

LAMPIRAN A

PERANCANGAN REAKTOR

REAKTOR (RG-01)

Tugas : Mereaksikan Isopropanol (C_3H_8O) dengan O_2 yang berasal dari udara menghasilkan hidrogen peroksida (H_2O_2) dan aseton (C_3H_6O).

Tipe reaktor : Reaktor Gelembung

Kondisi operasi :

- Tekanan : 10 atm
- Suhu : 130 °C
- Konversi : 90 %

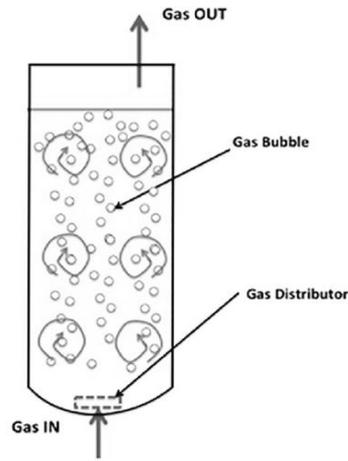
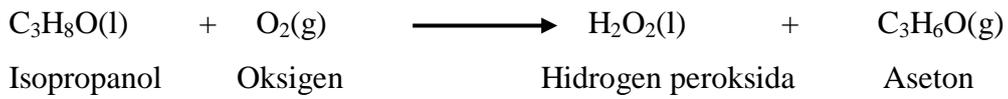
Tipe perancangan : Silinder tegak dengan *flange and dish head (torispherical)* sebagai tutup atas dan bawah.

Sistem pendingin : Koil yang dicelupkan, dengan Dowtherm A sebagai media pendingin di dalam pipa.

Asumsi :

- a. Operasi berjalan kontinyu
- b. Reaktor gelembung cocok untuk reaksi gas-cair, dengan jumlah gas yang dibuat berlebih yang direaksikan dengan cairan yang dengan jumlah yang relatif sedikit.
- c. Didalam reaktor gelembung terdapat 2 (dua) aliran yaitu aliran gas dan aliran cairan. Aliran gas dianggap *plug flow*, tetapi cairan teraduk sempurna oleh aliran gelembung gas yang naik ke atas, sehingga suhu cairan di dalam reaktor selalu seragam.

Persamaan reaksi :



Gambar A.1 Reaktor gelembung (RG-01)

A. Neraca Massa

Neraca massa total pada RG-01

	$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}(\text{l})$	+	$\text{O}_2(\text{g})$	\longrightarrow	$\text{H}_2\text{O}_2(\text{l})$	+	$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}(\text{g})$	
Mula-mula	: 61,8934		92,8402					
Bereaksi	: 55,7041		55,7041		55,7041		55,7041	(-)
Sisa	: 6,1893		37,1361		55,7041		55,7041	

Table A.1 Neraca Massa Total RG-01

Komponen	BM	Masuk		Keluar	
		kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}$	58	0,7051	40,8967	56,4092	3271,7345
$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}$	60	61,8934	3713,6067	6,1893	371,3607
H_2O	18	18,7647	337,7650	18,7647	337,7650
H_2O_2	34			55,7041	1893,9394

Lanjutan Tabel A.1

Komponen	BM	Masuk		Keluar	
		kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
N ₂	28	399,1496	11176,1876	399,1496	11176,1876
O ₂	32	92,8402	2970,8853	37,1361	1188,3541
Jumlah :			18239,3413		18239,3413

B. Perancangan Reaktor

1. Menghitung konstanta kecepatan reaksi (k)

$$k = 1.1 \times 10^7 e^{-96.2/RT}$$

Dengan :

- T = 130 °C = 403 K
- R = 1,9872 cal/mol.K

Maka nilai k = 9.754.912,83 L/mol.detik = 975.491.283 L/kmol.detik

2. Menentukan kecepatan volumetrik

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

Dengan :

- m = kecepatan umpan masuk, kg/jam
- ρ = densitas komponen, kg/L

Menentukan densitas untuk fase cair :

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

Dengan :

- ρ = densitas komponen, kg/L
- T = temperature operasi (130 °C = 403 K)
- Tc = temperature kritis, K

Komponen	A	B	n	Tc (K)	ρ_l (gr/ml)
C ₃ H ₆ O	0,2773	0,2576	0,2990	508,20	0,6467
C ₃ H ₈ O	0,2679	0,2648	0,2430	508,31	0,6631
H ₂ O	0,3471	0,2740	0,2857	647,13	0,9247
H ₂ O ₂	0,4378	0,2498	0,2877	730,15	1,3164

(Yaws, 1999)

Tabel A.2 Kecepatan Laju Volumetrik Umpan Cair dan Densitas Campuran

Komponen	m (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	Fvl = m/ ρ (L/jam)	x	Density campuran
C ₃ H ₆ O	40,8967	6,4631	6327,6791	0,010	6,4631
C ₃ H ₈ O	3.713,60	601,766	6171,1797	0,908	601,766
H ₂ O	337,765	76,3259	4425,2983	0,082	76,3259
TOTAL	4.092,26		16.924,157		684,555

Sehingga densitas campuran umpan cair = 684,555 kg/m³

Tabel A.3 Kecepatan Laju Volumetrik Umpan Gas Dan Densitas
Campuran

Komponen	kg/jam	yi	omega i	Tci	Pci
N ₂	11176,1876	0,7900	0,0380	126,2000	34,0000
O ₂	2970,8853	0,2100	0,0220	154,6000	50,4300
Jumlah :	14147,0730	1,0000			

(Smith & Van Ness, 1975)

Lanjutan **Tabel A.3**

Komponen	Tri	Pri	B0	B1	BPc/ RTc	Z	V(m3)	yi.v
N ₂	3,193	0,2980	0,0172	0,1377	0,0224	1,0021	1305,2963	1031,184
O ₂	2,606	0,2009	- 0,0081	0,1359	-0,0051	0,9996	302,8528	63,5991
Jumlah :								1094,783

Sehingga diperoleh data sebagai berikut :

- Densitas N₂ = 10,2086 kg/m³
- Densitas O₂ = 2,7138 kg/m³
- Densitas campuran gas = 8,6364 kg/m³
- Laju alir volumetrik gas = 1.638,4046 m³/jam

3. Menentukan konsentrasi komponen umpan reaktor

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

Tabel A.4 Konsentrasi Komponen Umpan Reaktor

Komponen	BM	Masuk		
		kmol/jam	kg/jam	Cv (kmol/L)
Fase cair :				
C ₃ H ₆ O	58	0,7051	40,8967	4,1663E-05
C ₃ H ₈ O	60	61,8934	3713,6067	3,6571E-03
H ₂ O	18	18,7647	337,7650	1,1088E-03
Jumlah :		81,3633	4092,2683	0,0048
fase gas :				
N ₂	28	399,1496	11176,1876	0,00024
O ₂	32	92,8402	2970,8853	0,00006
Jumlah :		491,9897252	14147,07297	0,00030

4. Menghitung difusivitas oksigen (Dal)

$$DAL = \frac{7.4 \cdot 10^{-8} (\theta_L \cdot Mb)^{0.5} (T)}{\mu_L \cdot V_A^{0.6}} \quad (\text{Perry \& Green, 1986})$$

Dengan :

- Faktor asiasi C₃H₈O (θL) = 1,2
- Berat molekul cairan C₃H₈O = 60 gr/gmol
- Viskositas cairan C₃H₈O = 0,1845 Cp
- Suhu operasi = 403 K
- Volume molekular O₂ (VA) = 0,0256 m³/kmol

(Coulson & Richardson, 1983)

Maka diperoleh nilai Dal = 0,0196 cm²/detik.

5. Menentukan diameter gelembung

Menentukan diameter gelembung dengan diameter oriface.

$$D_B = \left[\frac{6 \cdot d_o \cdot \sigma}{g(\rho_L - \rho_G)} \right]^{1/3} \quad (\text{Perry \& Green, 1986})$$

Pada keadaan stabil, berlaku syarat :

$$D_B < 0.078 \left[\frac{\sigma}{\rho_L - \rho_G} \right]^{0.5} \quad (\text{Perry \& Green, 1986})$$

Dengan :

- D_B = Diameter gelembung
- D_O = Diameter oriface
- g = gravitasi bumi = 980 cm/detik²
- ρ_l = densitas cairan C_3H_8O = 0,6018 gr/cm³
- ρ_g = densitas gas O_2 = 0,0027 gr/cm³
- σ = tegangan muka = 9,6275 dyne/cm (Yaws, 1999)

Range diameter oriface adalah $0,004 < D_O < 0,95$ cm (Perry & Green, 1986). Dengan dilakukan trial dan error sehingga ditentukan nilai diameter orifice = 0,05 cm. Sehingga nilai D_B adalah $0,1701 < 0,3127$, dinyatakan layak.

6. Menghitung koefisien transfer massa fase cair (Kal)

Untuk $D_B < 1$ mm (0.1 cm)

$$\frac{K_{AL} \cdot D_b}{D_{AL}} = 2.0 + 0.31 \left[\frac{D_b^3 \cdot \Delta\rho \cdot g}{\mu_L \cdot D_{AL}} \right]^{1/3}$$

Untuk $D_B > 25$ mm (2,5 cm)

$$\frac{K_{AL} \cdot D_b}{D_{AL}} = 0.42 \left[\frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_{AL}} \right]^{0.5} \left[\frac{D_b^2 \cdot \rho_L \cdot \Delta\rho \cdot g}{\mu_L^2} \right]^{1/3}$$

Dimana :

- Kal = koefisien transfer massa, cm/detik
- DB = diameter gelembung = 0,1701 cm
- Dal = difusifitas gas-cairan = 0,0196 cm²/detik
- ρl = densitas cairan = 0,6018 gr/cm³
- ρg = densitas gas = 0,0027 gr/cm³
- μl = viskositas cairan C₃H₈O = 0,0018 gr/cm.detik

Untuk range DB antara 1 – 2,5 mm maka dilakukan interpolasi :

Untuk DB < 1 mm :

- DB dipilih = 0,09 cm
- Kal = 1,9738 cm/detik

Untuk DB > 25 mm :

- DB dipilih = 2,6 cm
- Kal = 1,1126 cm/detik

Dari hasil interpolasi dengan nilai DB ditanya adalah 0,1701 cm maka, nilai Kal = 1,9463 cm/detik = 70,0674 m/jam.

7. Menentukan bilangan hatta

$$MH^2 = \frac{\text{Konversi max dalam film}}{\text{Difusifitas max melalui film}} \quad (\text{Lavenspiel, 1999})$$

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

Dengan :

- MH = bilangan hatta = 429,6026
- k = konstanta kecepatan reaksi = 975.491.8333 L/kmol.detik
- Cbo = konsentrasi cairan C₃H₈O = 0,00367 kmol/L
- Dal = difusifitas gas-cairan = 0,0196 cm²/detik
- Kal = koefisien transfer massa = 1,9463 cm/detik

Jika $MH \gg \gg 1$ maka :

- Keseluruhan reaksi berlangsung dilapisan film cairan
- Reaksi berlangsung sangat cepat
- Luas permukaan sebagai faktor penentu

Jika $MH \ll \ll 1$ maka :

- Keseluruhan reaksi berlangsung dalam fase cairan *bulk*
- Reaksi berlangsung sangat lambat
- Volume cairan *bulk* sebagai faktor penentu kecepatan sehingga jika nilai volumenya kecil, maka diperlukan volume cairan yang besar

Berlaku ketentuan jika :

- $MH > 2$, maka difusi gas adalah faktor yang berpengaruh
- $0,02 < MH < 2$, maka difusi gas dan kecepatan reaksi adalah faktor yang berpengaruh
- $MH < 0,02$, maka reaksi kimia adalah faktor yang berpengaruh.

8. Kecepatan linier gelembung

$$Q^{6/5} = \frac{Db^3 \cdot \pi \cdot g^{3/5}}{1.378 \times 6}$$

Dengan :

- Q = laju volumetrik gas tiap lubang oriface = $0,1667 \text{ cm}^3/\text{detik}$
- DB = diameter gelembung = $0,1702 \text{ cm}$
- g = gravitasi bumi = $980 \text{ cm}/\text{detik}^2$

Frekuensi gelembung :

$$f_b = \frac{Q \cdot g \cdot (\rho_L - \rho_g)}{\pi \cdot D \cdot \sigma} \quad (\text{Perry \& Green, 1986})$$

Dengan :

- F_b = frekuensi gelembung = 64,7319 gelembung/detik
- ρ_l = densitas cairan = 0,6018 gr/cm³
- ρ_g = densitas gas = 0,0027 gr/cm³
- DO = diameter oriface = 0,05 cm
- σ = tegangan muka = 9,6275 dyne/cm

Volume 1 (satu) gelembung :

$$V_o = \frac{\pi \cdot D b^3}{6}$$

Dengan :

- V_o = volume satu gelembung = 0,0026 cm³
- DB = diameter gelembung = 0,1701 cm

Menghitung jumlah oriface

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

Dengan :

- N_b = jumlah oriface = 176.764.632,6175
- V_o = volume satu gelembung = 0,0026 cm³
- Fvg = laju volumetrik umpan gas = 455.112,8825 cm³/detik

Menghitung jumlah lubang oriface

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

Dengan :

- N_{hole} = jumlah lubang orifice = 2.730.720 lubang
- N_b = jumlah orifice = 176.764.632,6175
- F_b = frekuensi gelembung = 64,7319 gelembung/detik

9. Menentukan rising velocity (terminal velocity)

Untuk $DB > 0,14$ cm dihitung dengan persamaan :

$$V_t = \sqrt{\frac{2\sigma}{D_b \cdot \rho_L}} + \sqrt{\frac{g \cdot D_b}{2}} \quad (\text{Treyball, 1980})$$

Dengan :

- V_t = terminal velocity = 22,8452 cm/detik
- σ = tegangan muka = 9,6275 dyne/cm
- DB = diameter gelembung = 0,1701 cm
- ρ_l = densitas cairan = 0,6018 gr/cm³

Reynold gelembung

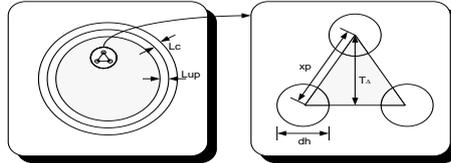
$$Re = \frac{\rho_L \cdot D_b \cdot V_t}{\mu_L}$$

Dengan :

- Re = bilangan reynol = 1267,1037
- V_t = terminal velocity = 22,8452 cm/detik
- DB = diameter gelembung = 0,1701 cm
- ρ_l = densitas cairan = 0,6018 gr/cm³
- μ_l = viskositas cairan C₃H₈O = 0,0018 gr/cm.detik

10. Menentukan diameter sparger

Reaktor ini menggunakan oriface sparger, maka untuk menunjang hal tersebut digunakan *plate tipe perforated* dengan susunan *tringular pitch*. Dipilih susunan *tringular pitch* karena jumlah lubang tiap satuannya lebih luas dengan ukuran reaktor yang lebih kecil (Kern, 1983).



Gambar A.2 Susunan *perforated*

Diketahui :

- DO = diameter oriface = 0,05 cm
- Nhole = jumlah lubang oriface = 2.730.720 lubang

Jika Pt adalah jarak antara pusat lubang oriface, maka

$$Pt = 1.25xDo \quad (\text{Coulson \& Richardson, 1983})$$

Maka nilai Pt = 0,0625 cm

Luas lubang oriface

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

Sehingga nilai Lo = luas lubang oriface = 0,0020 cm²

Pada oriface susunan *tringular pitch*, diperoleh hubungan :

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

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

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

Menghitung luas ΔABC dengan rumus :

$$L_{\Delta ABC} = \frac{1}{4} \sqrt{3} \cdot P_t^2 = 0,0017 \text{ cm}^2$$

Menghitung luas lubang ΔABC dengan rumus :

$$\Delta ABC = 1/8 \cdot \pi \cdot D_o^2 = 0,0010 \text{ cm}^2$$

Luas *plate* yang diperlukan pada tiap lubang (A_n) :

$$A_n = \frac{\text{Luas 1 lubang oriface} \times \text{Luas } \Delta ABC}{\text{Luas lubang } \Delta ABC}$$

$$A_n = \frac{\frac{\pi}{4} \cdot D_o^2 \cdot \frac{1}{4} \cdot \sqrt{3} \cdot P_t^2}{\frac{\pi}{8} \cdot D_o^2}$$

$$A_n = \frac{1}{2} \sqrt{3} P_t^2 \quad \text{maka nilai } A_n = 0,0034 \text{ cm}^2$$

$$\text{Luas } \textit{sparger} (A_{sp}) = N_{\text{hole}} \times A_n = 9.237,7877 \text{ cm}^2$$

Diameter *sparger* (D_{sp}) :

$$D_{sp} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{sp}}{\pi}} = 108,4799 \text{ cm}$$

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

$$V_{gs} = \frac{Fvg}{A_{sp}} = 49,2664 \text{ cm/detik}$$

Dengan :

- Fvg = laju volumetrik umpan gas = $455.112,8825 \text{ cm}^3/\text{detik}$
- A_{sp} = luas *sparger* = $9.237,7877 \text{ cm}^2$

Hold up gas (H_g) :

$$H_g = \frac{V_{gs}}{V_{gs} + V_t} = 0,6832$$

Dengan :

- V_{gs} = kecepatan supervisial = $49,2664 \text{ cm/detik}$
- V_t = terminal velocity = $22,8452 \text{ cm/detik}$

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

Pada kondisi $Re = 400 - 25.000$, maka:

Re yang digunakan = $1.267,1037$

Kecepatan massa molar O_2 (G_m) :

$$G_m = \frac{F_{mol.O_2}}{A_{sp}} = 100,50 \text{ kmol/jam.m}^2$$

Dengan :

- F_{mol} = umpan masuk O_2 ke reaktor = $92,85 \text{ kmol/jam}$
- A_{sp} = luas *sparger* = $9.237,7877 \text{ cm}^2$

Sc (Schimidt Number) :

$$Sc = \frac{\mu_g}{\rho_g \cdot D_{AL}} \quad (\text{Treyball, 1980})$$

Diketahui nilai Sc = 4,7452

Maka untuk rumus koefisien transfer fase gas (Kag) :

$$\frac{K_{ag} \cdot Pt}{Gm} \cdot Sc^{0.56} = 0.281 Re^{0.4} \quad (\text{Treyball, 1980})$$

Dengan :

- Pt = tekanan total = 10 atm = 1.031.250 Pa
- Re = reynold gelembung = 1.267,1037
- Gm = kecepatan massa molar O₂ = 100,5004 kmol/jam.m²
- Sc = Schimidt Number = 4,7452

Sehingga nilai Kag = 0,2030 mol/jam.m².Pa

12. Menentukan konstanta henry (Ha)

Dengan pendekatan harag Ha untuk O₂ dalam air pada suhu 130 °C

Harga nilai Ha H₂O:

T = 20 °C, diperoleh nilai Ha = 7,40 E+04 Pa.m³/mol

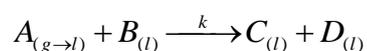
T = 60 °C, diperoleh nilai Ha = 1,13 E+05 Pa.m³/mol

(Lavenspiel, 1999)

Sehingga nilai T = 130 °C, diperoleh nilai Ha = 1,81 E+05 Pa.m³/mol

13. Menentukan volume dan ukuran reaktor

Persamaan kecepatan reaksi :



Persamaan perancangan reaktor :

(A lost by gas) = (B lost by liquid) = (Disapperance of by reaction)

$$F_g \cdot dY_A = F_l \cdot d_{XB} = (-r_A''') dv_r$$

$$F_l \cdot d_{XB} = (-r_A''') dv_r$$

$$V_r = F_l \int_{x_{B1}}^{x_{B2}} \frac{d_{XB}}{-r_A'''}$$

$F_l = F_{bo} =$ kecepatan alir molar umpan cair masuk reaktor, kmol/jam

$F_l = F_{bo} = C_{bo} \times F_{vl}$

Penentuan laju reaksi didasarkan dengan jumlah mol

- Jumlah mol antara reaktan dan produk sama, maka volume tetap ($V = V_o$)
- Umpan yan masuk merupakan tidak murni
- Umpan gas dibuat berlebih sehingga ditentukan oleh umpan cair = reaksi orde 1.

$$-r_b = k_r C_b = \frac{dCb}{dt}$$

Berdasarkan bilangan Hatta, semua reaksi terjadi pada lapisan film cairan. Meskipun demikian, lapisan film tetap memberikan hambatan pada transfer zat A ke lapisan utama fase cair. Sehingga persamaan kecepatan reaksi A adalah

$$-r_A''' = \frac{1}{\frac{1}{k_{Ag}a} + \frac{H_A}{k_{Al}aE} + \frac{H_A}{kC_{Bf_l}}} P_A$$

gas film resistance
liquid film resistance
liquid bulk resistance

$$-r_A''' = \frac{1}{\frac{1}{k_{Ag}a} + \frac{H_A}{k_{Al}aE} + \frac{H_A}{k.C_{a0} \cdot (1 - X_a) \cdot f_l}} \cdot P_A$$

Dimana :

Cbo	Konsentrasi C ₃ H ₈ O awal	=	0,0037 kmol/L
FvL	Kecepatan laju volumetrik	=	16.924,1572 L/jam
X	Konversi reaksi	=	0,9
Ca ₀	Konsentrasi O ₂ awal	=	0,00006 kmol/L
		=	0,0566 kmol/m ³
Kal	Koefisien transfer massa fase cair	=	1,9463 cm/detik
		=	70,0674 m/jam
Kag	Koefisien transfer massa fase gas	=	0,2030 mol/jam.m ² .Pa
Ha	Konstanta henry	=	1,181 E+05 Pa.m ³ /mol
		=	1,181 E+08 Pa.m ³ /kmol
PA	Konsentrasi bahan (C ₃ H ₈ O) difase gas dinyatakan tekanan	=	1,01 E+06 Pa
k	Konstanta kecepatan reaksi	=	9754.912.833 L/kmol.detik
		=	35117686197 m ³ /kmol,jam
		=	35117686,2 m ³ /mol.jam
E	Enhancement factor	=	1
a	Luas kontak gas dan cairan	=	20 m ² /m ³
fl	Volume fraksi cairan	=	0,98

Diperoleh hasil :

$$\frac{1}{K_{ag}.a} = 0,2463 \text{ m}^3.\text{jam. Pa/mol}$$

$$\frac{H_A}{K_{al}.a.E} = 129,3397 \text{ m}^3.\text{jam. Pa/mol}$$

$$\frac{1}{K_{ag}.a} + \frac{H_A}{K_{al}.a.E} = 129,5860 \text{ m}^3.\text{jam. Pa/mol}$$

$$\frac{H_A}{k.C_{b0}(1-X_a).f_l} = 1,44 \text{ E-06 m}^3.\text{jam. Pa/mol}$$

$$-r_B''' = \frac{1}{\frac{1}{k_{Ag}.a} + \frac{H_A}{k_{Al}.a.E} + \frac{H_A}{k.C_{b0}(1-X_a).f_l}} . P_A$$

$$r_B''' = \frac{1,01\text{E} + 06}{129,5860 + \frac{1,44009\text{E} - 06}{(1-X_a)}} \text{ mol / m}^3 . \text{jam}$$

$$Vr = C_{b0}.F_{VL} \cdot \int_{X_{b1}}^{X_{b2}} \frac{dX_b}{\frac{1,01\text{E} + 06}{129,5860 + \frac{1,44009\text{E} - 06}{(1-X_a)}}} = C_{b0}.F_{VL} \int_{X_{b1}}^{X_{b2}} \frac{dX_b}{y}$$

$$y = \frac{1,01\text{E} + 06}{129,5860 + \frac{1,44009\text{E} - 06}{(1-X_a)}} \text{ mol / m}^3 . \text{jam}$$

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

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

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

Dimana :

$$X_2 = 0,9$$

$$X_1 = 0$$

$$n = 5$$

$$\Delta X = 0,225$$

Tabel A.5 Trial Dengan Menggunakan Metode Simpson

No	X	1 - Xa	Y
0	0	1	0,00013
1	0,2250	0,7750	0,00013
2	0,4500	0,5500	0,00013
3	0,6750	0,325	0,00013
4	0,9	0,1	0,00013

Dari hasil perhitungan diperoleh :

$$\int_0^{0,9} (y^{-1}) dX_a = 0,000115 \text{ m}^3 \cdot \text{jam/mol}$$

Volume reaktor :

$$V_r = C_{b0} \cdot F_{VL} \cdot \int_{C_{B1}}^{C_{B2}} \frac{dC_B}{-r_A}$$

Dengan :

- C_{b0} = konsentrasi b mula-mula umpan = 3,6571 mol/L
- F_{v1} = kecepatan laju volumetrik fase cair = 16.924,1572 L/jam

- $V_r = \text{volume reaktor} = 7,1241 \text{ m}^3$

14. Menentukan waktu tinggal proses

$$\tau = \frac{V_r}{F_{vl}} = 0,4209 \text{ jam}$$

Dengan :

$$V_r = \text{volume reaktor} = 7,1241 \text{ m}^3$$

$$F_{vl} = \text{kecepatan laju volumetrik fase cair} = 16.924,1572 \text{ L/jam}$$

15. Volume design reaktor

$$V = \frac{V_{\text{cairan}}}{1 - H_g} = 22.487,3831 \text{ L}$$

Dengan :

- $H_g = \text{Hold up} = 0,6832$
- $V_r = \text{volume reaktor} = 7,1241 \text{ m}^3 = 7.124,0757 \text{ L}$

Volume reaktor = Volume silinder + (2 x Volume head)

Diketahui :

- Volume teoritis reaktor = 22.487,3831 L
- Volume design reaktor = 26.984,88598 L

Volume silinder shell :

$$V_r = \frac{1}{4} \pi \cdot D_r^2 \cdot H_r$$

$$V_r = \frac{1}{4} \pi \cdot D_r^2 \cdot 2 \cdot D_r$$

Maka diameter reaktor :

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

Diperoleh :

- $Dr = 24,2855 \text{ dm} = 2,4285 \text{ m}$
- $Hs = 48,5709 \text{ dm} = 4,8571 \text{ m}$

Volume *head to straight flange* (Vh) :

$$Vh = 0.000049 . Dr^3 \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Diperoleh nilai $Vh = 0,7018 \text{ dm}^3$

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

Volume cairan sebelum koil = $V - Vh = 22.486,6813 \text{ L}$

Luas penampang reaktor :

$$Ar = \frac{\pi}{4} D^2 = 462,9803 \text{ dm}^2$$

Maka tinggi cairan dan gas dalam reaktor sebelum ada koil dihitung dengan rumus :

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

Sehingga di peroleh tinggi cairan sebelum ada koil adalah 48,5694 dm = 4,8569 m

16. Menentukan Pressure Drop

a. Pressure drop gas melalui oriface (ΔP_o)

$$\Delta P_o = 0.5x \frac{\rho_g \cdot V_o^2}{0.9} = 36,5921 \text{ kg/m.detik}^2$$

b. Pressure drop gas untuk mengetahui tegangan muka (ΔP_σ)

$$\Delta P_\sigma = \frac{6 \times \sigma L}{Db} = 33,9639 \text{ kg/m.detik}^2$$

c. Pressure drop untuk mengetahui tegangan muka hidrostastik (ΔP_h)

$$\Delta P_h = \rho_L \cdot g \cdot H = 28.643,7715 \text{ kg/m.detik}^2$$

d. Pressure drop total (ΔP_t)

$$\Delta P_t = \Delta P_o + \Delta P_\sigma + \Delta P_h = 28.714,3275 \text{ Pa} = 0,2834 \text{ atm}$$

17. Menentukan jarak sparger

$$ID = \frac{Dr - \left(\sqrt{\frac{Asp \cdot 4}{3.14}} \right)}{2} = 9,0818 \text{ dm} = 0,90818 \text{ m}$$

Dimana :

- Asp = luas sparger = 92,3779 m
- Dr = diameter reaktor = 24,2855 dm = 2,422855 m

18. Mechanical desain (perancangan tebal dinding dan head reaktor)

a. Tebal dinding reaktor

Untuk bentuk silinder, maka persamaan yang digunakan :

$$t_s = \frac{P.R}{S.E.-0.6P} + C \quad (\text{Rase, 1977})$$

Dimana :

- t_s = tebal dinding minimum = 0,9314 in
- P = tekanan design = 1,2 x P operasi = 183,7 psig
- R = jari-jari dalam reaktor = 1,2143 m = 47,806 in
- E = efisiensi sambungan (*double welded butt join*) = 0,8
- C = faktor korosif = 0,125 in

Bahan yang digunakan adalah *Carbon steel SA-285 Grade C*, dengan nilai S = maksimum *allowable stress* = 13.750 psi (Brownell & Young, 1959). Dipilih tebal dinding standar = ID = 1 in . Sehingga :

$$OD = ID + (2 \times TS \text{ standar})$$

$$OD = 95,6121 \text{ in} + (2 \times 1 \text{ in}) = 97,6121 \text{ in}$$

b. Tebal head reaktor

Jenis head yan digunakan adalah *torispherical*. Sehingga tebal head dihitung dengan persamaan :

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

Dimana :

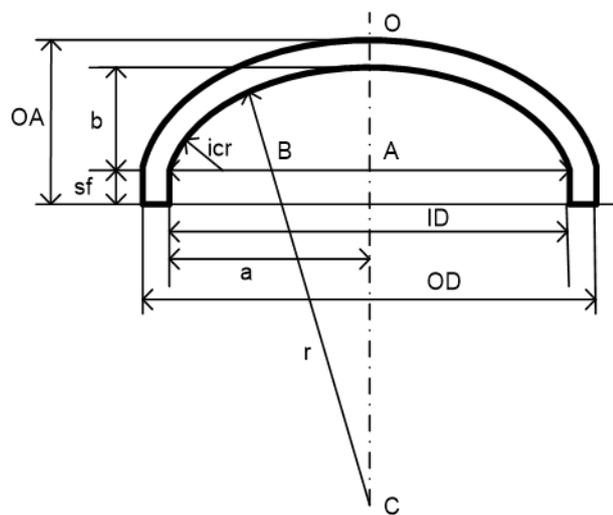
- t_H = tebal head reaktor = 1,57 in
- P = 183,7 psig
- r = *radius of disk* = OD = 97,6121 in
- S = 13.750 psig
- E = efisiensi sambungan (*double welded butt join*) = 0,8
- C = faktor korosif = 0,125 in

Dipilih tebal head standar 1 5/8 in = 1,625 in

Dari th standar dipilih nilai *straight flange* (sf) antara 1,5 – 4,5 in, diambil :

- Standar *straight flange* (sf) = 3 in = 0,0762 m
- *Inside corner radius* (icr) = 4,875 in = 0,1238 m

Hubungan *flange* dan *dishead head* (*torispherical dishead head*) :



Gambar A.3 torispherical dishead head (Brownell & Young, 1959)

Berlaku hubungan dimensional :

$$a = \frac{ID}{2} = 47,8060 \text{ in}$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 15,1405 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - (icr) = 42,9310 \text{ in}$$

$$BC = r - (icr) = 92,7370 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 82,2015 \text{ in}$$

$$OA = tH_{\text{standard}} + b + sf = 20,0355 \text{ in}$$

c. Volume total reaktor

- Volume *straight flange* (Vsf)

$$V_{sf} = \frac{1}{4} \pi D^2_{sf}$$

Dimana :

$$V_{sf} = 22.438 \text{ in}^3 = 0,3677 \text{ m}^3$$

$$D = OD = 97,6121 \text{ in} = 2,47935 \text{ m}$$

$$sf = 3 \text{ in} = 0,0762 \text{ m}$$

- Volume total sebuah head

$$V_{t \text{ head}} = V_{\text{head}} + sf$$

$$V_{t \text{ head}} = 258,068 \text{ dm}^3 = 0,2680 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{head}} = 0,7018 \text{ dm}^3$$

$$V_{sf} = 367,705 \text{ dm}^3$$

- Volume total

$$\text{Volume total} = V_{\text{silinder reaktor}} + (2 \times V_{\text{total head}})$$

$$\text{Volume total} = 26.985,4 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{silinder reaktor}} = 26.984,9 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{total head}} = 0,2582 \text{ m}^3$$

- Tinggi total reaktor

$$\text{Tinggi total reaktor} = \text{tinggi shell} + (2 \times \text{tinggi head})$$

$$\text{Tinggi total reaktor} = 5,8749 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi shell} = 4,8571 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi head} = 0,5089 \text{ m}$$

C. Neraca Panas

Suhu masuk reaktor (T_r) : $130\text{ }^\circ\text{C} = 403\text{ K}$

suhu referensi (T_{ref}) : $25\text{ }^\circ\text{C} = 298\text{ K}$

Harga kapasitas panas untuk masing-masing komponen umpan fase cair :

Tabel A.6 Harga kapasitas panas fase cair

Komponen	Tetapan kapasitas panas fase cair (J/mol.K)			
	A	B	C	D
C ₃ H ₆ O	46,878	6,27E-01	-2,08E-03	2,96E-06
C ₃ H ₈ O	72,525	7,96E-01	-2,63E-03	3,65E-06
H ₂ O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
H ₂ O ₂	-15,248	6,77E-01	-1,49E-03	1,20E-06

Tabel A.7 Hasil perhitungan kapasitas panas umpan cair

Komponen	m (kgmol/jam)	$\int C_p.dT$ (kJ/kgmol)	Q _{input} (kJ/jam)
C ₃ H ₆ O	0,705115188	-14674,36195	-10347,11548
C ₃ H ₈ O	61,89344425	-19546,50795	-1209800,7
H ₂ O	18,76472207	-7924,378405	-148698,7584
H ₂ O ₂	0	-9441,117298	0
Jumlah			-1368846,574

Harga kapasitas panas untuk masing-masing komponen umpan fase gas :

Tabel A.8 Harga kapasitas panas fase gas

Komponen	Tetapan kapasitas panas fase cair (J/mol.K)				
	A	B	C	D	E
N ₂	29,342	-3,54E-03	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13
O ₂	29,526	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12

Tabel A.9 Hasil perhitungan kapasitas panas umpan gas

Komponen	m (kgmol/jam)	$\int C_p.dT$ (kJ/kgmol)	Q _{input} (kJ/jam)
N ₂	399,1495588	-3062,091202	-1222232,352
O ₂	92,84016637	-3131,44933	-290724,2767
Jumlah			-1512956,629

Harga kapasitas panas untuk masing-masing komponen *output* fase cair :

Tabel A.10 Hasil perhitungan panas keluar fase cair

Komponen	m (kgmol/jam)	$\int C_p.dT$ (kJ/kgmol)	Q _{output} (kJ/jam)
C ₃ H ₆ O	56,40921501	14674,36195	827769,2383
C ₃ H ₈ O	6,189344425	19546,50795	120980,07
H ₂ O	18,76472207	7924,378405	148698,7584
H ₂ O ₂	55,70409982	9441,117298	525908,9404
Jumlah			1623357,007

Tabel A.11 Hasil perhitungan panas keluar fase gas

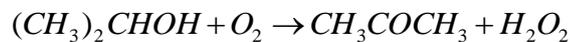
Komponen	m (kgmol/jam)	$\int Cp.dT$ (kJ/kgmol)	Qoutput (kJ/jam)
N ₂	399,1495588	3062,091202	1222232,352
O ₂	37,13606655	3131,44933	116289,7107
Jumlah			1338522,063

Diperoleh panas yang masuk ke reaktor sebesar

$$\Delta H_{\text{reaktan}} = -2.881.803,203 \text{ kJ/jam} = -6.883.306,9797 \text{ kcal/jam}$$

$$\Delta H_{\text{produk}} = 2.961.879,07 \text{ kJ/jam} = 707.432 \text{ kcal/jam}$$

Panas reaksi (ΔH_R)



$$\Delta H_f C_3H_6O = -2,18 \text{ E}+02 \text{ kJ/mol} = -5,2 \text{ E}+04 \text{ kcal/kmol}$$

$$\Delta H_f C_3H_8O = -3,19 \text{ E}+05 \text{ kJ/mol} = -7,61 \text{ E}+04 \text{ kcal/kmol}$$

$$\Delta H_f H_2O_2 = -1,88 \text{ E}+05 \text{ kJ/mol} = -4,49 \text{ E}+04 \text{ kcal/kmol}$$

Formula :

$$\begin{aligned} \Delta H_{298} &= \Delta H_{\text{Produk}} - \Delta H_{\text{Reaktan}} \\ &= [\Delta H_f(C_3H_6O) + \Delta H_f(H_2O_2)] - [\Delta H_f(C_3H_8O) + \Delta H_f(O_2)] \\ &= -2,08 \text{ E}+04 \text{ kcal/kmol} \end{aligned}$$

$$\Delta H'_{298} = \Delta H_{298} \cdot \text{mol isopropanol}$$

$$= -1,29 \text{ E}+06 \text{ kcal/jam}$$

Maka :

$$\boxed{\Delta H_{\text{Reaksi}} = \Delta H'_{298} + \Delta H_{\text{Produk}} + \Delta H_{\text{Reaktan}}} = -1,27 \text{ E}+06 \text{ kcal/jam}$$

Tabel A.11 Neraca panas

Panas masuk, kcal		Panas keluar, kcal	
$\Delta H_{reaktan} =$	688306,8797	$\Delta H_{produk} =$	707432,6722
$\Delta H_{reaksi} =$	1,27E+06	Panas diserap=	1248514,447
Total =	1955947,12		1955947,12

D. Perancangan Pendinginan

Reaksi yang berlangsung dalam sistem merupakan eksotermis, artinya dibutuhkan suatu pendingin yang dapat mempertahankan suhu dalam reaktor sebesar 130 °C, maka dibutuhkan pendingin yang mampu mempertahankan suhu tersebut. Oleh karena itu digunakan media pendingin berupa Dowtherm A

Diketahui :

- Suhu operasi = 130 °C = 403 K = 266 °F
- Pendingin masuk (t1) = 70 °C = 343 K = 158 °F
- Pendingin keluar (t2) = 100 °C = 373 K = 212 °F

$$t_{rata-rata} = \frac{t_1 + t_2}{2} = 85 \text{ °C} = 358 \text{ K} = 185 \text{ °F}$$

Data Dowtherm A :

- BM = 166
- Vapor pressure = 3,9 E-02 bar
- Kapasitas panas (Cp) = 0,419 Btu /lb. °F
- Konduktivitas thermal (k) = 0,0741 Btu/jam.ft² (°F/ft)
- Densitas = 62,8858 lb/ft³
- Viskositas = 2,887 lb/ft.jam

Kebutuhan pendingin (Dowtherm A)

$$W_a = \frac{Q_2}{Cp_{dowtherm}(t_2 - t_1)}$$

Dimana :

- Q_2 : jumlah panas yang diserap pendingin = 4,95 E+06
- Cp : kapasitas panas pendingin = 0,4199 Btu /lb. °F

Diperoleh harga W_a sebesar 218.504,6749 lb/jam = 99.105 kg/jam

Debit air pendingin

$$Q_a = W_a/\rho_a = 98,4 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,965 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Menentukan nilai ΔT LMTD

<i>Hot fluid</i>		<i>Cold fluid</i>	
266	<i>Higher</i>	212	54
266	<i>Lower</i>	158	108

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = \frac{54 - 108}{\ln \left(\frac{54}{108} \right)} = 77,9 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Pemilihan pendingin

1. Luas perpindahan panas yang tersedia (A tersedia)

A tersedia = luas selimut reaktor x luas penampang reaktor

$$A = (\pi \times D_r \times H_s) + \left(\frac{1}{4} D_r^2 \right)$$

Diketahui :

- $D_r = 7,9676 \text{ ft}$
- $H_s = 15,9353 \text{ ft}$

$$A \text{ tersedia} = 414,5494 \text{ ft}^2$$

2. Luas perpindahan panas yang dibutuhkan

Dari tabel 8, kern didapatkan *overall heat transfer* U_d dengan *hot fluid* yaitu *light organik* dan *cold fluid* yaitu *light organik* dengan nilai $U_d \text{ overall} = 40 - 75 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

Dipilih $U_d = 40 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

$$A_{\text{kebutuhan}} = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}} = 1.589,9083 \text{ ft}^2$$

$A \text{ kebutuhan} > A \text{ tersedia}$, sehingga jenis pendingin yang digunakan berupa koil pendingin

Pemilihan pipa standar

Pemilihan pipa koil ini mempertimbangkan nilai $U_d \text{ overall}$, sehingga dipilih :

- Diameter pipa koil (*Nominal pipe size*) = 4 in
- Schedule no. = 40
- OD = 4,5 in
- ID = 4,026 in
- a' = 12,7 in²
- a_o = 1,178 ft²/ft

fluks massa *cold fluid*

$$G_t = m / a' = 688,2037 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{detik}$$

Fluks massa tiap koil

$$G_i = \rho_c \times v_c$$

Kecepatan medium pendinginan didalam pipa, umumnya berkisar 1,25 – 2,5 m/s, dan maksimum 4 m/s. Sehingga dipilih :

- $V_c = 4 \text{ m/s} = 13,1234 \text{ ft/detik}$
- $G_i = 2.970.982,77 \text{ lb/ft}^2.\text{jam}$

Jumlah set koil (Nc) :

$$N_c = \frac{G_{tot}}{G_i} = 688,2037 / 825,2729 = 0,8339 \text{ set koil} = 1 \text{ set koil}$$

Beban panas tiap set koil (Qci)

Asumsi : beban panas terbagi merata pada tiap koil

$$Q_c = 1,25 \text{ E}+06 \text{ kcal/jam} = 4,95 \text{ E}+06 \text{ Btu/jam}$$

$$Q_{ci} = Q_c / N_c = 4,95 \text{ E}+06 \text{ Btu/jam}$$

Bilangan reynol fluida dalam koil

$$N_{re} = \frac{D \times G}{\mu} = 289.676$$

Dari data Nre diperoleh nilai :

- $J_h = 590$
- $f = 0,00015$

maka nilai h_i :

$$h_i = J_H \left(\frac{k}{ID} \right) \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_m} \right)^{0.14} = 330,2156 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam}.\text{°F}$$

Diketahui :

- $k = 0,07414 \text{ Btu/jam.ft}^2(\text{°F/ft})$

- ID = 0,3355 ft
- Cp = 0,2199 Btu/lb.°F
- $\mu = 2,87$ lb/ft.jam
- $(\mu/\mu_m) = 1$

Koefisien transfer panas dari pipa keluar (hio)

$$\boxed{h_{io} = h_i \frac{Di}{Do}} = 295,4329 \text{ Btu/jam.ft}^2$$

Koreksi untuk pipa koil

$$h_{coil} = h_i \left(1 + 3.5 \frac{ID}{D_{he}}\right)$$

Dhe = diameter spiral koil

Koil yang digunakan adalah koil dengan tipe *single helix* dikarenakan mampu mengambil panas reaksi dengan baik untuk aliran dalam koil.

Diameter helix (Dhe)

Besarnya Dhe berkisar antara 70 – 80% Dr (Rase, 1977).

Dipilih : Dhe = 80%

Diketahui : Dr = 7,9676 ft

Diperoleh nilai Dhe = 1,9428 m = 6,374 ft

Sehingga hcoil = 391,0483 Btu/jam.ft².°F

Koefisien transfer fluida sisi luar koi :

$$\Delta T = 54 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_f = 185 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T/OD = 144 \text{ } ^\circ\text{F/ft}$$

$$h_o = 116 \left[\left(\frac{k_f^3 \times \rho^2 \times C_f \times \beta}{\mu_f} \right) \left(\frac{\Delta T}{OD} \right) \right]^{0.25} \quad (\text{Kern, 1983})$$

Dari Fig.10.4 (Kern, 1983), diketahui nilai

$$\left(\frac{k_f^3 \times \rho^2 \times C_f \times \beta}{\mu_f} \right) = 0,0028$$

Maka nilai $h_o = 92,4353 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

Menghitung $U_c \text{ overall}$

$$U_c = \frac{h_{i_o} \cdot h_o}{h_{i_o} + h_o} = 74,763 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Koreksi nilai U_d

Kisaran U_d dengan *hot fluid* yaitu *light organik* dan *cold fluid* yaitu *light organik* dengan nilai $U_d \text{ overall} = 40 - 75 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$.
Diketahui : $R_d \text{ min}$ untuk *light Organik* = 0,001

$$U_d = \frac{U_c \times \frac{1}{R_d}}{U_c + \frac{1}{R_d}} = 69,562 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \quad \text{Layak}$$

Koreksi nilai R_d

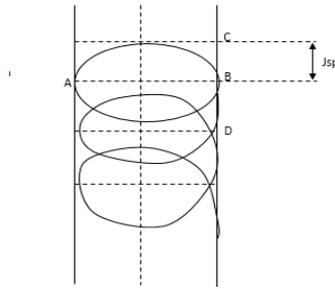
Syarat $R_d > R_d \text{ min}$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c + U_d} = 0,036 > R_d \text{ min, memenuhi syarat}$$

Luas perpindahan panas tiap set koil :

$$A_{ci} = \frac{Q_{ci}}{U_D \times \Delta T_{LMTD}} = 914,2354 \text{ ft}^2$$

Menentukan jumlah lengkungnngan koil



$$AB = D_{he} = 6,374 \text{ ft}$$

$$BC = J_{sp} =$$

$$AC = (AB^2 + BC^2)^{0,5}$$

Jarak antara pusat koil (J_{sp})

$$J_{sp} = 2 \times OD \text{ koil} = 2 \times 0,375 \text{ ft} = 0,75 \text{ ft} = 9 \text{ in}$$

Panjang satu putaran helix (L_{he})

$$L_{he} = \frac{1}{2} \text{ putaran miring} + \frac{1}{2} \text{ putaran datar}$$

$$= \frac{1}{2} \pi D_{he} + \frac{1}{2} \pi AC$$

$$L_{he} = 20,0838 \text{ ft}$$

Panjang koil tiap set (L_{ci})

$$L_{ci} = A_{ci} / a_o = 776,0912$$

Jumlah putaran tiap set koil (N_{pc})

$$N_{pc} = L_{ci} / L_{he} = 38,64 \text{ putaran} \Rightarrow 39 \text{ putaran}$$

Koreksi panjang koil tiap set koil ($L_{ci,kor}$)

$$L_{ci,kor} = N_{pc} \times L_{he} = 783,2693 \text{ ft}$$

Tinggi koil ($L_{c,tot}$)

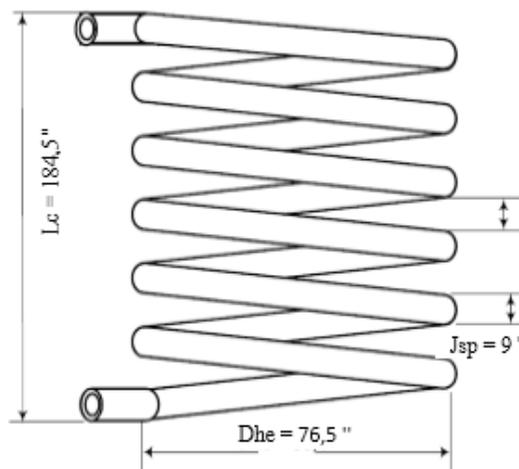
- Tinggi koil tanpa jarak (L_c)

$$L_c = N_c \times OD = 14,625 \text{ ft}$$

- Tinggi koil total ($L_{c,total}$)

$$L_{c \text{ total}} = L_c + J_{sp}$$

$$L_{c \text{ total}} = 14,625 + 0,75 = 15,375 \text{ ft} = 184,5 \text{ in}$$



Gambar A.4 Dimensi koil

Volume koil (V_c):

$$V_c = N_c \times \pi/4 \times OD^2 \times L_{ci}$$

$$= 1 \times \pi/4 \times 0,375^2 \times 783,2683$$

$$V_c = 86,4655 \text{ ft}^3 = 2,4484 \text{ m}^3$$

Volume cairan dan gas tanpa koi (V_{cg}):

$$V_{cg} = \pi/4 \times D_r^2 \times H_s$$

$$= \pi/4 \times 2,428^2 \times 4,857$$

$$V_{cg} = 22,4873 \text{ m}^3$$

Cek tinggi cairan setelah adanya koil (H_l):

Syarat : tingi koil harus lebih kecil dari pada tinggi cairan, agar koil tercelup sempurna dalam cairan

$$H_L = \frac{V_{eg} + V_c}{\left(\frac{\pi}{4} \times D_r^2\right)} = 5,386 \text{ m}$$

Diperoleh :

$$Hl = 17,670 \text{ ft}$$

$$Lc = 15,375 \text{ ft}$$

Nilai $Hl > Lc$, **memenuhi syarat**

Cek *pressure drop*

$$\Delta P = \frac{4 f G_i^2 L_i}{2 g \rho_c^2 ID} = 0,051 \text{ psi} < 10 \text{ psi, memenuhi syarat}$$

E. Isolator

Bahan yang digunakan sebagai isolator adalah magnesia 85%. Dipilih jenis isolator ini karena memiliki konduktivitas thermal yang rendah, sehingga efektif digunakan sebagai isolator (Rase, 1977).

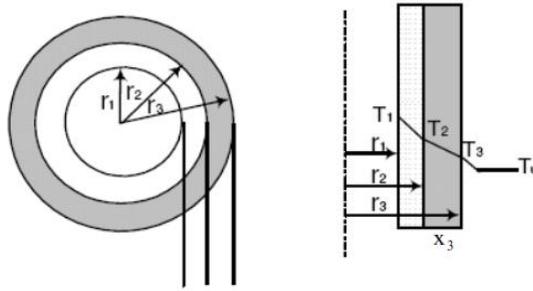
Sifat fisik isolator (Geankoplis, 1993)

$$k = 0,071 \text{ W/m.K}$$

$$\varepsilon = 0,6$$

$$\rho = 271 \text{ kg/m}^3$$

Bahan dinding shell adalah *Carbon stell SA 285 Grade C*, dengan konduktivitas thermal (k_s) = 25,7 Btu/jam.ft².°F



Gambar A.5 Penampang dinding reaktor dan isolator

Perpindahan panas melalui tiga lapis dinding dengan mengikuti hukum Fourier dan $A = D + 2x$. Perpindahan panas dari reaktor kesekeliling melalui dinding reaktor dan isolator terjadi melalui beberapa tahapan, yaitu :

1. Perpindahan secara konveksi dari cairan pendingin ke dinding shell dalam (q_1)
2. Perpindahan konduksi dari dinding shell dalam ke dinding shell luar (q_2)
3. Perpindahan konduksi dari dinding shell luar ke permukaan dalam isolator (q_3)
4. Perpindahan konveksi dari permukaan luar isolator ke udara bebas (q_4)

Asumsi :

1. Proses perpindahan panas dalam keadaan steady-state, sehingga $Q_1 = Q_2 = Q_3 = Q_4$
2. Suhu udara luar $32\text{ }^\circ\text{C}$
3. Suhu dalam dinding reaktor = suhu operasi reaktor = $130\text{ }^\circ\text{C}$
4. Perpindahan panas konveksi dari air pendingin dalam shell ke dinding shell dalam diabaikan

Menghitung suhu isolasi (T3)

Terjadi proses perpindahan panas dari dalam tangki ke luar, sehingga dilakukan perhitungan pada kesetimbangan radiasi dinding luar yang terkena sinar matahari dan suhu udara lingkungan disekita kolom. Pada kesetimbangan, jumlah energi yang terabsorpsi dari matahari = panas yang bertukar dengan udara sekitar .

$$\left(\frac{q}{A}\right)_{sub} \cdot \alpha_{sun} = \alpha_{lowtemp} \cdot \sigma \cdot (T_3^4 - T_4^4) \quad (\text{Holman, 1988})$$

Dimana :

$$q/A = \text{fluks radiasi matahari} = 500 \text{ W/m}^2$$

$$\alpha_{sun} = \text{radiasi matahari} = 0,18$$

$$\alpha_{low temp.} = \text{radiasi pada low temperature} = 0,8$$

$$\sigma = \text{konstanta Boltzman} = 5,68 \text{ E-08 W/m}^2 \cdot \text{K}^4$$

$$T_4 = \text{suhu udara sekitar} = 305 \text{ K}$$

$$T_3 = \text{suhu dinding terluar isolator} =$$

$$\left(\frac{q}{A}\right)_{sub} \cdot \alpha_{sun} = \alpha_{lowtemp} \cdot \sigma \cdot (T_3^4 - T_4^4)$$

$$90 = 4,54 \text{ E-08} (T_3^4 - 8.653.650.625)$$

$$90 = 4,54 \text{ E-08} T_3^4 - 3,93 \text{ E+02}$$

$$T_3 = 321,1377 \text{ K} = 48,1377 \text{ }^\circ\text{C}$$

Panas yang hilang dari dinding isolasi ke udara (Q3)

Menentukan koefisiensi perpindahan panas radiasi isolator – udara dengan menggunakan persamaan sebagai berikut (Kern, 1983) :

$$h_r \cdot (T_3 - T_4) = \varepsilon \sigma (T_3^4 - T_4^4)$$

$$h_r = \frac{\varepsilon \sigma (T_3^4 - T_4^4)}{(T_3 - T_4)}$$

Dimana :

- h_r = koefisien perpindahan panas secara radiasi = $4,1827 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$
- ϵ = emisivitas bahan isolator = $0,6$
- σ = konstanta Boltzman = $5,68 \text{ E-08 W/m}^2 \cdot \text{K}^4$
- T_4 = suhu udara sekitar = 305 K
- T_3 = suhu dinding terluar isolator = $321,1377 \text{ K}$

Koefisien perpindahan panas konveksi :

$$\Delta T = T_3 - T_4 = 321,1377 \text{ K} - 305 \text{ K} = 16,1377 \text{ K}$$

$$t_f = \frac{1}{2} (T_3 + T_4) = \frac{1}{2} (321,1377 \text{ K} + 305 \text{ K}) = 313,0689 \text{ K}$$

sifat udara pada $T = 313,0689 \text{ K}$ (Geankoplis, 1993)

- ρ_f = $1,1300 \text{ kg/m}^3$
- C_{p_f} = $1,0051 \text{ kJ/kg} \cdot \text{K}$
- μ_f = $1,9097 \text{ E-05 kg/m} \cdot \text{detik}$
- k_f = $0,02717 \text{ W/m} \cdot \text{K}$
- N_{pr} = $0,07048$
- β = $3,199 \text{ E-03 1/K}$
- g = $9,8 \text{ m/detik}^2$

L = panjang reaktor = $5,87489 \text{ m}$

Bilangan Grasshof :

$$Gr = \frac{L^3 \times \rho_f^2 \times \beta \times g \times \Delta T}{\mu_f^2} = 3,5929 \cdot 10^{11}$$

Bilangan Prandtl :

$$Pr = \frac{C_{p_f} \times \mu_f}{k_f} = 0,7065$$

Bilangan Reyleigh (Nra)

$$Nra = Gr \times Pr = 3,5929 \cdot 10^{11} \times 0,7065 = 2,5385 \cdot 10^{11}$$

Untuk silinder vertikal dengan $Nra > 10^9$, maka koefisien perpindahan panas konveksi dirumuskan sebagai berikut :

$$hc = 1,31 \times (\Delta T)^{1/3} \quad (\text{Holman, 1988})$$

$$hc = 1,31, \times 16,1377^2 = 3,3104 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$\text{Sehingga nilai } h = hc + hr = 3,3104 + 4,1827 = 7,4932 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Panas yang hilang dari dinding isolasi ke udara (Q3)

$$Q_4 = (h_c + h_r) \times A_3 \times (T_3 - T_4) = (h_c + h_r) \times \pi \times L \times (D + 2x_1 + 2x_2) \times (T_3 - T_4)$$

Diketahui :

- $D = ID = 95,6121 \text{ in} = 2,4285 \text{ m}$
- $ts (x_1) = 1 \text{ in} = 0,0254 \text{ m}$

$$\text{Sehingga nilai } Q_4 = 299,8097 + 241,8458 \times 2$$

Perpindahan panas konveksi dari air pendingin dalam shell ke dinding shell dalam diabaikan, maka nilai Q2 dan Q3 :

$$Q_2 = k_{\text{tan gki}} \times A_1 \times \frac{(T_1 - T_2)}{x_1} = k_{\text{tan gki}} \times \pi \times L \times (D + 2x_1) \times \frac{(T_1 - T_2)}{x_1}$$

Diketahui :

- $T_1 = 403 \text{ K}$
- $T_2 = 321,1377 \text{ K}$
- $T_3 = 305 \text{ K}$
- $k \text{ tangki} = 25,7 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot (^\circ\text{F/ft}) = 44,4789 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$
- $k \text{ isolator} = 0,041 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot (^\circ\text{F/ft}) = 0,0710 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$

Sehingga $Q_2 = 1.749.699,51 + 4.341,69 T_2$

$$Q_3 = k_{iso} \times A_2 \times \frac{(T_2 - T_3)}{x_2} = k_{iso} \times \pi \times L \times (D + 2x_1 + 2x_2) \times \frac{(T_2 - T_3)}{x_2}$$

Nilai $Q_3 = 0,1760 (-56,531)$

Pada kondisi *steady state*, nilai $Q_1 = Q_2 = Q_3 = Q_4$ dengan nilai Q adalah panas yang ditranfer dari setiap lapisan. Jika $Q_2 = Q_4$, didapat persamaan hubungan T_2 dengan x_2 sebagai berikut:

$$402,931 + (-0,0557 x_2) = T_2$$

Jika $Q_3 = Q_4$, didapat persamaan sebagai berikut :

$$321,138 + 1.373,8617 x_2 = T_2$$

Jika persamaan diatas disubtitusikan, maka didapat kan nilai x_2 dan T_2 adalah

$$402,931 + (-0,0557 x_2) = T_2$$

$$321,138 + 1.373,8616 x_2 = T_2 \quad (-)$$

$$81,7932 \quad (-1.373,9173 x_2) = 0$$

$$x_2 = 0,0595 \text{ m}$$

Maka nilai T_2

$$321,138 + 1.373,8617 x_2 = T_2$$

$$321,138 + 1.373,8617 (0,0595) = T_2$$

Diperoleh nilai $T_2 = 402,9276 \text{ K} = 129,9276 \text{ }^\circ\text{C}$

F. Perancangan Pipa Pemasukkan dan Pengeluaran

1. Perancangan pipa umpan masuk cair reaktor

Diameter pipa optimum untuk bahan kontruksi *stainless steel*,
maka persamaannya adalah

$$d_{opt} = 226G^{0.52} \rho^{-0.37} \quad (\text{Coulson \& Richardson, 1983})$$

Diketahui

- D optimum : 21,5750 mm = 0,8490 in
- G = kecepatan umpan cair masuk = 1,1367 kg/detik
- ρ_l = densitas cairan = 684,5551 kg/m³
- μ_l = viskositas cairan = 0,0001858 kg/m.detik

Ditinjau dari Doptimum, maka dipai *commercial pipe steel* dengan :

- NPS = 1 in
- Sch. No. = 40
- ID = 1,049 in
- OD = 1,32 in

2. Perancangan pipa umpan masuk gas reaktor

Diameter pipa optimum untuk bahan kontruksi *stainless steel*,
maka persamaannya adalah

$$d_{opt} = 226G^{0.52} \rho^{-0.37} \quad (\text{Coulson \& Richardson, 1983})$$

Diketahui

- D optimum : 207,3801 mm = 8,1645 in
- G = kecepatan umpan cair masuk = 3,9297 kg/detik
- ρ_g = densitas gas = 8,6346 kg/m³

- μ_g = viskositas gas = 2,4427 kg/m.detik

Ditinjau dari Doptimum, maka dipaai *commercial pipe steel* dengan :

- NPS = 10 in
- Sch. No. = 40
- ID = 10,02 in
- OD = 10,75in

3. Perancangan pipa produk keluar cair reaktor

Diameter pipa optimum untuk bahan kontruksi *stainless steel*, maka persamaannya adalah

$$d_{opt} = 226G^{0.52} \rho^{-0.37} \quad (\text{Coulson \& Richardson, 1983})$$

Diketahui

- D optimum : 23,7311 mm = 0,9343 in
- G = kecepatan umpan cair masuk = 1,63188 kg/detik
- ρ_l = densitas cairan = 879,6261 kg/m³
- μ_l = viskositas cairan = 0,0001798 kg/m.detik

Ditinjau dari Doptimum, maka dipaai *commercial pipe steel* dengan :

- NPS = 1 in
- Sch. No. = 40
- ID = 1,049 in
- OD = 1,32 in

4. Perancangan pipa produk keluar gas reaktor

Diameter pipa optimum untuk bahan kontruksi *stainless steel*, maka persamaannya adalah

$$d_{opt} = 226G^{0.52} \rho^{-0.37} \quad (\text{Coulson \& Richardson, 1983})$$

Diketahui

- D optimum : 193,8558 mm = 7,6321 in
- G = kecepatan umpan cair masuk = 3,4345 kg/detik
- ρ_g = densitas gas = 8,5743 kg/m³
- μ_g = viskositas gas = 2,4859 10⁻⁵ kg/m.detik

Ditinjau dari D optimum, maka dipaai *commercial pipe steel* dengan :

- NPS = 8 in
- Sch. No. = 40
- ID = 7,981 in
- OD = 8,625 in

5. Perancangan pipa masuk dan keluar pendingin

Diameter pipa optimum untuk bahan kontruksi *stainless steel*, maka persamaannya adalah

$$d_{opt} = 226G^{0.52} \rho^{-0.37} \quad (\text{Coulson \& Richardson, 1983})$$

Diketahui

- D optimum : 98,0904 mm = 3,8518 in
- G = kecepatan umpan cair masuk = 27,5292 kg/detik
- ρ_l = densitas cairan pendingin = 1.007,3332 kg/m³
- μ_l = viskositas cairan pendingin = 1,19 10⁻³ kg/m.detik

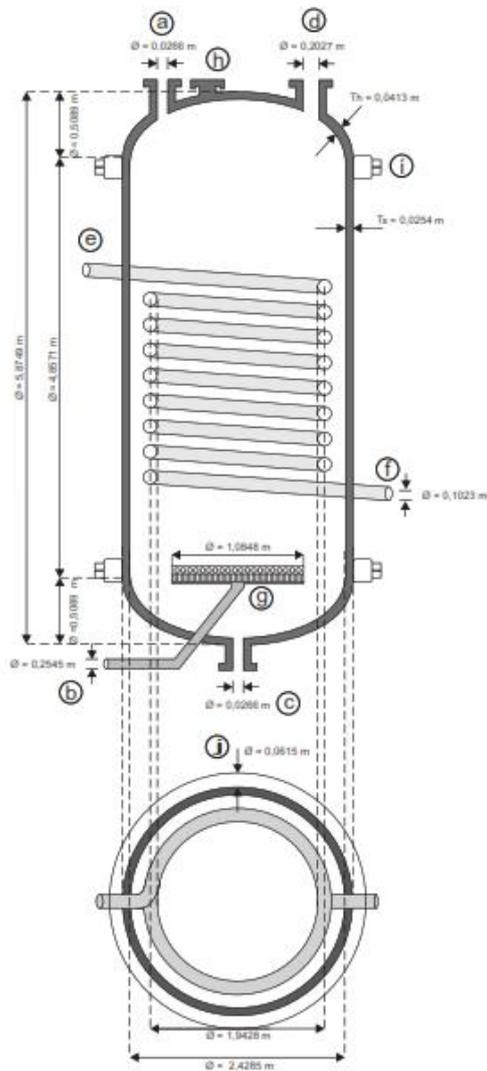
Ditinjau dari D optimum, maka dipaai *commercial pipe steel*
dengan :

- NPS = 4 in
- Sch. No. = 40
- ID = 4,026 in
- OD = 4,5 in

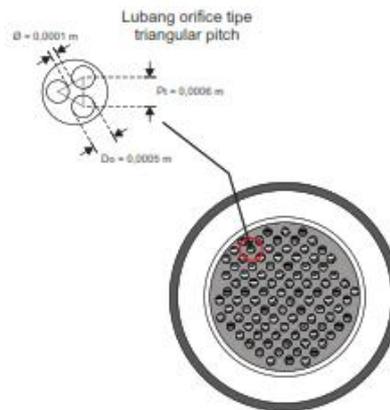
LAMPIRAN B

DESAIN REAKTOR GELEMBUNG

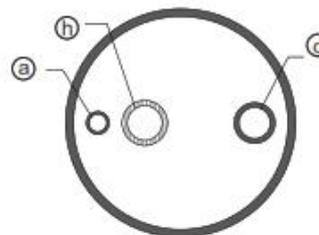
Gambar A. Reaktor Gelembung



Gambar B. Penampang atas koil pendingin



Gambar C. Penampang tengah reaktor gelembung



Gambar D. Penampang atas reaktor gelembung

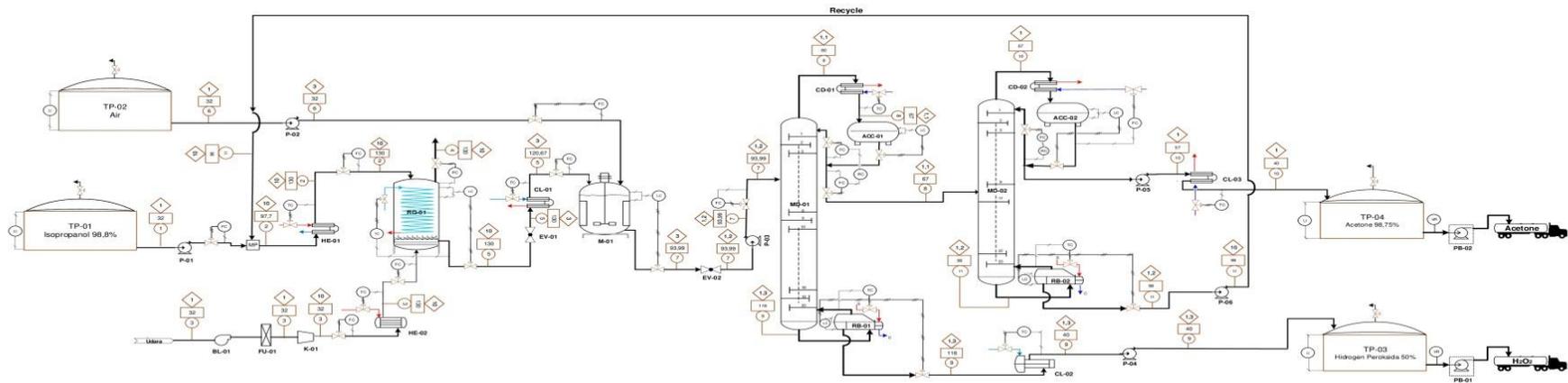
Keterangan :

- a. Pipa masuk fase cair (Isopropanol)
- b. Pipa masuk fase gas udara (O_2)
- c. Pipa keluar fase cair
- d. Pipa keluar fase gas
- e. Pipa saluran air pendingin masuk
- f. Pipa saluran air pendingin keluar
- g. Sparger (Perforate Plate)
- h. Man hole
- i. Flange
- j. Isolator

Disusun oleh : Rina & Ilham

LAMPIRAN C

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN PABRIK HIDROGEN PEROKSIDA DARI ISOPROPANOL DENGAN PROSES OKSIDASI KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN



No.	KOMPONEN	NOMOR ARUS (kg/jam)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	O ₂			2.970,8853	1.188,2541							
2	N ₂			11.176,1876	11.176,1876							
3	C ₃ H ₈ O		40,8967			3.271,7345		3.271,7345			3.230,8378	40,8967
4	C ₃ H ₇ O	3.401,7380	3.713,6067			371,3607		371,3607	352,7926	18,5680	40,9230	311,8687
5	H ₂ O	6,8171	337,7650			337,7650	1.868,5543	2.206,3192	330,9479	1.875,3714		330,9479
6	H ₂ O ₂					1693,9394		1.893,9394		1.893,9394		
Jumlah		3.408,5551	4.092,2663	14.147,0730	12.364,5418	5.874,7995	1.868,5543	7.743,3538	3.955,4750	3.787,8788	3.271,7617	683,7133

ALAT	KETERANGAN	ALAT	KETERANGAN
	Nomor Arus	RG-01	Reaktor Celembung-01
	Tekanan, atm	M-01	Mixer-01
	Temperatur, °C	MD-01	Menara Distilasi-01
	Control Valve	MD-02	Menara Distilasi-02
	Arus Utama	CL-01	Cooler-01
	Signal	CL-02	Cooler-02
	Electric	CL-03	Cooler-03
	Volume Recorder	PB	Pompa Batch
	Level Control	HE-01	Heater-01
	Temperatur Control	HE-02	Heater-02
	Level Indicator	EV-01	Expansion Valve-01
	Pressure Control	EV-02	Expansion Valve-02
	Flow Control	ACC-01	Accumulator-01
TP-01	Tangki Penyimpan-01	ACC-02	Accumulator-02
TP-02	Tangki Penyimpan-02	RB-01	Reboiler-01
TP-03	Tangki Penyimpan-03	RB-02	Reboiler-02
TP-04	Tangki Penyimpan-04	P-01	Pompa-01
BL-01	Blower	P-02	Pompa-02
FU-01	Filter Udara	P-03	Pompa-03
K-01	Kompresor-01	P-04	Pompa-04
CD-01	Condenser-01	P-05	Pompa-05
CD-02	Condenser-02	P-06	Pompa-06

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

GAMBAR :
 RANCANGAN ALIR PROSES
 PABRIK HIDROGEN PEROKSIDA DARI ISOPROPANOL
 DENGAN PROSES OKSIDASI
 KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

DIKERJAKAN OLEH :
Rina Asupa (14 521 163)
M. Bham Julisar (14 521 108)

DOSEN PEMBIMBING :
Diana S.T., M.Sc.

