LAMPIRAN

PERHITUNGAN REAKTOR

Kode : R-01

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi oksidasi Isopropil alkohol membentuk hidrogen peroksida dan aseton

Jenis : Reaktor Gelembung dengan koil pendingin

Tujuan : Menghitung dimensi reaktor

Menghitung dimensi oriface

Menghitung coil pendingin

$$(CH_3)_2CHOH + O_2 \rightarrow CH_3COCH_3 + H_2O_2$$

Kondisi operasi	:	130,0000	°C
		10,0000	atm
		146,.9600	Psi

Konversi isopropil alkohol : 0,9000

Neraca massa pada Reaktor :

$$C_3H_8O + O_2 \xrightarrow[2.5\ atm]{90 - 140°C} H_2O_2 + C_3H_6O$$

Mula-mula :	*41,2623*	kgmol/jam	*61,8934*	kgmol/jam				
Bereaksi :	*37,1361*	kgmol/jam	*37,1361*	kgmol/jam	*37,1361*	kgmol/jam	*37,1361*	kgmol/jam
Sisa :	*4,1262*	kgmol/jam	*24,7574*	kgmol/jam	***37,1361***	kgmol/jam	*37,1361*	kgmol/jam

Input Reaktor :

Komponen	BM	Basis	
		kgmol/jam	Kg/jam
fase cair :			
C_3H_8O	60,0000	41,2623	2.475,7378
H_2O	18,0000	12,3719	222,6950
fase gas udara :			
N_2	28,0000	266,0997	7.450,7918
O_2	32,0000	61,8934	1.980,5902
Jumlah		381,6274	1.2129,8148

Output Reaktor :

Komponen	BM	Basis	
		kgmol/jam	Kg/jam
C_3H_6O	58,0000	37,1361	2.153,8919
C_3H_8O	60,0000	4,1262	247,5738
H_2O	18,0000	12,3719	222,6950
H_2O_2	34,0000	37,1361	1.262,6263
N_2	28,0000	266,0997	7.450,7918
O_2	32,0000	24,7574	792,2361
		381,6274	1.2129,8148

1. Menghitung konstanta kecepatan reaksi (k)

Dengan : T = 130,0000 °C

403,0000 K

R = 1,9872 cal/mol.K

Maka : k = 975,4912 L/mol.s

k = 975,4912 L/kmol.s

2. Menentukan Kecepatan laju volumetrik umpan masuk ke reactor

Kecepatan laju volumetrik umpan masuk reaktor :

$$F_v = \frac{m}{\rho}$$

Dimana : m = kecepatan umpan masuk, kg/jam

ρ = densitas komponen, kg/L

Menentukan densitas untuk fase cair :

$$\rho_L = A.B^{-(1-\frac{T}{T_C})^n}$$

Dimana :

ρ C_3H_6O = densitas C_3H_6O, g/ml

ρ H_2O = densitas H_2O, g/ml

ρ C_3H_8O = densitas C_3H_8O, g/ml

ρ H_2O_2 = densitas H_2O_2, g/ml

T = Temperatur operasi (403,15 K)

Tc = Temperatur kritis

Menghitung kecepatan laju volumetrik umpan masuk fase cair, L/jam

Komponen	m (kg/jam)	ρ (gr/ml)	ρ (kg/L)	Fvl = m/ρ
C_3H_8O	2.475,7378	0,6631	0,6631	1.641,7255
H_2O	222,6950	0,9247	0,9247	205,9359

(Carl L. Yaws Tabel 8.1 dan 8.2 P.189-208)

Density :

C3H8O	663,1258	kg/m^3
H2O	924,7441	kg/m^3

density cair campuran :

Komponen	m (kg/jam)	ρ (kg/m3)	x	density camp
C_3H_8O	2.475,7378	663,1258	0,9175	608,3996
H_2O	222,6950	924,7441	0,0825	76,3169
	2.698,4328			**684,7165**

sehingga FvL (Fase Cair)

= 1.847,6614 L/jam

Menghitung kecepatan laju volumetrik umpan masuk fase gas, L/jam

Komponen	m (kg/jam)	ρ (gr/cm3)	ρ (kg/L)
N_2	7.450,7918	0,0100	0,0100
O_2	1.980,5902	0,0027	0,0027

sehingga Fvg (Fase gas)

= 744.112,9272 L/jam

= 206.698,0353 cm3/dtk

3. Menentukan konsentrasi komponen umpan masuk reactor

$$C_{\text{Komponen}} = \frac{\text{mol komponen masuk}}{\text{Fv}}$$

Komposisi umpan masuk reaktor :

Komponen	BM	Basis		
		kgmol/jam	Kg/jam	kmol/L
Fase cair :				
C_3H_8O	60,0000	41,2623	2.475,7378	0,0223
H_2O	18,0000	12,3719	222,6950	0,0067
Jumlah		53,6342	2.698,4328	0,0290
Fase gas udara :				
N_2	28,0000	266,0997	7.450,7918	0,000357607
O_2	32,0000	61,8934	1.980,5902	8,31775E-05
Jumlah		327,9932	9.431,3820	0,0004

4. Menghitung difusivitas oksigen (D_{AL})

$$DAL = \frac{7.4.10^{-8}(\theta_L.Mb)^{0.5}(T)}{\mu_L.V_A^{0.6}}$$

(Coulson vol. 6 P.256 tabel 8.6)

Dimana :

Faktor asosiasi C_3H_8O (θL) = 1,2

Berat molekul cairan C_3H_8O (BM) = 60 gr/grmol

Viskositas cairan C_3H_8O (μL) = 0,21

cp = 0,0021 gr/cm.dtk

Suhu operasi (T) = 403 K

Volume molekular O2 (VA) = 0,0256 m^3/kmol

25,6000 cm^3/mol

Maka : D_{AL} = 0.0172 cm2/dtk

5. Menentukan diameter gelembung

menentukan diameter gelembung dengan diameter oriface;

$$D_B = \left[\frac{6.do.\sigma}{g(\rho_L - \rho_G)} \right]^{1/3}$$ (PERRY ED.5 P.18-68)

untuk keadaan gelembung yang stabil berlaku syarat:

$$D_B < 0.078 \left[\frac{\sigma}{\rho_L - \rho_G} \right]^{0.5}$$ (PERRY ED.5 P.18-68)

dimana: DB = diameter gelembung 0,2115 cm ⟶ 0,0021 meter

DO = diameter oriface 0,1060 cm

g = gravitas bumi 980,0000 cm/s^2

ρl = densitas cairan C_3H_8O 0,6631 gr/cm^3

ρG = densitas gas (O_2) 0,0027 gr/cm3

σ = tegangan muka 9,6275 dyne/cm

0,0096 N/m

Komponen	A	Tc (K)	n	T (K)
C_3H_8O	65,9300	508,3100	1,2222	403,0000

Range diameter oriface adalah = 0,004 < DO < 0,95 cm (perry ed.5 P.18-70)

Trial : Diambil diameter oriface = 0,1060

Cek stabilitas gelembung, stabil bila DB < 0,2978

DB = 0,2115

Jadi diameter oriface yang memenuhi syarat diperoleh:

Diameter Oriface (DO) = 0,1060 cm

Diameter gelembung (DB) = 0,2115 cm

1.06 mm 2,1149 mm

6. Menentukan koefisien transfer massa fase cair (K_{AL})

Untuk Db < 1 mm (0,1 cm)

$$\frac{K_{AL}.D_b}{D_{AL}} = 2,0 + 0,31\left[\frac{Db^3.\Delta\rho.g}{\mu_L.D_{AL}}\right]^{1/3}$$

Untuk Db > 25 mm (2,5 cm)

$$\frac{K_{AL}.D_b}{D_{AL}} = 0,42\left[\frac{\mu_L}{\rho_L.D_{AL}}\right]^{0.5}\left[\frac{Db^2.\rho_L.\Delta\rho.g}{\mu_L^{\ 2}}\right]^{1/3}$$

KAL (perry ed. 5 P. 18-79)

Dimana:	KAL =	koefisien transfer massa,	……... cm/dtk
	Db =	diameter gelembung,	0,2115 cm
	DAL =	difusifitas gas melalui cairan,	0,0172 cm^2/dtk
	pl =	densitas cairan,	0,6631 gr/cm^3
	pG =	densitas gas	0,0027 gr/cm^3
	Δρ =	selisih densitas	0,6605 gr/cm^3
	μL =	viskositas solvent (cairan C3H8O)	0,0021 gr/cm.det
	g =	gravitasi bumi,	980,00 cm/s^2

Note:

Untuk Db diantara 1 mm dan 2,5 mm harus diinterpolasi :

0,09	KAL untuk 0,1 cm =	1,7800 cm/dtk
2,6	KAL untuk 2,5 cm =	1,0375 cm/dtk

Untuk Db 0,2205 cm :

Interpolasi KAL = 1,7432 cm/dtk

62,7541 m/jam

7. Menentukan bilangan Hatta

$$MH^2 = \frac{\text{Konversi max dalam film}}{\text{Difusifitas max melalui film}}$$

$$MH^2 = \frac{k.C_{C_3H_8O}.D_{AL}}{K_{AL}{}^2}$$

(Levenspiel ed.3. P. 534)

Dimana :

MH = Bilangan hatta

= 1111,1109 Difusi gas adalah faktor yang berpengaruh

k = Konstanta kecepatan reaksi

= 975,4912 (L/kmol.dtk)

CBo = Konsentrasi cairan C3H8O

= 0,0108 (kmol/L)

DAL = Difusifitas gas ke cairan

= 0,0172 (cm^2/dtk)

KAL = Koefisien transfer massa

= 1,7432 cm/dtk

Berlaku ketentuan jika :

MH > 2 : Difusi gas adalah faktor yang berpengaruh

0.02 < MH < 2 Difusi gas dan kecepatan reaksi adalah reaksi yang berpengaruh

MH < 0.02 Reaksi kimia adalah faktor yang berpengaruh

8. Kecepatan linier gelembung

$$Q^{6/5} = \frac{Db^3.\pi.g^{3/5}}{1,378x6}$$

Dimana :

Q = Kecepatan volumetrik gas tiap lubang oriface = 0.287 cm^3/s

Db = Diameter gelembung = 0.2115 cm

g = Gravitasi bumi = 980,00 cm/s^2

Frekuensi gelembung :

$$f_b = \frac{Q.g.(\rho_L - \rho_g)}{\pi.Do.\sigma}$$ (Perry Ed.5 P.15-68)

Dimana :

fb = Frekuensi gelembung = 58,0487 gelembung/detik

ρL = Densitas cairan C3H8O = 0,6631 gr/cm^3

ρg = Densitas gas = 0,0027 gr/cm^3

Do = Diameter orifice = 0,1060 cm

σ = Surface tension = 9,6275 dyne/cm

Q = Kecepatan volumetrik gas tiap lubang oriface = 0,2874 cm^3/s

g = Gravitasi bumi = 980,0000 cm/s^2

Volume satu gelombang

$$V_o = \frac{\pi.Db^3}{6}$$

Dimana :

Vo = Volume satu gelembung = 0,0050 cm^3

Db = Diameter gelembung = 0,2115 cm

Menghitung jumlah orifice

$$N_b = \frac{Fvg}{V_o}$$

Dimana :

Nb = Jumlah oriface = 4.175.0446,8027

Vo = Volume satu gelembung = 0,0050 cm^3

Fvg = Kec. Laju volumetrik umpan masuk gas = 206.698,0353 cm^3/dtk

Menghitung jumlah lubang orifice

$$N_{hole} = \frac{N_b}{f_b}$$

Dimana :

Nhole	=	Jumlah lubang orifice	= 719.230,8509 Lubang
fb	=	Frekuensi gelembung	= 58,0487 (gelembung/detik)
Nb	=	Jumlah orifice	= 41.750.446,8027

9. Menentukan rising Velocity (terminal velovity)

Untuk Db > 0,14 cm dapat dihitung dengan:

$$V_t = \sqrt{\frac{2\sigma}{D_b.\rho_L}} + \sqrt{\frac{g.D_b}{2}}$$ (Treyball ed.3 P142)

Dimana :

Vt =	terminal velocity	= 21,8972	cm/dtk
σ =	surface tension	= 9,6275	dyne/cm
Db =	diameter gelembung	= 0,2115	cm
ρL =	densitas cairan	= 0,6631	gr/cm^3
g =	gravitasi bumi	= 980,0000	cm/dtk^2

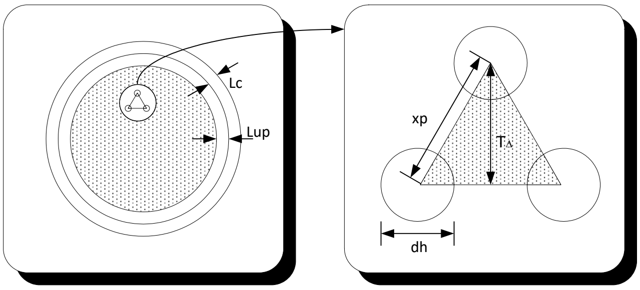
Reynold gelembung

$$Re = \frac{\rho_L.D_b.V_t}{\mu_L}$$

Dimana :

Re	=	Bilangan reynold	= 1.462,3949
ρL	=	Densitas cairan,	= 0,6631 gr/cm^3
Db	=	Diameter gelembung	= 0,2115 cm
Vt	=	Terminal velocity,	= 21,8972 cm/dtk
μL	=	Viskositas solvent (C_3H_8O)	= 0,0021 gr/cm.det

10. Menentukan diameter sparger



(Kern.1965,139)

Perhitungan orifice

Dipilih alat berupa perforated dg susunan triangular pitch,alasan:

a. Jumlah lubang tiap satuan luas lebih besar dari square pitch.

b. Ukuran reaktor lebih kecil dan turbulensi terjamin.

Diketahui:

Diameter Orifice (Do) = 0.1060 cm

Jumlah lubang orifice (Nhole) = 719.230,8509 Lubang

Jika Pt adalah jarak antara pusat lubang oriface :

$$Pt = 1,25xDo$$ (coulson vol.6. P521)

Dimana :

Pt = Jarak antara pusat lubang oriface = 0,1325 cm

Do = Diameter oriface, = 0,1060 cm

Luas lubang oriface:

$$Lo = \frac{1}{4}.\pi.D_o^{\,2}$$

Dimana :

Lo = Luas lubang oriface, = 0,0088 cm^2

Do = Diameter oriface, = 0.1060 cm

Pada oriface susunan triangular pitch, diperoleh hubungan:

$$CB^2 = CD^2 + DB^2$$

$$Pt^2 = CD^2 + (1/2Pt)^2$$

$$C_D = \frac{1}{2}\sqrt{3}Pt$$

Menghitung luas ΔABC dengan rumus :

$$L\Delta ABC = \frac{1}{4}\sqrt{3}.P_t^2$$

Luas ΔABC = 0,0076 (cm^2)

Pt = Jarak antara pusat lubang orifice = 0,1325 (cm)

Menghitung Luas lubang ΔABC dengan rumus :

$$\Delta ABC = 1/8.\pi.Do^2$$

Luas Δ ABC = 0,0044 (cm^2)

Diameter oriface (Do) = 0,1060 (cm)

Jadi luas plate yang diperlukan tiap lubang (An) :

$$An = \frac{\text{Luas 1 lubang oriface x Luas } \Delta\text{ABC}}{\text{Luas lubang } \Delta\text{ABC}}$$

$$An = \frac{\frac{\pi}{4}.Do^2.\frac{1}{4}.\sqrt{3}.Pt^2}{\frac{\pi}{8}.Do^2}$$

$$An = \frac{1}{2}\sqrt{3}P_t^2$$

An = Luas plate yang diperlukan tipa lubang, = 0,0152 cm^2

Pt = Jarak antara pusat lubang oriface, = 0,1325 cm

Luas Sparger (Asp) = Jumlah Lubang x Luas Plate yang diperlukan tiap lubang

Asp = N_{hole} x An

Asp = 10935.29985 (cm^2)

Dimana :

N_{hole}	= Jumlah lubang oriface	= 719.230,8509
An	= Luas plate yang diperlukan tipa lubang	= 0,0152 (cm^2)

Diameter sparger (DsP):

$$Dsp = \sqrt{\frac{4.Asp}{\pi}}$$

Dimana :

Dsp	= Diameter sparger	= 118,0268 cm
Asp	= Luas sparger	= 1.0935,2999 cm^2

Kecepatan supervisial gas dalam reaktor (V_{gs}) :

$$V_{gs} = \frac{Fvg}{A_{sp}}$$

Dimana :

F_{vg}	= kecepatan volumetris gas,	= 206.698,0353	cm^3/dtk
A_{sp}	= luas sparger,	= 10.935,2999	cm^2
V_{gs}	= kecepatan supervisial gas	= 18,9019	cm/dtk

Hold up gas (Hg) :

$$H_g = \frac{V_{gs}}{V_{gs} + V_t}$$ (Ullmann's vol. B4)

Dimana :

Hg	= Hold up gas	= 0,4633
Vt	= terminal velocity,	= 21,8972 cm/dtk
Vgs	= kecepatan supervisial gas	= 18,9019 cm/dtk

11. Menentukan koefisien transfer fase gas (K_{ag})

pada kondisi Re = 400 - 25000 maka :

$$\frac{K_{ag}.Pt}{Gm}.Sc^{0.56} = 0.281\mathrm{Re}^{0.4}$$

(Treybal ed.3. P74 tabel 3.3)

Dimana :

Kag = mol/jam.m^2.Pa

Pt = tekanan total, atm (Pa) = 10,0000 atm

Re = Reynold gelembung = 1.462,3949

Gm = kecepatan massa molar O_2 = 56,5997 kmol/jam.m^2

$$Gm = \frac{Fmol.O_2}{Asp}$$

Dimana :

Gm = kecepatan massa molar O_2 = 56,5997 kmol/jam.m^2

Fmol O_2 = Umpan masuk O_2 ke reactor = 61,8934 kmol/jam

Asp = luas sparger, = 1.0935 m^2

Sc (Schimidt Number) :

$$Sc = \frac{\mu_g}{\rho_g.D_{AL}}$$

(Treybal ed.3 P68 tabel 32)

Dimana :

Sc = Schimidt number, = 5,5058

μg = Viskositas gas (O_2), = 0,0003 gr/cm.dtk = 0.000025 Pa.dtk

ρg = Densitas gas, = 0,0027 gr/cm^3

DAL = Difusifitas gas ke cairan = 0,0172 cm^2/dtk

Maka,

K_{ag} = 0,000111422 kmol/jam.m^2.pa

0,1114 mol/jam.m^2.pa

Komponen	A	B	C	T	Viskositas
Oksigen	44,2240	0,5620	-0,0001	403,0000	252,3578

(Carl L. Yaws Tabel 21-1 P.475)

12. Menentukan konstanta Henry (HA)

Dengan pendekatan Harga Ha untuk gas O_2 dalam air pada T 130 °C

Harga Ha H_2O:

20	T 20 (°C), diperoleh:	Ha =	74.000	Pa.m^3/mol
60	T 60(°C). diperoleh:	Ha =	113.000	Pa.m^3/mol
130	ekstrapolasi T(130°C):	Ha =	181.250	Pa.m^3/mol

Table 23.2 Typical Values of $H_A = p_{Ai}/C_{Ai}$, Pa · m^3/mol, for Common Gases in Water

	N_2	H_2	O_2	CO	CO_2	NH_3
20°C	1.45×10^5	1.23×10^5	0.74×10^5	0.96×10^5	2600	0.020
60°C	2.16×10^5	1.34×10^5	1.13×10^5	1.48×10^5	6300	0.096

slightly soluble gas ← → highly soluble gas

13. Menentukan volume dan ukuran reactor

Persamaan kecepatan reaksi :

$$A_{(g\rightarrow l)} + B_{(l)} \xrightarrow{k} C_{(l)} + D_{(l)}$$ (Levenspiel.ed.3. P533)

Persamaan perancangan reaktor :

$$F_g.dY_A = F_l.d_{XB} = (-r_A''')dvr$$

$$F_l.d_{XB} = (-r_A''')dvr$$

$$Vr = Fl \int_{x_{B1}}^{x_{B2}} \frac{d_{XB}}{-r_A'''} ...(1)$$

FL = Fbo = Kecepatan alir molar umpan cair B masuk reaktor, kmol/jam

FL = Fbo = Cbo.FvL……….(2)

Penentuan laju reaksi sebagai fungsi konsentrasi

- Karena jumlah mol antara reaktan dan produk sama maka tidak terjadi perubahan volume selama reaksi, V = Vo = Fv
- Karena Umpan masuk A dan B ekuimolar, maka Fao = Fbo

$$C_B = \frac{F_B}{V} = \frac{F_{B0}(1-X)}{F_V}$$

$$C_B = C_{B0}.(1-X_B)..................(3)$$

Berdasarkan parameter bilangan Hatta, maka semua reaksi terjadi pada lapisan utama fase cair. Meskipun demikian, lapisan film tetap memberikan hambatan pada transfer zat A ke lapisan utama fase cair.

Jadi ketiga hambatan mempengaruhi kecepatan reaksi A :

$$-r_A''' = \frac{1}{\underbrace{\frac{1}{k_{Ag}a}}_{\text{gas film resistance}} + \underbrace{\frac{H_A}{k_{Al}aE}}_{\text{liquid film resistance}} + \underbrace{\frac{H_A}{kC_B f_l}}_{\text{liquid bulk resistance}}} p_A \quad \ldots\ldots\ldots\ldots (4)$$

Dari persamaan (3) dan (4), maka diperoleh :

$$-r_A''' = \frac{1}{\frac{1}{k_{Ag}.a} + \frac{H_A}{k_{Al}.a.E} + \frac{H_A}{k.C_{B0}.(1-X_B).f_l}} .P_A \quad \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots (5)$$

Dimana:

FL = Fbo =Kecepatan alir molar umpan cair B masuk reaktor, kmol/jam

FL = Fbo = Cbo.FvL

= 36,6633 kmol/jam

CBo = Konsentrasi B mula-mula umpan masuk

= 0,0223 kmol/L

FvL = Kecepatan laju volumetric

= 1.641,7255 L/jam

X = Konversi reaksi

= 0,9000

CA0 = Konsentrasi A Setelah mula,

= 0,.0832 kmol/m3

Kal = Koefisien transfer massa fase cair

= 62,7541 m/jam

Kag = Koefisien transfer massa fase gas

= 0,1114 mol/jam.m^2.pa

Ha = Konstanta henry

= 181.250.000 pa.m^3/kmol

PA = Konsentrasi bahan (C_3H_8O) difase gas dinyatakan tekanan

= 1.013.250 pa

k = Konstanta kecepatan reaksi

= 975,4912 lt/kmol.dtk

E = Enhancement factor

= 1

a = Luas kontak gas dan cairan

= 20 m^2/m^3

fl = Volume fraksi cairan

= 0,98

rA = Kecepatan reaksi A

Table 24.1 Characteristics of *G/L* Contactors (from Kramers and Westerterp, 1961).

Flow Pattern	Contactor	a (m^2/m^3)	$f_l = \frac{V_l}{V}$ (−)	Capacity	Comments
Counter Current Flow	Spray tower	60	0.05	Low	Good for very soluble gases high k_g/k_l
	Packed bed	100	0.08	High	Good all rounder, but must have $F_l/F_g \cong 10$
	Plate tower	150	0.15	Medium-high	
	Staged bubble column	200	0.9	Low	Needs mechanical mixer or pulsing device. Good for slightly soluble gases and L_1/L_2. Has low k_g/k_l.
Cocurrent flow	Static mixer	200	0.2–0.8	Very high	Very flexible, little reported data $\bar{t}_g \cong \bar{t}_l$.
Mixed flow of *L*	Bubble tank	20	0.98	Medium	Cheap to build
	Agitated tank	200	0.9	Medium	Cheap to build but needs a mechanical agitator

Diperoleh hasil :

$$\frac{1}{K_{ag}.a} = 0{,}4487 \quad m^3.jam.Pa/mol$$

$$\frac{H_A}{K_{al}.a.E} = 144{,}4129 \; m^3.jam.Pa/mol$$

$$\frac{1}{K_{ag}.a} + \frac{H_A}{K_{al}.a.E} = 144{,}8616 \; m^3.jam.Pa/mol$$

$$\frac{H_A}{k.C_{BO}(1-X_B).f_l} \longrightarrow \frac{4.8577E-07}{(1-X_B)} = 2.35828E\text{-}0 \; m^3.jam.Pa/mol$$

$$-r_A'''' = \frac{1.42E+06}{144.8485 + \dfrac{4.8577E-07}{(1-X_B)}} mol/m^3.jam$$

$$-r_A'''' = \frac{1.42E+06}{144.8485 + \dfrac{4.8577E-07}{(1-X_B)}} mol/m^3.jam \quad \text{.........} \; (6)$$

Dari persamaan (1), (2) dan (6) maka diperoleh :

$$Vr = C_{B0}.F_{VL}.\int_{X_{B_1}}^{X_{B_2}} \frac{dX_B}{\dfrac{1.42E+06}{144.8485 + \dfrac{4.8577E-07}{(1-X_B)}}} = C_{B0}.F_{VL}\int_{X_{B_1}}^{X_{B_2}} \frac{dX_B}{y}$$

$$y = \frac{1.42E+06}{144.8485 + \dfrac{4.8577E-07}{(1-X_B)}} mol/m^3.jam$$

Jika digunakan metode Simpson's rule dengan 5 titik (n = 5) :

$$\int_0^{0..9} \frac{dX_B}{y} = \frac{\Delta x}{3}\left[(1.y_{(x=0)}) + (4.y_{(x+\Delta x)}) + (2.y_{(x+2\Delta x)}) + (4.y_{(x+3\Delta x)}) + (1.y_{(x+4\Delta x)})\right]$$

$$\int_0^{0..9} (y^{-1})dX_B = \frac{\Delta x}{3}\left[(1.y_{(x=0)}) + (4.y_{(x+\Delta x)}) + (2.y_{(x+2\Delta x)}) + (4.y_{(x+3\Delta x)}) + (1.y_{(x+4\Delta x)})\right]$$

$$\Delta X = \frac{X_2 - X_1}{n-1} = 0{,}2250$$

Dimana :

X2 = 0,9000

X1 = 0,0000

n = 5,0000

$$y = \frac{1.42E+06}{144.8485 + \frac{4.8577E-07}{(1-X_B)}} \, mol/m^3.jam$$

Tabel trial dengan Metode Simpson's :

X	1-XB	Y	Y
0,0000	1,0000	0,000142967	0,000142969
0,2250	0,7750	0,000142967	0,000571876
0,4500	0,5500	0,000142967	0,000285938
0,6750	0,3250	0,000142967	0,000571876
0,9000	0,1000	0,000142967	0,000142969
			0,001715627
			0,000128672 m^3.jam/mol

Dari hasil perhitungan diperoleh :

$$\int_0^{0.9} (y^{-1}) dX_B = \; 0{,}000128672 \;\; m^3.jam/mol$$

Volume reaktor :

$$V_r = C_{B0}.F_{VL}.\int_{C_{B_1}}^{C_{B_2}} \frac{dC_B}{-r_A'''}$$

Dimana :

CBo = Konsentrasi B mula-mula umpan masuk

= 22,3322 mol/L

FvL = Kecepatan laju volumetrik fase cair

= 1.847,6614 L/jam

Vr = 5,3093 m^3

= 5.309,3033 L

14. Menentukan waktu tinggal reaksi

$$\tau = \frac{V}{Fvl}$$

Dimana :

Waktu tinggal (t) = 2,8735 jam

Volume reaktor (V) = 5.309,3033 Liter

Kecepatan laju volumetrik (F_vL) = 1.847,6614 L/jam

15. Volume design reactor

$$V_t = \frac{Vcairan}{1 - Hg}$$

Dimana :

Volume design reaktor (Vt) = 9.892,3478 liter

Hold up gas (Hg) = 0,4633

Volume reaktor (V_{cairan}) = 5.309,3033 liter

Dirancang untuk tingkat keamanan design reaktor = 20% (Sebagai over design) menjadi 120 %

V design =11.870,8174 liter

Mencari diameter dan tinggi reaktor berdasarkan volume over design reaktor berupa vesel yang terdiri dari silinder dengan tutup dan dasar berbentuk torisperical bentuk reaktor dipilih silinder tegak dengan D : H = 1 : 2

Volume Reaktor = Vol. Silinder + (2 x Volume Head)

Diketahui:

Vol. Teoritis reactor = 9.892,3478 liter

Vol. Design reaktor = 11.870,8174 liter

Volume silinder shell:

$$Vr = \frac{1}{4}\pi.Dr^2.Hr$$

$$Vr = \frac{1}{4}\pi.Dr^2.2.Dr$$

Maka Diameter reaktor :

$$Dr = \sqrt[3]{\frac{4.Vr}{2.\pi}}$$

Dr = 18,4700 dm

= 1,8470 meter

Hs = 36,9400 dm

= 3,6940 meter

Volume head to straigh flange (Vh) :

$$Vh = 0{,}000049 Dr^3$$ (Brownell & Young, P.88, Eq.51.1)

= 0,3087 dm^3

Volume cairan dan gas sebelum ada koil dalam shell adalah volume cairan dengan gas - volume di head bagian dasar

$$= Vt - Vh$$

= 9.892,0391 liter

Luas penampang reaktor :

$$Ar = \frac{\pi}{4} D^2$$

= 267,7952 dm^2

$$\text{Tinggi cairan dan gas dalam reaktor sebelum ada koil} = \frac{\text{Volume cairan dan gas sebelum ada koil dalam shell}}{\text{Luas penampang reaktor}}$$

= 36,9388 dm

= 3,6939 meter

16. Menentukan jarak sparger (perforated plate) dengan dinding reactor

$$ID = \frac{Dr - (\sqrt{\frac{Asp.4}{3.14}})}{2}$$

ID = Jarak sparger

= 0,333365472 m = 3,333654724 dm

ASP =Luas sparger

= 109,3529985 dm

Dr = Diameter reactor

= 1,846998638 meter

17. Mechanical Desain (Perancangan tebal dinding dan head reaktor)

Untuk bentuk cylinder (cylindrycal) maka persamaan yang dipakai:

$$t_s = \frac{P.R}{S.E. - 0.6P} + C$$

(rase & barrow, tabel 12.2, P202)

ts = Tebal dinding minimum

= 0,738328171 inch

P = Tekanan design

= 1,25 x P operasi

= 183,7 psig

R = Jari-jari dalam reactor

= 0,923499319 m = 36,35824091 inch

E = Efesiensi sambungan jika memakai type double welded butt join

= 0,8

C = Faktor korosif (umumnya dipakai 1/8 ")

= 0,125 inch

Bahan yang dipakai adalah carbon steel SA-285 grade C karena banyak digunakan untuk proses bertekanan tinggi dan dapat digunakan untuk diameter tangki yang besar yg mempunyai nilai:

S = Max allowable stress

= 13.750 psi (Brownell & Young table 13.1 p 251)

Dipilih tebal dinding 3/4 inch

ts standard = 0,75 inch

= 1,905 cm

OD = ID +(2.ts standard)

OD = 74,21648182 inch = 1,885098638 m

ID = 72,71648182 inch

Tebal head reaktor

Jenis : Torispherical dishead head

tebal dinding dihitung dengan persamaan:

$$t_H = \frac{0.885.P.r}{S.E - 0.1P} + C$$

tH = Tebal head reactor

= 1,223717351 inch

P = Tekanan design

= 183,7 psig

r = Radius of disk = OD

= 74,21648182 in

S = Maximum allowed stress

= 13.750 psig

E = Efesiensi sambungan jika memakai type double welded butt join

= 0,8 (Rase & Barrow, tabel 12.1 P200)

C = Faktor korosif (umumnya dipakai 1/8 ")

= 0,125 inch

Dipilih tH (Tebal head reaktor) 5/4 inch

tH standard = 1,25 inch

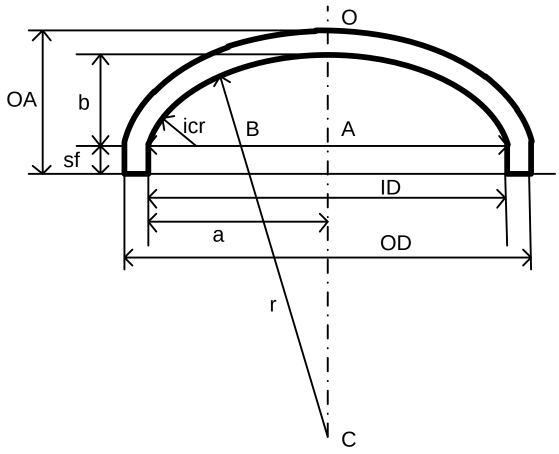
= 3,175 cm = 0,03175 m

Dari tH standard 1,25 inch, maka diperoleh nilai standard straight flange (sf) antara 1,5 – 4,5 inch, diambil:

nilai standard straight flange (sf) = 3 inch = 0,0762 m

inside corner radius (icr) = 3,75 inch = 0,09525 m

Hubungan flange dan dishead heads (Torispherical dishead heads) :



Berlaku hubungan dimensional :

$$a = \frac{ID}{2}$$ = 36,35824091 in

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$ = 11,74866863 in

$$AB = \frac{ID}{2} - (icr)$$ = 32,60824091 in

$$BC = r - (icr)$$ = 70,46648182 in

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$ = 62,46781319 in

$$OA = tH\,standard + b + sf$$

= 15,99866863 in = 0,406366183 m

- Volume total reaktor

Volume pada straight flange (Vsf)

$$Vsf = \frac{1}{4}\pi.D^2.sf$$

Vsf = Volume straight flange

= 12.971,54294 in^3 = 0,212565504 m^3

D =OD = Outside diameter

= 74,21648182 in = 1,885098638 m

sf = Nilai standard straight flange (sf)

= 3 in = 0,0762 m

- Volume total sebuah head

Vt head = V head + Vsf

= 65.6279129 dm^3

V head = 0.308742066 dm^3

Vsf = 212.5655043 dm^3

- Volume total

Volume total = V silinder reaktor + (2 x Vt. Head)

V total = 12,00207322 m^3

V silinder raktor = 11,87081739 m^3

Vt head = 0,065627913 m^3

- Tinggi total reactor

Tinggi total reaktor = Tinggi shell + 2 Tinggi head

Tinggi total = 4.506729643 m

Tinggi shell = 3.693997277 m

Tinggi head = 0.406366183 m

PERHITUNGAN MENARA DISTILASI -01

Kode : MD-01

Fungsi : Untuk memisahkan H_2O_2 dari C_3H_6O, C_3H_8O dan H_2O menghasilkan H_2O_2 50 %

Tujuan : Menghitung plate umpan

1) KONDISI OPERASI UMPAN

Kondisi operasi umpan terjadi pada kondisi cair jenuh sehingga harus memenuhi syarat $\Sigma\ x_i = \Sigma\ y_i/k_i = 1$, maka dengan trial and error dicoba pada tekanan operasi dicoba :

P = 1,2 atm

912 mmHg

T = 94^0C

367 K

Komponen	**F_i (kmol/jam)**	**X_i**	**P_i°**	**K_i**	**$Y_i = X_i*K_i$**	**$\alpha_i = (K_i/K_{hk})$**	
C_3H_6O	37,1361	0,2319	2375,9111	2,6052	0,6042	3,9202	
C_3H_8O	4,1262	0,0258	1165,5148	1,2780	0,0329	1,9231	LK
H_2O	81,7155	0,5104	606,0621	0,6645	0,3392	1,0000	HK
H_2O_2	37,1361	0,2319	92,8077	0,1018	0,0236	0,1531	
TOTAL	160,1139	1			1		

2) KONDISI OPERASI ATAS (DESTILAT)

Kondisi operasi atas terjadi pada kondisi uap jenuh sehingga harus memenuhi syarat $\Sigma\ x_i = \Sigma\ y_i/k_i = 1$, maka dengan trial and error dicoba pada tekanan operasi Penentuan Dew point (Uap jenuh) dicoba :

P = 1,1 atm

836 mmHg

T = 80 ^{0}C

353 K

Komponen	D_i (kmol/jam)	Y_i	P_i°	K_i	$X_i = Y_i/K_i$	$\alpha_i = (K_i/K_{hk})$	
C_3H_6O	37,1361	0,6966	1602,8837	1,9173	0,3633	4,5590	
C_3H_8O	3,9199	0,0735	681,8739	0,8156	0,0901	1,9394	LK
H_2O	12,2573	0,2299	351,5868	0,4206	0,5467	1,0000	HK
TOTAL	53,3133	1			1		

Penentuan Bubble point (Cair jenuh) :

P = 1,1 atm

836 mmHg

T = 118 ^{0}C

391 K

Komponen	D_i (kmol/jam)	X_i	P_i°	K_i	$Y_i = X_i{*}K_i$	$\alpha_i = (K_i/K_{hk})$	
C_3H_6O	37,1361	0,6966	1090,7737	1,3048	0,9088	5,2883	
C_3H_8O	3,9199	0,0735	401,7119	0,4805	0,0353	1,9476	LK
H_2O	12,2573	0,2299	206,2631	0,2467	0,0567	1,0000	HK
TOTAL	53,3133	1			1		

3) KONDISI OPERASI BAWAH (BOTTOM)

Kondisi operasi bawah terjadi pada kondisi cair jenuh sehingga harus memenuhi syarat $\Sigma x_i = \Sigma y_i/k_i = 1$, maka dengan trial and error dicoba pada tekanan operasi Penentuan Bubble point (Cair jenuh) dicoba :

P = 1,3 atm

988 mmHg

T = 118^0C

409 K

Komponen	B_i (kmol/jam)	X_i	P_i°	K_i	$Y_i = X_i*K_i$	$\alpha_i = (K_i/K_{hk})$	
C_3H_8O	0,2063	0,0019	2596,6923	2,6282	0,0051	1,8814	LK
H_2O	69,4582	0,6504	1380,1967	1,3970	0,9085	1,0000	HK
H_2O_2	37,1361	0,3477	246,2389	0,2492	0,0867	0,1784	
TOTAL	106,8006	1			1		

Penentuan Dew point (Uap jenuh) :

P = 1,3 atm

988 mmHg

T = 136^0C

309 K

Komponen	B_i (kmol/jam)	Y_i	P_i°	K_i	$X_i = Y_i/K_i$	$\alpha_i = (K_i/K_{hk})$	
C_3H_8O	0,2063	0,0019	4392,1766	4,4455	0,0004	1,8412	LK
H_2O	69,4582	0,6504	2385,4935	2,4145	0,2694	1,0000	HK
H_2O_2	37,1361	0,3477	470,3904	0,4761	0,7303	0,1972	
TOTAL	106,8006	1			1		

$$\alpha_{avg} = ((\alpha_{LK})_D . (\alpha_{LK})_B)^{0.5}$$

= 1,9102

= 0,2811

4) Cek Pemilihan LK dan HK

$$DK = \frac{\alpha_i - 1}{\alpha_{lk} - 1} \cdot \frac{X_{lkD} D}{Z_{lkF} F} + \frac{\alpha_{lk} - \alpha_i}{\alpha_{lk} - 1} \cdot \frac{X_{hkD} D}{Z_{hkF} F}$$

$$= F_1 + F_2$$

Dengan :

DK = nilai yang menunjukkan komponen terdistribusi atau tidak

α_i = *relative volatility* komponen i terhadap komponen *heavy key*

α_{lk} = *relative volatility* komponen *light key* komponen *heavy key*

X_{lkD} = fraksi mol komponen *light key* di distilat

Z_{lkF} = fraksi mol komponen *light key* di umpan

D = jumlah distilat, kmol/jam

F = jumlah umpan, kmol/jam

X_{hkD} = fraksi mol komponen *heavy key* di distilat

Z_{hkF} = fraksi mol komponen *heavy key* di umpan

K_i = koefisien aktivitas komponen i

K_{hk} = koefisien aktivitas komponen *heavy key*

Dengan batasan DK untuk komponen terdistribusi adalah -0,01 < DK < 0,99 dan tidak terdistribusi apabila DK < -0,01 atau DK > 1,01

$X_{lkD.}$ D = 235,1951 $Z_{lkF.}$ F = 247,5738

$X_{hkD.}$ D = 220,6319 $Z_{hkF.}$ F = 1470,8795

Komponen	**$Z_i = x_i$ umpan**	**α_D**	**α_B**	**α avg**	**F_1**	**F_2**	**DK**		
C_3H_6O	0,2319	4,5590	0,0000	0,0000	-1,0437	0,3148	-0,7289	tidak	
C_3H_8O	0,0258	1,9394	1,8814	1,9102	0,9500	0,0000	0,9500	terdistribusi	LK
H_2O	0,5104	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000	0,1500	0,1500	terdistribusi	HK
H_2O_2	0,2319	0,0000	0,1784	0,0000	-1,0437	0,3148	-0,7289	tidak	
TOTAL	1								

Dari hasil perhitungan di atas, pemilhan *Light Key* dan *Heavy Key* sudah benar

5) Menentukan Jumlah Plate Minimum

Untuk menentukan jumlah plate minimum digunakan persamaan Fenske (coulson and Richardson, eq 11.58 p-420)

$$Nm = \frac{\log\left((\frac{X_{lk}}{X_{hk}})_D . (\frac{X_{hk}}{X_{lk}})_B \right)}{\log \alpha_{lk}} = 7,2297 \text{ plate}$$

6) Menentukan Reflux Minimum (Rm)

a) persamaan Gibbs

Umpan masuk pada keadaan cair jenuh sehingga q = 1, rumus :

$$\sum \frac{\alpha_i X_{iF}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q$$ (coulson and Richardson, eq 11.61 p-421)

Komponen	X_{if}	α_i	$\alpha_i * X_{if}$	$(\alpha_i * X_{if})/(\alpha_i - \theta)$	
C_3H_6O	0,2319	3,9202	0,9092	0,4188	
C_3H_8O	0,0258	1,9231	0,0496	0,2848	LK
H_2O	0,5104	1,0000	0,5104	-0,6813	HK
H_2O_2	0,2319	0,1531	0,0355	-0,0223	
TOTAL	1			-0,0001	

b) Persamaan Underwood

Rumus :

$$\sum \frac{\alpha_i X_{iD}}{\alpha_i - \theta} = Rm + 1$$ (coulson and Richardson, eq 11.60 p-421)

Komponen	X_{id}	α_i	$\alpha_i * X_{id}$	$(\alpha_i * X_{id})/(\alpha_i - \theta)$	
C_3H_6O	0,6966	4,5590	3,17563	1,1301	
C_3H_8O	0,0735	1,9394	0,14260	0,7491	LK
H_2O	0,2299	1,0000	0,22991	-0,3069	HK
TOTAL	1			1,5723	

Refluks operasi optimum berkisar antara (1.2 - 1.5) kali refluks minimum. (Coulson and Richardson, 1983, p.392)

Diambil : Roperasi = 1,5 Rminimum

$R_m + 1$ = 1,5723

R_m = 0,5723

$R_m/(R_m+1)$ = 0,3640

R/(R+1) = 0,4619

Diambil Reflux (R) = 0,8584

Menghitung Jumlah Plate Teoritis (pers. Gilliland)

$\left(\frac{R-Rm}{R+1}\right) < 0.125$ berlaku, $\left(\frac{N-Nm}{N+1}\right) = 0.5039 - 0.5968\left(\frac{R-Rm}{R+1}\right) - 0.0908\left(\frac{R-Rm}{R+1}\right)$

$\left(\frac{R-Rm}{R+1}\right) < 0.125$ berlaku, $\left(\frac{N-Nm}{N+1}\right) = 0.6257 - 0.9868\left(\frac{R-Rm}{R+1}\right) + 0.5160\left(\frac{R-Rm}{R+1}\right) - 0.1738\left(\frac{R-Rm}{R+1}\right)$

$\left(\frac{R-Rm}{R+1}\right)$ = 0,182 > 0,125

$\left(\frac{N-Nm}{R+1}\right)$ = 0,5084

N = 15,7403

= 16 plate

7) Perhitungan Efisiensi kolom Total dan Jumlah Plate Aktual

Korelasi yang digunakan untuk menentukan efisiensi kolom distilasi secara total adalah Korelasi O'Connell. Efisiensi kolom merupakan fungsi dari viskositas, rumus :

$E_o = 51 - 32.5\log(\mu_a \alpha_a)$ *(Coulson and Richardson eq.11.67, p.442)*

Dimana :

μ_a = Viskositas rata-rata molar cairan.

α_a = Volatilitas rata-rata komponen light key.

Menghitung jumlah plate/tray actual

Suhu rata-rata = 98,8457^{0}C

= 371,8457 K

Komponen	BM	Viscositas			
		A	B	C	D
C_3H_6O	58	-7,2126	903,1	0,0184	-0,000020353
C_3H_8O	60	-0,7009	841,5	-0,0086	8,2964E-06
H_2O	18	-10,2158	1792,5	0,0177	-0,000012631
H_2O_2	34	-1,6150	503,8	0,0004	-0,000001168

LOG 10 n liq =A + B/T + CT + DT2 cp (Carl L. Yaws Tabel 22-1 P.481)

Komponen	X_i	μ	X_i / μ
C_3H_6O	0,2319	0,17304	1,34034
C_3H_8O	0,0258	0,32275	0,07985
H_2O	0,5104	0,28255	1,80627
H_2O_2	0,2319	0,51115	0,45375
TOTAL	1		0,27172

Dengan menggunakan O' Connell corelation, maka effisiensi kolom distilasi

Eo = 60,2559 %

= 0,6026

$$Nact = \frac{N}{Eo}$$

N actual = 26,1224 plate

= 27 plate

8) Penentuan Feed Plate

Persamaan pendekatan yang digunakan untuk menentukan feed plate adalah persamaan Kirkbride :

Mencari letak feed point dg pers. Kirkbride (eq. 11.62, p.422, Coulson, 1989)

$$\log\left(\frac{N_r}{N_s}\right) = 0.206\log\left[\left(\frac{B}{D}\right)\left(\frac{x_{f,HK}}{x_{f,LK}}\right)\left(\frac{x_{b,LK}}{x_{d,HK}}\right)^2\right]$$

Dengan :

N_r = jumlah plate di enriching section (termasuk kondenser).

N_s = jumlah plate di stripping section (termasuk reboiler)

Diperoleh :

$\log(N_r/N_s)$	= -0,5259
N_r/N_s	= 0,5910
N_s	= N_p / ((N_r / N_s) +1)
	= 10 plate
N_r	= N_p – N_s
	= 6 plate
Total	= 16 plate

Jumlah plate ideal :

seksi rectifying = $\frac{6}{60{,}2559\ \%}$ = 9,8641 = 10 plate

seksi rectifying = $\frac{10}{60{,}2559\ \%}$ = 16,6893 = 17 plate

jumlah plate actual = 27 plate

letak feed plate = $\frac{Nt}{1+(1/(\frac{Nr}{Ns})}$ = 10.0300 dari plate atas jadi feed plate terletak antara plate 10 dan plate 11

PERHITUNGAN MENARA DISTILASI -02

Kode : MD-02

Fungsi : Untuk memisahkan C_3H_6O dari C_3H_8O dan H_2O menghasilkan C_3H_6O 98,75 %

Tujuan : Menghitung plate umpan

1) KONDISI OPERASI UMPAN

Kondisi operasi umpan terjadi pada kondisi cair jenuh sehingga harus memenuhi syarat $\Sigma\ x_i = \Sigma\ y_i/k_i = 1$, maka dengan trial and error dicoba pada tekanan operasi dicoba :

P = 1,1 atm

836 mmHg

T = 67^0C

340 K

Komponen	F_i (Kmol/jam)	X_i	P_i°	K_i	$Y_i = X_i*K_i$	$\alpha_i = (K_i/K_{hk})$	
C_3H_6O	37,1361	0,6966	1.089,5031	1,3032	0,9078	5,2906	
C_3H_8O	3,9199	0,0735	401,0663	0,4797	0,0353	1,9476	LK
H_2O	12,2573	0,2299	205,9301	0,2463	0,0566	1,0000	HK
TOTAL	53,3133	1			1		

2) KONDISI OPERASI ATAS (DESTILAT)

Kondisi operasi atas terjadi pada kondisi uap jenuh sehingga harus memenuhi syarat $\Sigma x_i = \Sigma y_i/k_i = 1$, maka dengan trial and error dicoba pada tekanan operasi Penentuan Dew point (Uap jenuh) dicoba :

P = 1 atm

760 mmHg

T = 58^0C

330 K

Komponen	**D_i (Kmol/jam)**	**Y_i**	**P_i°**	**K_i**	**$X_i = Y_i/K_i$**	**$\alpha_i = (K_i/K_{hk})$**	
C_3H_6O	37,1361	0,9854	791,5490	1,0415	0,9461	5,9859	
C_3H_8O	0,4155	0,0110	257,7229	0,3391	0,0325	1,9490	LK
H_2O	0,1348	0,0036	132,2366	0,1740	0,0206	1,0000	HK
TOTAL	37,6864	1			1		

Penentuan Bubble point (Cair jenuh) :

P = 1 atm

760 mmHg

T = 57^0C

330 K

Komponen	**D_i (Kmol/jam)**	**X_i**	**P_i°**	**K_i**	**$Y_i = X_i*K_i$**	**$\alpha_i = (K_i/K_{hk})$**	
C_3H_6O	37,1361	0,9854	768,1345	1,0107	0,9959	6,0558	
C_3H_8O	0,4155	0,0110	247,1989	0,3253	0,0036	1,9488	LK
H_2O	0,1348	0,0036	126,8437	0,1669	0,0006	1,0000	HK
TOTAL	37,6864	1			1		

3) KONDISI OPERASI BAWAH (BOTTOM)

Kondisi operasi bawah terjadi pada kondisi cair jenuh sehingga harus memenuhi syarat Σ x_i = Σ y_i/k_i = 1 , maka dengan trial and error dicoba pada tekanan operasi Penentuan Bubble point (Cair jenuh) dicoba :

P = 1,15 atm

874 mmHg

T = 99^{0}C

372 K

Komponen	B_i (Kmol/jam)	X_i	P_i°	K_i	$Y_i = X_i*K_i$	$\alpha_i = (K_i/K_{hk})$	
C_3H_8O	3,5044	0,2243	1.389,4542	1,5898	0,3565	1,9158	LK
H_2O	12,1225	0,7757	725,2563	0,8298	0,6437	1,0000	HK
TOTAL	15,6269	1			1		

Penentuan Dew point (Uap jenuh) :

P = 1,15 atm

874 mmHg

T = 101^{0}C

374 K

Komponen	B_i (Kmol/jam)	Y_i	P_i°	K_i	$X_i = Y_i/K_i$	$\alpha_i = (K_i/K_{hk})$	
C_3H_8O	3,5044	0,2243	1.492,6600	1,7078	0,1313	2,0581	LK
H_2O	12,1225	0,7757	780,4542	0,8930	0,8687	1,0761	HK
TOTAL	15,6269	1			1		

$$\alpha_{avg} = ((\alpha_{LK})_D.(\alpha_{LK})_B)^{0.5}$$

= 1,9323

= 0,2861

4) Cek Pemilihan LK dan HK

$$DK = \frac{\alpha_i - 1}{\alpha_{lk} - 1} \cdot \frac{X_{lkD} D}{Z_{lkF} F} + \frac{\alpha_{lk} - \alpha_i}{\alpha_{lk} - 1} \cdot \frac{X_{hkD} D}{Z_{hkF} F}$$

$$= F_1 + F_2$$

Dengan :

DK = nilai yang menunjukkan komponen terdistribusi atau tidak

α_i = *relative volatility* komponen i terhadap komponen *heavy key*

α_{lk} = *relative volatility* komponen *light key* komponen *heavy key*

X_{lkD} = fraksi mol komponen *light key* di distilat

Z_{lkF} = fraksi mol komponen *light key* di umpan

D = jumlah distilat, kmol/jam

F = jumlah umpan, kmol/jam

X_{hkD} = fraksi mol komponen *heavy key* di distilat

Z_{hkF} = fraksi mol komponen *heavy key* di umpan

K_i = koefisien aktivitas komponen i

K_{hk} = koefisien aktivitas komponen *heavy key*

Dengan batasan DK untuk komponen terdistribusi adalah $-0,01 < DK < 0,99$ dan tidak terdistribusi apabila $DK < -0,01$ atau $DK > 1,01$

$X_{lkD.}$ D = 24,9307 $Z_{lkF.}$ F = 235,1951

$X_{hkD.}$ D = 2,4270 $Z_{hkF.}$ F = 220,6319

Komponen	$Z_i = x_i$ umpan	α_D	α_B	α avg	F_1	F_2	DK		
C_3H_6O	0,6966	5,9859	0,0000	0,0000	-0,1137	0,0228	-0,0909	tidak	
C_3H_8O	0,0735	1,9490	1,9158	1,9323	0,1060	0,0000	0,1060	terdistribusi	LK
H_2O	0,2299	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000	0,0110	0,0110	terdistribusi	HK
TOTAL	1								

Dari hasil perhitungan di atas, pemilhan *Light Key* dan *Heavy Key* sudah benar

7) Menentukan Jumlah Plate Minimum

Untuk menentukan jumlah plate minimum digunakan persamaan Fenske (coulson and Richardson, eq 11.58 p-420)

$$Nm = \frac{\log\left((\frac{X_{lk}}{X_{hk}})_D . (\frac{X_{hk}}{X_{lk}})_B \right)}{\log \alpha_{lk}} = 3{,}5926 \text{ plate}$$

8) Menentukan Reflux Minimum (R_m)

a) Persamaan Gibbs

Umpan masuk pada keadaan uap jenuh sehingga q = 1, rumus :

$$\sum \frac{\alpha_i X_{iF}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad \text{(coulson and Richardson, eq 11.61 p-421)}$$

Komponen	X_{if}	α_i	$\alpha_i * X_{if}$	$(\alpha_i * X_{if})/(\alpha_i - \theta)$	
C_3H_6O	0,6966	5,2906	3,6853	0,9030	
C_3H_8O	0,0735	1,9476	0,1432	0,1940	LK
H_2O	0,2299	1,0000	0,2299	-1,0971	HK
TOTAL	1			-0,0001	

b) Persamaan Underwood

Rumus :

$$\sum \frac{\alpha_i X_{iD}}{\alpha_i - \theta} = Rm + 1 \quad \text{(coulson and Richardson, eq 11.60 p-421)}$$

Komponen	X_{id}	α_i	$\alpha_i *$ Xid	$(\alpha_i * X_{id})/(\alpha_i - \theta)$	
C_3H_6O	0,9854	5,9859	5,8984	1,2349	
C_3H_8O	0,0110	1,9490	0,0215	0,0291	LK

H_2O	0,0036	1,0000	0,0036	-0,0171	HK
TOTAL	1			1,2469	

Refluks operasi optimum berkisar antara (1.2 - 1.5) kali refluks minimum. (Coulson and Richardson, 1983, p.392)

Diambil : $R_{operasi}$ = 1,5 $R_{minimum}$

$R_m + 1$ = 1,2469

R_m = 0,2469

$R_m/(R_m+1)$ = 0,1980

R/(R+1) = 0,2703

Diambil Reflux (R) = 0,3704

Menghitung Jumlah Plate Teoritis (pers. Gilliland)

$\left(\frac{R-Rm}{R+1}\right) < 0.125$ berlaku, $\left(\frac{N-Nm}{N+1}\right) = 0.5039 - 0.5968\left(\frac{R-Rm}{R+1}\right) - 0.0908\left(\frac{R-Rm}{R+1}\right)$

$\left(\frac{R-Rm}{R+1}\right) < 0.125$ berlaku, $\left(\frac{N-Nm}{N+1}\right) = 0.6257 - 0.9868\left(\frac{R-Rm}{R+1}\right) + 0.5160\left(\frac{R-Rm}{R+1}\right) - 0.1738\left(\frac{R-Rm}{R+1}\right)$

$\left(\frac{R-Rm}{R+1}\right)$ = 0,0999 > 0,125

$\left(\frac{N-Nm}{R+1}\right)$ = 0,4358

N = 7,1403

= 8 plate

9) Perhitungan Efisiensi kolom Total dan Jumlah Plate Aktual

Korelasi yang digunakan untuk menentukan efisiensi kolom distilasi secara total adalah Korelasi O'Connell. Efisiensi kolom merupakan fungsi dari viskositas, rumus :

$E_o = 51 - 32.5\log(\mu_a \alpha_a)$ *(Coulson and Richardson eq.11.67, p.442)*

Dimana :

μ_a = Viskositas rata-rata molar cairan.

α_a = Volatilitas rata-rata komponen light key.

Menghitung jumlah plate/tray actual

Suhu rata-rata = 78^{0}C

= 351 K

Komponen	BM	Viscositas			
		A	B	C	D
C_3H_6O	58	-7,2126	903,0500	0,0184	-0,000020353
C_3H_8O	60	-0,7009	841,5000	-0,0086	8,2964E-06
H_2O	18	-10,2158	1.792,5000	0,0177	-0,000012631

LOG 10 n liq =A + B/T + CT + DT^2 cp (Carl L. Yaws Tabel 22-1 P.481)

Komponen	X_i	μ	μ. X_i
C_3H_6O	0,6966	0,2019	0,1407
C_3H_8O	0,0735	0,4965	0,0365
H_2O	0,2299	0,3606	0,0829
TOTAL	1		0,2601

Dengan menggunakan O' Connell corelation, maka effisiensi kolom distilasi

Eo = 60,7113 %

= 0,6071

$$Nact = \frac{N}{Eo}$$

N actual = 11,7610 plate

= 12 plate

10) Penentuan Feed Plate

Persamaan pendekatan yang digunakan untuk menentukan feed plate adalah persamaan Kirkbride :

Mencari letak feed point dg pers. Kirkbride (eq. 11.62, p.422, Coulson, 1989)

$$\log\left(\frac{N_r}{N_s}\right) = 0.206\log\left[\left(\frac{B}{D}\right)\left(\frac{x_{f,HK}}{x_{f,LK}}\right)\left(\frac{x_{b,LK}}{x_{d,HK}}\right)^2\right]$$

Dengan :

N_r = jumlah plate di enriching section (termasuk kondenser).

N_s = jumlah plate di stripping section (termasuk reboiler)

Diperoleh :

$\log(N_r/N_s)$ = 0,7637

N_r/N_s = 2,1461

N_s = N_p / ((N_r / N_s) +1)

= 2,5428 plate

N_r = N_p – N_s

= 5,4572 plate

Total = 8 plate

Jumlah plate ideal :

seksi rectifying = $\frac{5{,}4572}{60{,}7113\ \%}$ = 8,9887 = 9 plate

seksi rectifying = $\frac{2{,}5428}{60{,}7113\ \%}$ = 4,1884 = 5 plate

jumlah plate actual = 14 plate

letak feed plate = $\frac{Nt}{1+(1/(\frac{Nr}{Ns})}$ = 9,5501 dari plate atas

jadi feed plate terletak antara plate 9 dan plate 10