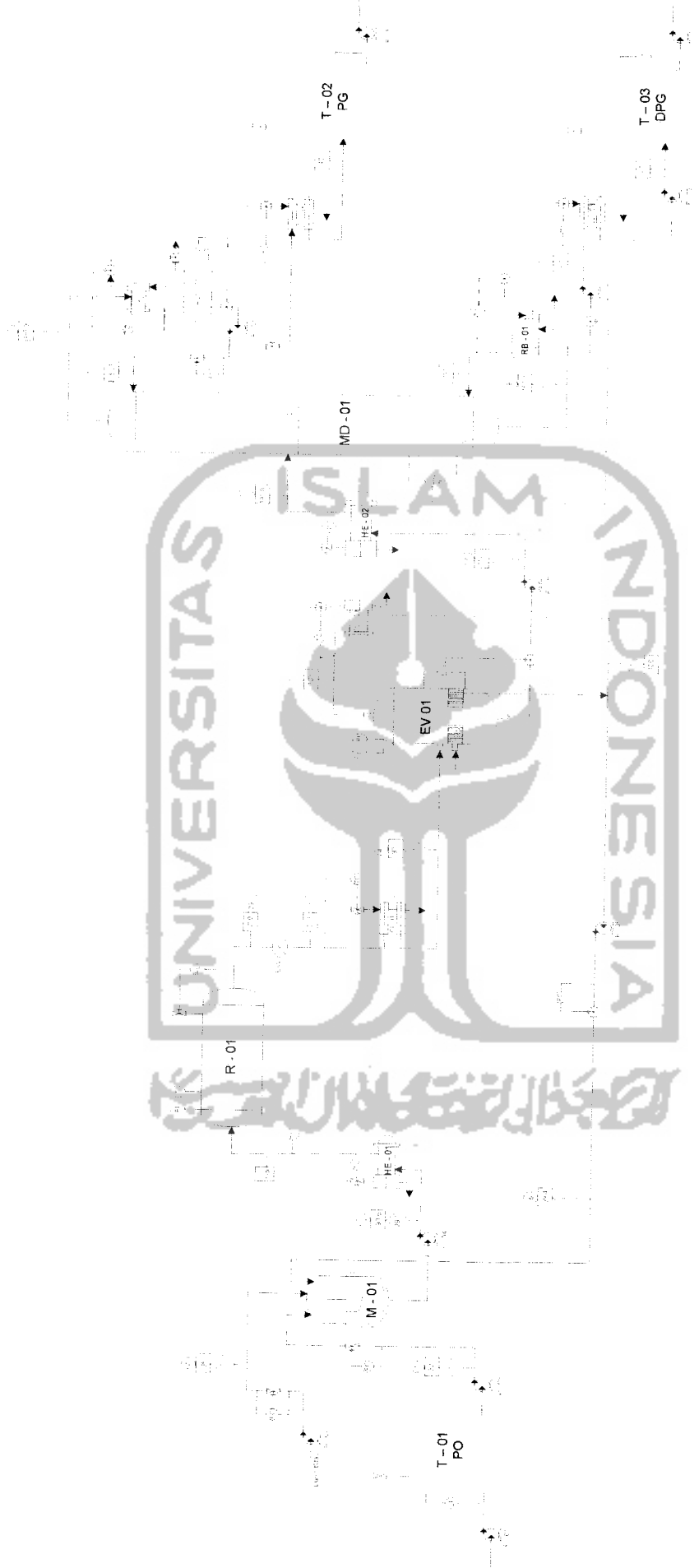


PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PABRIK PROPYLENE GLYCOL DARI PROPYLENE OXIDE DENGAN PROSES HIDRASI

DENGAN KAPASITAS 25.000 TON / TAHUN



KOMPONEN	ALIRAN PROSES (Kg/Jam)								
	1	2	3	4	5	6	7	8	
PROPYLENE OXIDE	-	150.5746	167.3051	16.7305	16.7305	-	-	-	-
PROPYLENE GLYCOL	-	-	-	3061.868 6	-	3061.868 6	2970.012 6	91.8560	-
DIPROPYLENE GLYCOL	-	-	-	431.7480	-	431.7480	12.5206	418.7955	-
AIR	3346.103 9	-	3677.652 4	334.6103	331.2790	3.0618	3.0618	-	-

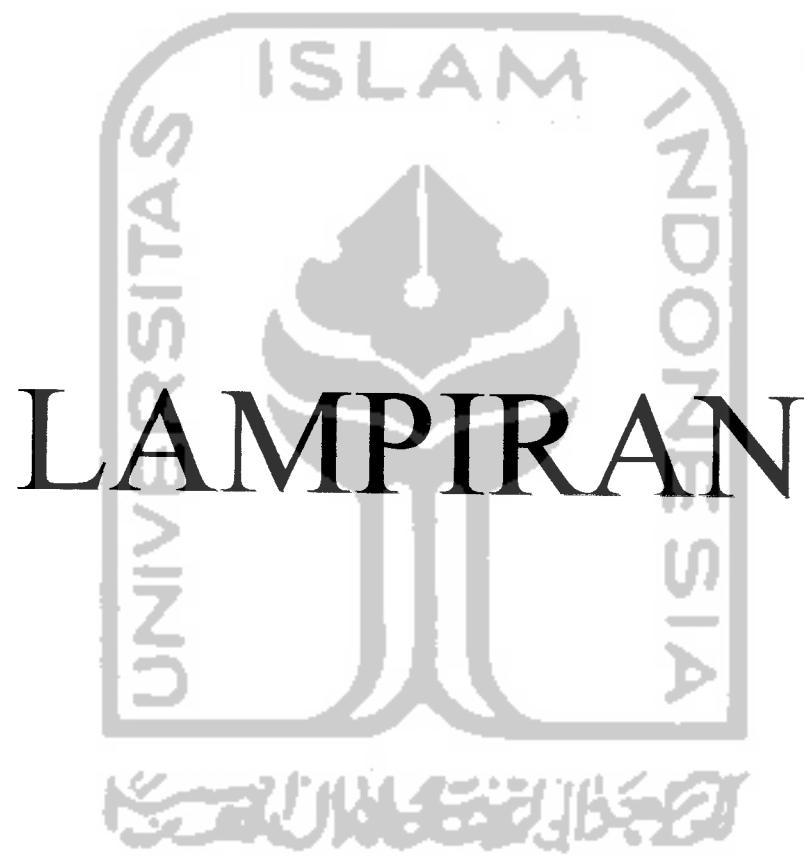
KETERANGAN	
R	Reaktor
MD	Menara Distilasi
M	Mixer
EV	Evaporator
HE	Heat Exchanger
P	Pompa
T	Tangki
ACC	Accumulator
CD	Condensor
RB	Reboiler
EXV	Expander Valve
<input type="checkbox"/>	Suhu, °C
<input type="checkbox"/>	Tekanan, atm
<input type="checkbox"/>	Nomor Arus
LI	Level Indikator
TI	Temperatur Indikator
PI	Pressure Indikator
LC	Level Control
TC	Temperature Control
PC	Pressure Control
FC	Flow Control

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
 YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
 PABRIK PROPYLENE GLYCOL DARI PROPYLENE OXIDE
 DENGAN KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

DISUSUN OLEH :
ERY TRI HATMOKO (01 521 249)

DOSEN PEMBIMBING :
 Diana, ST., MSc.



LAMPIRAN

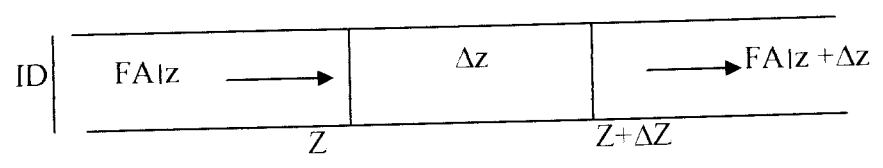
REAKTOR ALIR PIPA

- Fungsi : Mereaksikan *Propylene Oxide* dengan Air sehingga membentuk *Propylene Glycol*.
- Type : Reaktor Alir Pipa
- Kondisi Operasi : Temperatur 140-200°C
Pressure 29,1 atm

Reaktor Alir Pipa pada Pra Rancangan Pabrik *Propylene Glycol* ini ditempatkan secara horizontal, dimaksudkan untuk mendapatkan konversi yang maksimal di reaktor. Kondisi operasi pada reaktor adalah adiabatic, dimana tidak ada panas yang masuk dan panas yang keluar. Untuk menjaga kondisi tersebut maka pada reaktor digunakan isolasi. Reaksi yang terjadi di reaktor adalah eksotermis.

Neraca Massa

Neraca massa pada elemen volume, Δz



Pra Perancangan Pabrik Kimia
 Propylene Glycol Kapasitas 25.000 ton/tahun

Asumsi

- Konsentrasi reaktan merata dalam arah radial
- Tidak ada difusi reaktan arah axial
- Sistem dalam keadaan steady state

Rate of input - rate of output - rate of reaction = rate of accumulation

$$F_A|z - F_A|z + \Delta z - r_A \Delta v = 0$$

$$F_A|z - F_A|z + \Delta z + r_A * \frac{\pi}{4} \Delta z * ID^2 = 0$$

$$\frac{\lim_{\Delta v \rightarrow 0} F_A|z + \Delta z - F_A|z}{\Delta z} = -r_A * \frac{\pi}{4} * ID^2$$

Karena : $F_A = F_{A0} * (1 - X_A)$

$$dF_A = F_{A0} * dX_A$$

$$\frac{dF_A}{dz} = F_{A0} * \frac{dX_A}{dz}$$

Maka : $-r_A * \frac{\pi}{4} * ID^2 = F_{A0} * \frac{dX_A}{dz}$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{-r_A * \pi * ID^2}{4 * F_{A0}}$$

keterangan :

ID = Diameter dalam pipa

X_A = Konversi PO

LAMPIRAN

Pra Perancangan Pabrik Kimia
Propylene Glycol Kapasitas 25.000 ton/tahun

F_{Ao} = PO masuk ke reaktor, kg/jam

F_A = PO keluar reaktor, kg/jam

Neraca Panas

Elemen volum sebuah tube pada reaktor

Asumsi :

- Sistem dalam keadaan steady state
- Aliran plug flow
- Tidak ada gradient dalam suhu arah radial

Rate of input – rate of output = rate of accumulation

Pada keadaan steady state yang terakumulasi = 0

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} + U_D * \Pi * \Delta z * OD * (T - T_S) + F_{Ao} * X_A * (-\Delta H_R) = 0$$

$$\frac{H|_z + \Delta z - H|_z}{\Delta z} = F_{Ao} * X_A * (-\Delta H_R) - U_D * \Pi * OD * (T - T_S)$$

Untuk keadaan Adiabatik $U_D = 0$

Limit $\Delta z \longrightarrow 0$

$$\frac{dH}{dz} = F_{Ao} * \frac{dX_A}{dz} * (-\Delta H_R)$$

$$\Sigma (F_i * C_{pi}) \frac{dT}{dz} = F_{Ao} * \frac{dX_A}{dz} * (-\Delta H_R)$$

LAMPIRAN

Pra Perancangan Pabrik Kimia
 Propylene Glycol Kapasitas 25.000 ton/tahun

$$\frac{dT}{dz} = \frac{F_{Ao} * \frac{dX_A}{dz} * (-\Delta H_R)}{\Sigma (F_i * C_{pi})}$$

Karena : $F_{Ao} * \frac{dX_A}{dz} = (-rA) * \frac{\Pi}{4} * ID^2$

Maka :

$$\frac{dT}{dz} = \frac{(-rA) * \frac{\Pi}{4} * ID^2 * (-\Delta H_R)}{\Sigma (F_i * C_{pi})}$$

Untuk Nt buah pipa :

$$\frac{dT}{dz} = \frac{(-rA) * \frac{\Pi}{4} * ID^2 * (-\Delta H_R) - U_D * \Pi * OD * N_t * (T - T_s)}{\Sigma (F_i * C_{pi})}$$

karena untuk adiabatik $U_D = 0$, maka persamaan menjadi :

$$\frac{dT}{dz} = \frac{(-rA) * \frac{\Pi}{4} * ID^2 * (-\Delta H_R)}{\Sigma (F_i * C_{pi})}$$

ket

ΔH_R = Entalpi reaksi, Kcal/Kmol

OD = Diameter rata-rata pipa

U_D = Koefisien transfer panas overall design, Kcal/ j m²

F_i = Kecepatan aliran umpan, Kmol/jam

LAMPIRAN

Pra Perancangan Pabrik Kimia
Propylene Glycol Kapasitas 25.000 ton/tahun

C_{pi} = molal heat capacity komponen, Kcal/Kmol K

T = Suhu fluida dalam pipa, K

Dari persamaan diatas dengan Trial Error dapat ditentukan besarnya ID dan panjang reaktor sesungguhnya adalah :

ID = 2,6 m

$T = 199,87^{\circ}\text{C}$

Panjang reaktor = 11,5 m

$$V_R = \frac{\pi}{4} D^2 Z$$

$$= 110,4907 \text{ m}^3$$

Waktu tinggal $\tau = \frac{V C_{ao}}{F_{ao}}$

= 0,0349 jam

= 2,0950 menit

Neraca Panas Masuk

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	C_p (kj/kmol °C)	$M \times C_p$
H ₂ O	3677,6524	204,3140	32,243	6587,6963
PO	167,3051	2,8845	40,3073	80,6146
				66683,3109

$$Q_1 = m \times C_p \times (T - T_R)$$

$$= 140034,5289 \text{ kj/jam}$$

Pra Perancangan Pabrik Kimia
Propylene Glycol Kapasitas 25.000 ton/tahun

Neraca Panas Keluar

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	Cp (kj/kmol °C)	m.Cp
PO	16,7305	0,2884	46,8268	13,5048
PG	3061,8686	40,2348	105,3541	4238,9011
DPG	431,7480	3,222	169,9709	547,3062
H ₂ O	334,6103	18,5894	46,9713	873,1682
				5672,8803

$$Q_2 = m \times C_p \times (T - T_R)$$

$$= 119130,4863 \text{ kj/jam}$$

Panas Reaksi

$$\text{PO yang bereaksi} = \text{PO umpan} \times \text{PO keluar}$$

$$= 0,8318 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Panas Reaksi} = \Delta H_R \times \text{PO yang bereaksi}$$

$$= -200360 \text{ kj/kmol} \times 0,8318 \text{ kmol/jam}$$

$$= -166677,4403 \text{ kj/jam}$$

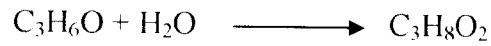
$$\text{Panas reaktan} - \text{panas produk} - \text{panas reaksi} - \text{panas dibuang} = 0$$

$$\text{Panas dibuang} = 200554,8162 \text{ kj/jam}$$

Pra Perancangan Pabrik Kimia
Propylene Glycol Kapasitas 25.000 ton/tahun

↳ Menentukan kecepatan reaksi

Dari GKT Project 2004 didapat data :



$$-r_A = k \cdot C_A$$

$$\text{dimana : } k = A \cdot e^{-E/RT}$$

Pada $T = 200^\circ\text{C}$, didapat data : $k = 0.218/\text{menit}$

$$E = 120 \text{ Kj/mol}$$

$$= 120000 \text{ J/mol}$$

Nilai A pada $T = 200^\circ\text{C}$

$$K = A \cdot e^{-E/RT}$$

$$0.218/\text{mnt} = A \cdot e^{-120000 \text{ J/mol} / (8.314 \text{ J/mol K}) \cdot (473 \text{ K})}$$

$$A = 3.8981 \cdot 10^8$$

↳ Menentukan nilai C_{A0}

Komponen	Kg/jam	$\rho, \text{kg} / \text{m}^3$	Volume, m^3/jam
PO	150,5747	829	0.1816
H ₂ O	3346,1040	998	3.3528

$$n_{A0} = \frac{150,5747 \text{ kg} / \text{jam}}{58 \text{ Kg} / \text{Kmol}} = 2.5961 \text{ Kmole} / \text{jam}$$

LAMPIRAN

Pra Perancangan Pabrik Kimia
Propylene Glycol Kapasitas 25.000 ton/tahun

Maka :

$$C_{AO} = \frac{n_{AO}}{V_O} = \frac{2,5961 \text{Kmol} / \text{jam}}{0,1816} = 14.2957 \text{Kmol} / \text{m}^3$$

$$\begin{aligned} F_{AO} &= (0.1816 + 3.3528) \text{m}^3 / \text{jam} * 14.2957 \text{Kmol} / \text{m}^3 \\ &= 50.5267 \text{Kmol} / \text{jam} \end{aligned}$$

2. Persamaan pendukung

- Pressure Drop

Dalam reaktor alir pipa akan mengalami penurunan tekanan. Untuk mengetahui besarnya penurunan tekanan tersebut bisa digunakan rumus Ernest Ludwig hal 162

$$\frac{\Delta P}{\Delta Z} = \frac{f * G_T^2 * L * n}{5,22 * 10^{10} * D_e * s * \Phi I}$$

Dimana : G_T : Kecepatan aliran massa gas dalam pipa, $\text{g}/\text{cm}^2 \cdot \text{J}$

s : Spesifik gravity

D_e : Diameter pipa, ft

f : Faktor friksi

L : Panjang pipa, ft

n : Jumlah pipa

Pra Perancangan Pabrik Kimia
 Propylene Glycol Kapasitas 25.000 ton/tahun

$$\frac{\Delta P}{\Delta Z} = \frac{f * G_r^2 * L * n}{5,22 * 10^{10} * D_e * s * \Phi t}$$

$$\Delta P = \frac{0,000018 * 4710698,943^2 * 1 * 11,089104}{5,22 * 10^{10} * 4,068192 * 1.155 * 1}$$

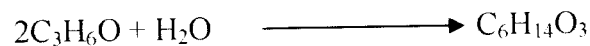
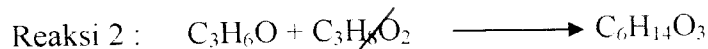
$$\begin{aligned} \Delta P &= 0,018 \text{ Psi} \\ &= 0,001224 \text{ Atm} \end{aligned}$$

• Panas reaksi Standar

Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis, panas yang dikeluarkan adalah sebagai berikut:

Suhu referensi = 298⁰K

$$\Delta H_{RT} = \Delta HR_{298} + \int_{T_{298}}^T \Delta C_p dT$$



Panas pembentukan pada keadaan standart, (J/mol)

$C_3H_6O \quad \quad \quad = \Delta H_f \quad \quad = -92820 \text{ J/mol}$

LAMPIRAN

Pra Perancangan Pabrik Kimia
Propylene Glycol Kapasitas 25.000 ton/tahun

$$\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3 \quad = \Delta H_f \quad = -628000 \text{ J/mol}$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad = \Delta H_f \quad = -242000 \text{ J/mol}$$

(Properties Data Bank)

$$\Delta H^0_R = \Delta H_f(\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3) - (\Delta H_f \text{H}_2\text{O} + 2 * \Delta H_f \text{C}_3\text{H}_6\text{O})$$

$$= - 200360 \text{ J/Kmol}$$

• Kapasitas panas

Kapasitas panas dapat didekati dengan persamaan polynomial orde 3:

$$C_p = a + bT + cT^2 + dT^3, \text{ Joule/mol k}$$

$$C_p \text{ PO} \quad = -8,457 + 3,256 * 10^{-1} T - 1,988 * 10^{-4} T^2 + 4,823 * 10^{-8} T^3$$

$$C_p \text{ PG} \quad = 0,632 + 4,211 * 10^{-1} T - 2,981 * 10^{-4} T^2 + 8,951 * 10^{-8} T^3$$

$$C_p \text{ DPG} \quad = 45,3517 + 6,332 * 10^{-1} T - 3,357 * 10^{-4} T^2 + 8,9 * 10^{-8} T^3$$

$$C_p \text{ H}_2\text{O} \quad = 32,243 + 1,923 * 10^{-3} T + 1,055 * 10^{-5} T^2 - 3,596 * 10^{-9} T^3$$

(Appendix D) Coulson Richadson

$$T_{ref} = 298 \text{ }^0\text{K}$$

$$\text{Didapat : } \Delta A = 69,7697 \quad \Delta C = - 8,2205 * 10^{-4} T^2$$

$$\Delta B = 1,5722 T \quad \Delta D = 2,23144 * 10^{-8} T^3$$

Sehingga

$$\int \Delta C_p dT = 69,7697(T-298) + \frac{1,5722}{2}(T-298)^2 - \frac{8,2205 * 10^{-5}}{3}(T-298)^3 + \frac{2,23144 * 10^{-8}}{4}(T-298)^4 dT$$

Pra Perancangan Pabrik Kimia
 Propylene Glycol Kapasitas 25.000 ton/tahun

Maka

$$\Delta HR = \Delta H^0 R + \int \Delta Cp \, dT$$

$$\Delta HR = \Delta H^0 R + \Delta A(T - 298) + \frac{\Delta B}{2}(T - 298)^2 + \frac{\Delta C}{3}(T - 298)^3 + \frac{\Delta D}{4}(T - 298)^4$$

$$= -200360 \, J/mol + 69,7697(T - 298) + \frac{1,5722}{2}(T - 298)^2 - \frac{8,2205 \cdot 10^{-4}}{3}(T - 298)^3 + \frac{2,23144 \cdot 10^{-8}}{4}(T - 298)^4$$

3. Perhitungan Dimensi Reaktor

↳ Tebal dinding shell reaktor

1. Tekanan design (diambil 1,5 dari tekanan operasi)

$$P \text{ operasi max} = 1,5 \text{ atm} \cdot 29,1$$

$$= 34,92 \text{ Atm}$$

$$P \text{ design} = 34,92 \cdot 14,7 \text{ Psi}$$

$$= 513,324 \text{ Psi}$$

2. Bahan konstruksi shell

Dipilih material Stainless stell SA-285 grade C,

Komposisi 18 % Cr- 8 % Ni

3. Tebal dinding shell

dihitung dengan persamaan

$$ts = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6P} \dots (\text{Brownell and Young})$$

Pra Perancangan Pabrik Kimia
Propylene Glycol Kapasitas 25.000 ton/tahun

Dimana :

T_s = Tebal dinding shell, inchi

P = Tekanan design, Psi

r = Radius dinding dalam shell, inchi

E = Effisiensi sambungan

f = Allowable working stress, Psi

C = faktor korosi, inchi

Dari tabel 13.1 Brownell and Young, diperoleh:

f = 13750 Psi

E = 0,85 dengan sambungan jenis double bult joint

C = 0,125

Dengan $ID_s = 106,12$ in

$r = 51,18$ in

$$t_s = \frac{513,324 * 51,18}{(13750 * 0,85) - (0,6 * 513,324)}$$

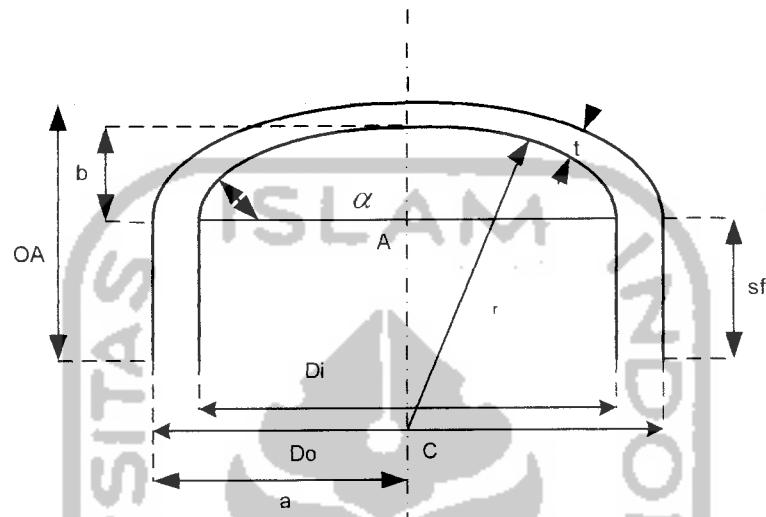
$$= 2,30 \text{ in}$$

Dipilih tebal dinding standart 7/3 in

Pra Perancangan Pabrik Kimia
 Propylene Glycol Kapasitas 25.000 ton/tahun

↳ Tebal head reaktor

- Bentuk head : Elliptical head



- Bahan Konstruksi : Material stainless steel SA-167 grade 3 type 304

(Appendix D, Brownell and Young)

- Tebal Head :

Dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell and Young

$$th = \frac{P * D}{2 * f * E - 0,2 * P}$$

Dimana :

P : Tekanan design, Psi

r : jari-jari luar shell, inchi

E : Effisiensi sambungan

f : Alloable working stess, Psi

th : Tebal head, inchi

Pra Perancangan Pabrik Kimia
 Propylene Glycol Kapasitas 25.000 ton/tahun

$$th = \frac{513,324 * 102,36}{(2 * 13750 * 0,85) - (0,2 * 513,324)}$$

$$= 2,25 \text{ in}$$

Digunakan tebal head standart = 7/8 inchi, =0,875 inchi

Untuk th 7/8 inchi, maka sf = 1,5 – 2,25(tabel 5.8, Brownell and Young)

Ditetapkan harga sf = 2 in

$$ID = Dt$$

$$ID = 102,36 \text{ in}$$

$$OD = ID + 2 ts$$

$$OD = 102,36 + 2 * (2,30)$$

$$= 103,97 \text{ in}$$

Dipilih OD standart shell = 54 in

Dari tabel 5.7, Brownell and Young

$$Icr = 9 \text{ in}$$

$$R = 72 \text{ in}$$

$$a = ID / 2$$

$$= 51,18$$

$$AB = a - icr$$

$$= 42,18 \text{ in}$$

Pra Perancangan Pabrik Kimia
 Propylene Glycol Kapasitas 25.000 ton/tahun

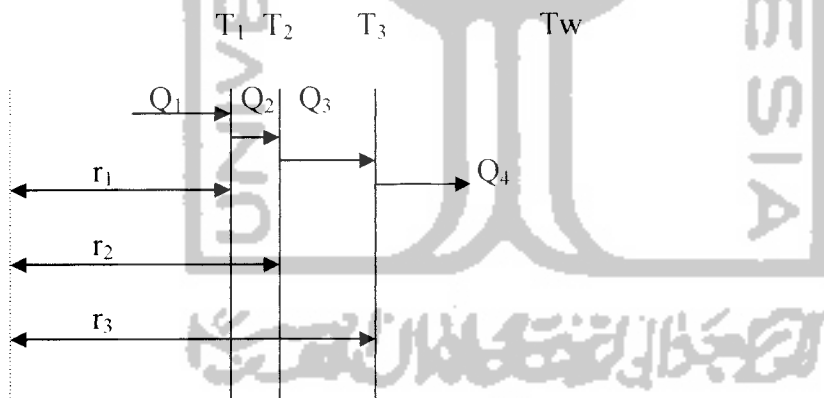
$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 63 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{(BC^2) - (AB^2)} \\ &= 19 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 53 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= t + b + sf \\ &= 63 \end{aligned}$$

↳ **Tebal Isolasi**



Keterangan :

r_1 = Jari-jari dalam reaktor

r_2 = Jari-jari luar reaktor

r_3 = Jari-jari luar reaktor + isolasi

T_w = Suhu udara luar

Pra Perancangan Pabrik Kimia
 Propylene Glycol Kapasitas 25.000 ton/tahun

Q_1 = Transfer panas konveksi dari pendingin ke dinding dalam reaktor

Q_2 = Transfer panas konduksi dari dinding dalam ke dinding luar reaktor

Q_3 = Transfer panas konduksi dari dinding luar reaktor ke dinding isolasi

Q_4 = Transfer panas konveksi dari dinding isolasi ke udara

Asumsi :

- Keadaan steady state
- Suhu dinding luar shell terisolasi = 50°C
- Suhu udara luar/lingkungan = 35°C

Bahan isolasi = Asbestos

K_a = $0,114 \text{ Btu} / \text{j}, \text{ft}^{\circ}\text{F}$ (Kern, 1988)

Untuk dinding shell Stainless stell

K_s = $26 \text{ Btu} / \text{j}, \text{ft}^{\circ}\text{F}$

Koeffisien perpindahan panas konveksi keudara dinyatakan dengan

h_c = $0,814 \text{ Btu} / \text{j} \text{ ft}^2\text{ }^{\circ}\text{F}$

Menghitung tebal isolasi diambil pada suhu tertinggi reaktor

$$T_w = 60^{\circ}\text{C} = 140^{\circ}\text{F}$$

$$L = 11,5 \text{ m} = 37,69 \text{ ft}$$

$$r_1 = 4,62 \text{ ft}, r_2 = 4,45 \text{ ft}$$

LAMPIRAN

Pra Perancangan Pabrik Kimia
Propylene Glycol Kapasitas 25.000 ton/tahun

Pra
 Pro
 262

$$T = 179^{\circ}\text{C} = 354,2^{\circ}\text{F}$$

Mencari panas yang hilang bila tidak digunakan isolasi

$$Q_{\text{loss}} = \frac{T - T_w}{\left(\frac{\ln(r_2 / r_1)}{2 * \pi * K_a * L} \right)}$$

$$= \frac{354,2 - 140}{\frac{\ln(4,62 / 4,45)}{2 * \pi * 0,114 * 37,69}}$$

$$= 813,228 \text{ Btu/jam}$$

Panas yang hilang ke sekitar dengan isolator mempunyai batas maksimum 5% dari panas yang hilang. Jika menggunakan isolator maka batas maksimum panas yang hilang tersebut akan lebih kecil.

Panas hilang maksimum

$$= 0,05 * 27660,05936 \text{ Btu/jam}$$

$$= 1383,002968 \text{ Btu/jam}$$

Apabila menggunakan isolasi asbes maka

$$Q_{\text{isolasi}} = Q_{\text{loss}} - \text{panas hilang maksimum}$$

$$= 26277,0564 \text{ Btu/jam}$$

Mencari tebal isolasi

$$Q_{\text{isolasi}} = \frac{2\pi L(T - T_w)}{\frac{\ln(r_2 / r_1)}{K_s} + \frac{\ln(r_3 / r_2)}{K_a} + \dots}$$

Pra Perancangan Pabrik Kimia
 Propylene Glycol Kapasitas 25.000 ton/tahun

$$26277,0564 = \frac{2\pi * 11,1516(403,85786 - 95)}{\frac{\ln(4,5/4,0682)}{32} + \frac{\ln(r_3/4,5)}{0,129}}$$

$$r_3 = 5,0021 \text{ ft}$$

Jadi tebal isolasi = $r_3 - r_2$

$$= 0,5021 \text{ ft}$$

$$= 0,1530 \text{ m}$$

$$= 15,30 \text{ cm}$$

