{y_1 - y_2}{(y - y^*)_{lm}} = 0{,}4 \, \frac{0{,}02 - 0{,}0006}{0{,}0025} = \underline{\underline{3{,}104 \ \text{m}}}$$

$$= 0{,}4$$

$$(y - y^*)_{lm} = \frac{\underbrace{(0{,}0006 - 0 \cdot 0{,}57)}_{\Delta y_1} - \underbrace{(0{,}02 - 0{,}0235 \cdot 0{,}57)}_{\Delta y_2}}{\ln\left(\frac{\Delta y_1}{\Delta y_2}\right)}$$

$$= \frac{0{,}0006 - 6{,}605 \cdot 10^{-3}}{\ln \frac{0{,}0006}{(6{,}605 \cdot 10^{-3})}} = \underline{0{,}0025}$$

e)

The height reduces with increasing pressure:

- "Drives" more gas into the water

Henrys law: $P_A = H x_A$

$$y_A = \frac{H}{P} x_A$$

$$x_A = \frac{P}{H} y_A \Rightarrow x_A \text{ increases with pressure, driving force increases.}$$

- Absorption factor increases

$$A = \frac{L/V}{m} = \frac{L/V}{H/P} = P \cdot \frac{L/V}{H}$$