

LAMPIRAN A-1

REAKTOR ESTERIFIKASI

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara *Free Fatty Acid* (FFA) dan metanol dengan katalis Asam Sulfat (H_2SO_4)

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan jaket pemanas

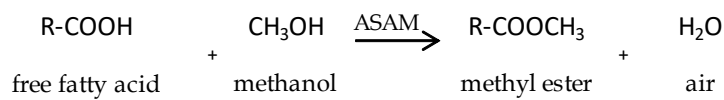
Kondisi Operasi : Endotermis

$$T = 60\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$P = 1\text{ atm}$$

A. MENGHITUNG KECEPATAN VOLUMETRIS UMPAN

Persamaan reaksi :



Diketahui:

Komponen	m, kg/jam	densitas, kg/m ³	Fv, m ³ /jam
CH ₃ OH	662,2196	753,9262	0,8784
TRIGLISERIDA	11.599,0241	878,3799	13,2050
H ₂ O	13,6374	994,8173	0,0137
RCOOH	924,7190	878,3799	1.0528
H ₂ SO ₄	6,0107	1789,6031	0,0034
n-Hexane	0,3541	735,7812	0,0004
Total	13.205,6108		15,3540

1. Menghitung Konsentrasi Umpan

Reaktan pembatas pada reaksi esterifikasi ini adalah RCOOH, maka RCOOH adalah senyawa A dan CH₃OH adalah senyawa B.

$$C_{Ao} = \frac{\text{mol } A}{\Sigma Fv} = 0.2170 \text{ kmol/m}^3$$

2. Menghitung Harga Konstanta Kecepatan Reaksi

Asumsi :

- Reaksi orde 1,
- Reaksi *irreversible*,
- Pengadukan sempurna sehingga konsentrasi keluar reaktor sama dengan konsentrasi didalam reaktor,
- Kecepatan alir volumetrik (Fv) masuk reaktor sama dengan kecepatan alir volumetrik keluar reaktor,

$$-ra = - \frac{dCa}{dt} = kCa$$

$$- \frac{dCa}{dt} = kCa$$

$$- \int_{C_{ao}}^{Ca} \frac{dCa}{Ca} = k \int_0^t dt$$

$$\ln \frac{C_{ao}}{C_a} = kt$$

$$k = \ln \frac{C_{ao}}{C_{ao} (1 - X_a)} \times \frac{1}{t}$$

Dimana : k : Konstanta kecepatan reaksi esterifikasi, /jam

C_{Ao} : Konsentrasi reaktan A mula-mula = 0,2170 kmol/m³

M : Perbandingan konsentrasi A/B mula = 6,0000

t : Waktu reaksi = 1 jam

x_A : Konversi reaksi = 0,97%

Maka : k = 2,3377 m³/ kmol.jam

B. OPTIMASI REAKTOR

1. Menghitung Jumlah Reaktor

Volume untuk 1 reaktor dengan rumus:

$$R_{in} - R_{out} - R_{reaksi} = R_{acc}$$

$$X_1 = X_2 = X_3$$

$$-r_{A1} = -r_{A2} = -r_{A3}$$

$$F_{A0i} = \frac{F_{AO}}{n}$$

$$V = F_{AO} \left(\frac{X}{(-r_A)} \right)$$

Volume untuk reaktor seri dengan rumus:

$$V = F_{AO} \left(\frac{X}{(-r_a)} \right)$$

Dengan cara trial konversi masing-masing reaktor untuk mendapatkan volume reaktor seri yang sama, diperoleh dengan menggunakan excel:

- Untuk 1 buah reaktor

$$V_1 = 66.440,6281 \text{ gallon}$$

$$\theta = 13,83 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,9700$$

- Untuk 2 buah reaktor

$$V_1 = V_2 = 9.939,1202 \text{ gallon}$$

$$\theta = 2,07 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,8249$$

$$x_2 = 0,9700$$

- Untuk 3 buah reaktor

$$V_1 = V_2 = V_3 = 4.618,8561 \text{ gallon}$$

$$\theta = 0,96 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,6836$$

$$x_2 = 0,9026$$

$$x_3 = 0,9700$$

- Untuk 4 buah reaktor

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = 2.920,9062 \text{ gallon}$$

$$\theta = 0,61 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,5741$$

$$x_2 = 0,8241$$

$$x_3 = 0,9274$$

$$x_4 = 0,9700$$

- Untuk 5 buah reaktor

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = V_5 = 2.116,3336 \text{ gallon}$$

$$\theta = 0,43 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,5172$$

$$x_2 = 0,7589$$

$$x_3 = 0,8796$$

$$x_4 = 0,9399$$

$$x_5 = 0,9700$$

2. Menghitung Harga reaktor

Kondisi Operasi : $T = 60 \text{ }^\circ\text{C}$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Bahan konstruksi reaktor dipilih "*Carbon Steel SA-283 Grade C*", maka basis harga reaktor pada volume 1000 gallon = \$11.000 (*Timmerhaus, Fig. 16-35, P. 731*).

$$E_b = E_a \times \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^{0,6}$$

Dimana : E_a : Harga reaktor basis

E_b : Harga reaktor perancangan

C_a : Kapasitas reaktor basis

C_b : Kapasitas reaktor perancangan

- Untuk 1 buah reaktor

$$E_b = \$11.000 \times \left(\frac{66.440,6281 \text{ gall}}{1000 \text{ gall}} \right)^{0,6}$$

$$E_b = \$136.412,11$$

- Untuk 2 buah reaktor

$$E_b = \$11.000 \times \left(\frac{9.939,1202 \text{ gall}}{1000 \text{ gall}} \right)^{0,6}$$

$$E_b = \$43.631,63$$

- Untuk 3 buah reaktor

$$E_b = \$11.000 \times \left(\frac{4.618,8561 \text{ gall}}{1000 \text{ gall}} \right)^{0,6}$$

$$E_b = \$27.549,48$$

- Untuk 4 buah reaktor

$$E_b = \$11.000 \times \left(\frac{2.920,9062 \text{ gall}}{1000 \text{ gall}} \right)^{0,6}$$

$$E_b = \$20.926,82$$

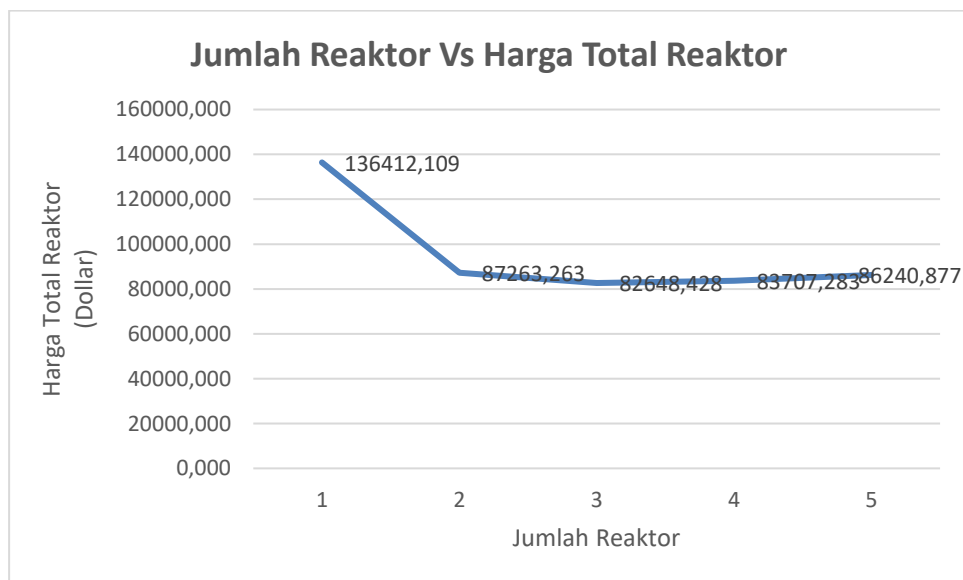
- Untuk 5 buah reaktor

$$E_b = \$11.000 \times \left(\frac{2.116,3336 \text{ gall}}{1000 \text{ gall}} \right)^{0,6}$$

$$E_b = \$17.248,18$$

3. Penentuan Jumlah Reaktor yang Optimum

Jumlah reaktor	Konversi setiap reaktor	Volume/Unit (gallon)	Harga/Unit (dollar)	Harga total (dollar)	θ , jam
1	x_1 0,9700	67.321,2583	136.412,11	136.412,11	13,83
2	x_1 0,8249	9.939,1202	43.631,63	87.263,26	2,07
	x_2 0,9700				
3	x_1 0,6836	4.618,8561	27.549,48	82.648,43	0,96
	x_2 0,9026				
	x_3 0,9700				
4	x_1 0,5741	2.920,9062	20.926,82	83.707,28	0,61
	x_2 0,8241				
	x_3 0,9274				
	x_4 0,9700				
5	x_1 0,4906	2.116,3336	17.248,18	86.240,88	0,44
	x_2 0,7491				
	x_3 0,8764				
	x_4 0,9391				
	x_5 0,9700				



Pertimbangan volume : $V_1 > V_2 > V_3 > V_4 > V_5$

Pertimbangan harga reaktor : $R_1 > R_2 > R_3 > R_4 < R_5$

Maka jumlah reaktor yang optimum sebanyak **3 buah disusun seri** untuk mendapatkan harga perancangan reaktor yang minimum.

C. PERANCANGAN REAKTOR

Volume cairan dalam reaktor

$$\begin{aligned} V_{\text{cairan}} &= 3.798,4791 \text{ gallon} \\ &= 14.378,8007 \text{ liter} \\ &= 14,3788 \text{ m}^3 \\ &= 507,7828 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Volume reaktor, *overdesign* 20%

$$\begin{aligned} V_{\text{reaktor}} &= 17.254,5609 \text{ liter} \\ &= 17,2546 \text{ m}^3 \\ &= 609,3393 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

1. Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki Reaktor

Dipilih RATB berbentuk silinder tegak dengan perbandingan D : H = 1 : 1

(*Brownell & Young, table 3.3, P.43*)

$$V_{\text{reaktor}} = 4.558,1749 \text{ liter}$$

$$V_{\text{reaktor}} = V_{\text{shell}} + V_{\text{head}}$$

$$V_{\text{shell}} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \quad D = H$$

$$V_{\text{head}} = 2 (V_{\text{dish}} + V_{\text{sf}}) \quad D = \text{in} ; V = \text{in}^3$$

$$V_{\text{dish}} = 0,000049 D^3$$

$$V_{\text{sf}} = \frac{\pi}{4} \times D^3 \times \frac{\text{sf}}{144} \quad \text{sf} = 3$$

(*Brownell & Young, P.88*)

$$\begin{aligned} V_{\text{reaktor}} &= \left(\frac{\pi}{4} \times D^3 \right) + (2 \times 0,0164032 D^3) \\ &= \frac{\pi}{4} \times D^3 + 0,0328063 D^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, } D &= 9,1899 \text{ ft} \\ &= 2,8012 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 110,2837 \quad \text{in} \\
 H &= 9,1899 \quad \text{ft} \\
 &= 2,8012 \quad \text{m} \\
 &= 110,2837 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

2. Menentukan Tebal Dinding (*Shell*) Reaktor

Digunakan persamaan;

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6P} + C \quad (\text{Eq.13-12, P.25 Brownell \& Young})$$

Dimana : t_s : Tebal dinding shell, in

$$P : \text{Tekanan design } (P_{\text{operasi}} \times 1,2) = 17,64 \quad \text{psi}$$

$$r_i : \text{jari-jari reaktor} = 55,1418 \quad \text{in}$$

$$E : \text{Effisiensi sambungan las} = 0,85$$

$$f : \text{Tekanan maksimal yang diizinkan} = 12.650 \quad \text{psi}$$

$$C : \text{Korosi yang diizinkan} = 0,125 \quad \text{in}$$

$$\text{Maka: } t_s = 0,2156 \quad \text{in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Digunakan tebal shell standar} &= \frac{1}{4} \quad \text{in} \\
 &0,25 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

$$ID_{\text{shell}} = 110,2837 \quad \text{in}$$

$$\begin{aligned}
 OD_{\text{shell}} &= ID_{\text{shell}} + 2t_s \\
 &= 110,7837 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

$$OD_{\text{standar}} = 114 \quad \text{in} \quad (\text{Brownell \& Young, table 5.7, P.55})$$

$$ID = 113,50 \quad \text{in}$$

3. Menentukan Tebal Head

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Bentuk head : *Flanged and Dished Head (Torispherical)*

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis head meliputi :

- *Flanged & Standard Dished Head*

Umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah, harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil.

- *Torispherical Flanged & Dished Head*

Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis.

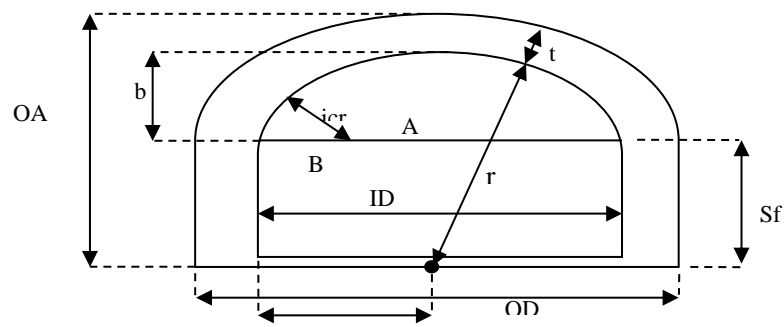
- *Elliptical Dished Head*

Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal.

- *Hemispherical Head*

Digunakan untuk tekanan operasi sangat tinggi, kuat dan ukuran yang tersedia terbatas.

(P-87 Brownell, 1959)



Keterangan gambar :

ID : diameter dalam *head*

OD : diameter luar *head*

a : jari-jari dalam *head*

t : tebal *head*

r : jari-jari dalam *head*

icr : *inside corner radius*

b : *deep of dish*

sf : *straight of flanged*

OA : tinggi *head*

Tebal *head* dihitung dengan persamaan berikut :

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot rc}{f \cdot E - 0,1P} + C \quad (\text{Eq.13-12, P.25 Brownell\&Young})$$

Dimana : rc (*inside spherical or crown radius*, in)

Maka : $t_{\text{head}} = 0,2906$ in

$t_{\text{head standar}} = 0,3125$ in

4. Menentukan Ukuran Head

Ukuran *Head* :

$rc = \text{OD shell} = 114$ in

$I_{cr} = 6,84$ in (Brownell\& Young, P258)

S_f (*Straight of Flange*) = 3 in (Tabel 5.8, P-93, Brownell\&Young)

$$b = rc - \sqrt{(rc - irc)^2 - \left(\frac{D}{2} - irc\right)^2}$$

Jadi tinggi head total, $OA = S_f + b + t_{\text{head}}$

= 22,1170 in

= 0,5617 m

Volume head total (V_{head}) = Volume head (V_h) + Volume flange (V_{sf})

Volume sebuah *head* untuk *Torispherical dished head* adalah :

$$V_h = 0,000049 \times ID^3 \quad (\text{Eq.5-11, P.88 Brownell\&Young})$$

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} \times D^3 \times \frac{S_f}{144}$$

Jadi , Volume *head* total adalah :

$$V_{\text{head}} = 0,000049 \cdot ID^3 + \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot ID^2 \cdot S_f / 144$$

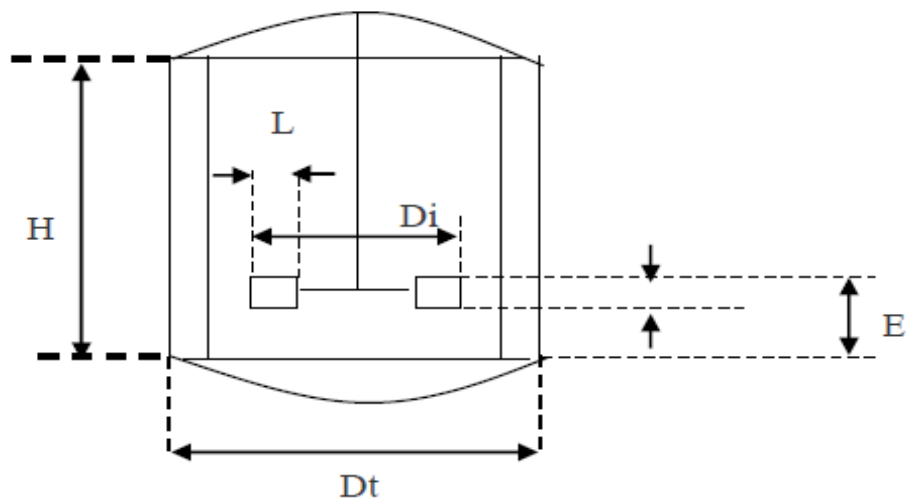
$$\begin{aligned}
 \text{Volume shell (Vs)} &= \text{Volume design} - \text{Volume head total} \\
 &= (1.163.582,3088 - 570,2688) \text{ in}^3 \\
 &= 116.301.2040 \text{ in}^3 \\
 &= 19,0584 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi reaktor} &= \text{Tinggi shell} + (2x \text{Tinggi head}) \\
 &= 2,8955 \text{ m} + (2 \times 0,5617) \text{ m} \\
 &= 4,0191 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tinggi cairan dalam silinder (*shell*)

$$\begin{aligned}
 ZL &= \frac{4 \cdot Vr}{\pi \cdot Di^2} \\
 &= 2,6218 \text{ m}
 \end{aligned}$$

5. Merancang Pengaduk Reaktor



Tugas pengaduk : Untuk mencampur.

Tipe Pengaduk : Blade turbin impeller, 6 buah blade dengan 4 buah baffle

(Fig. 8.4, P-341, HF. Rase)

Diketahui :

$$D_t = 2,8955 \text{ m}$$

$$D_t/D_i = 3$$

$$D_i = D_t/3 = 0,9610 \text{ m}$$

$$E/D_i = 1 \rightarrow Z_i = 1 \times 0,9610 \text{ m} = 0,9610 \text{ m}$$

$$W/D_i = 0,2 \rightarrow W = 0,2 \times 0,9610 \text{ m} = 0,1922 \text{ m}$$

$$L/D_i = 0,25 \rightarrow L = 0,25 \times 0,9610 \text{ m} = 0,2402 \text{ m}$$

$$B/12 = D_i \rightarrow B = 0,9610 \text{ m} / 12 = 0,2402 \text{ m}$$

Ringkasan Ukuran Reaktor

- ◆ Diameter dalam reaktor (D_t) = 2,8955 m
- ◆ Tinggi reaktor (ZR) = 4,0191 m
- ◆ Jarak pengaduk dari dasar (E) = 0,9610 m
- ◆ Diameter pengaduk (D_i) = 0,9610 m
- ◆ Lebar pengaduk (L) = 0,2402 m
- ◆ Tinggi pengaduk (W) = 0,1922 m
- ◆ Lebar *buffle* (B) = 0,2402 m
- ◆ Tinggi cairan dalam silinder (ZL) = 2,6218 m

6. Menghitung Kecepatan Pengaduk Dalam reaktor

$$N = \frac{600}{\pi D_i} \sqrt{\frac{WELH}{2D_i}}, WELH = Z_L \times Sg \quad (\text{Eq. 8-8, P-345, HF. Rase})$$

Dimana :

WELH : *Water Equipment Liquid Height*

D_i : Diameter pengaduk (ft)

N : Kecepatan putaran pengaduk (rpm)

W : Tinggi pengaduk (ft)

$$WELH = ZL \times \left(\frac{\rho_{cairan}}{\rho_{air}} \right)$$

$$N = \frac{600}{\pi \cdot Di} \sqrt{\frac{WELH}{2Di}}$$

$$= 66,0619 \text{ rpm}$$

Kecepatan pengaduk (N) standar yang digunakan adalah 68 rpm (*P-288, Wallas*)

7. Menghitung Bilangan Reynold

$$Nre = \frac{N \cdot Di^2 \cdot \rho}{\mu}$$

$$= 90.662,7393$$

Karena $Nre > 2100$ maka alirannya *turbulen*

Dengan mempergunakan kurva 3 fig.8.7 Rase 1977 diperoleh $Np = 6$

8. Menghitung Power

$$Pa = 7,8171 \text{ Hp}$$

Jika Effisiensi pengaduk 85 %

(*Timmerhause*)

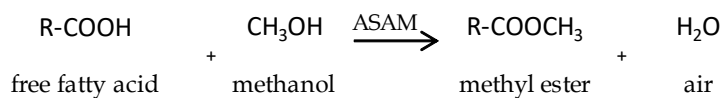
$$\text{Maka : } Power = \frac{Pa}{Eff}$$

$$= 9,1965$$

Digunakan Hp standar = 10 Hp (standar NEMA)

D. MENGHITUNG NERACA PANAS REAKTOR

Reaktor – 01.1



Komponen	ΔH_f (Kcal/mol)
RCOOH	-136,4092
CH ₃ OH	-57,0030
RCOOCH ₃	-111,2792
H ₂ O	-68,2694

$$\Delta H_R^\circ = \left(\sum n_i \cdot \Delta H_{f^\circ} \right)_{\text{produk}} - \left(\sum n_i \cdot \Delta H_{f^\circ} \right)_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta H_R^\circ = 68.676,4063 \text{ Kcal/jam}$$

Panas umpan masuk reaktor

komponen	massa (kg/jam)	C _p (Kcal/Kg)	ΔH_m (Kcal/jam)
FFA	924,7190	23,1379	22.504,7825
Metanol	662,2196	29,3718	2.631,0143
Metil Ester	-	25,5436	-
H ₂ O	13,5374	33,0476	62,3663
H ₂ SO ₄	6,0107	13,0957	11,4433
TG	11.599,0241	7,6404	89.839,4063
n-Hexane	0,3541	19,1410	6,7786
Total	13.205,6108		115.048,7239

Panas produk hasil reaktor

komponen	massa (kg/jam)	C _p (Kcal/Kg)	ΔH_k (Kcal/jam)
FFA	292,6178	23,1379	7.121,4045
Metanol	586,7751	29,3718	17.234,6529
Metil Ester	665,1083	25,5436	16.989,2313
H ₂ O	56,0749	33,0476	1.853,1401
H ₂ SO ₄	6,0107	13,0957	78,7141
TG	11.599,0241	7,6404	89.839,1176
n-Hexane	0,3541	19,1410	6,7786
Total			133.116,2604

$$Q = \Delta H_R^\circ + \Delta H_m - \Delta H_k$$

$$= 60.608,8698 \text{ kcal/jam}$$

Kebutuhan steam pemanas

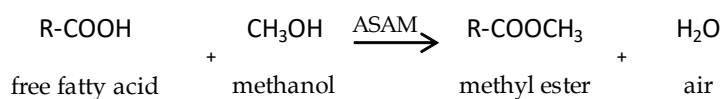
Panas dari steam pemanas yang masuk pada suhu 237,78°C diserap oleh reaktor

$$T \text{ pemanas masuk} = 237,78 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T \text{ pemanas keluar} = 237,78 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta H \text{ steam} = 424,8950 \text{ Kcal/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam pemanas (m}_s\text{)} &= Q / \Delta H \\ &= 119,1091 \text{ Kg/jam} \\ &= 0,0331 \text{ kg/dtk} \end{aligned}$$

Reaktor – 01.2

Komponen	ΔH_f (Kcal/mol)
RCOOH	-136,4092
CH3OH	-57,0030
RCOOCH3	-111,2792
H2O	-68,2694

$$\Delta H_R^\circ = \left(\sum n_i \cdot \Delta H_{f^\circ} \right)_{\text{produk}} - \left(\sum n_i \cdot \Delta H_{f^\circ} \right)_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta H_R^\circ = 31.875,08 \text{ Kcal/jam}$$

Panas umpan masuk reaktor

komponen	massa (kg/jam)	Cp (Kcal/Kg)	ΔH_k (Kcal/jam)
FFA	292,6178	23,1379	7.121,4045
Metanol	586,7751	29,3718	17.234,6529
Metil Ester	665,1083	25,5436	16.989,2313
H2O	56,0749	33,0476	1.853,1401
H2SO4	6,0107	13,0957	78,7141
TG	11.599,0241	7,6404	89.839,1176

n-Hexane	0,3541	19,1410	6,7786
Total			133.116,2604

Panas produk hasil reaktor

komponen	massa (kg/jam)	Cp (Kcal/Kg)	ΔH_k (Kcal/jam)
FFA	90,0981	23,1379	2.192,7083
Metanol	562,6034	29,3718	16.524,6847
Metil Ester	878,2030	25,5436	22.432,4285
H2O	69,6715	33,0476	2.302,4752
H2SO4	6,0107	13,0957	78,7141
TG	11.599,0241	7,6404	89.839,1176
n-Hexane	0,3541	19,1410	6,7786
Total			133.116,2604

$$Q = \Delta HR^\circ + \Delta H_m - \Delta H_k$$

$$= 21.749,4358 \text{ kcal/jam}$$

Kebutuhan steam pemanas

Panas dari steam pemanas yang masuk pada suhu 237,78°C diserap oleh reaktor

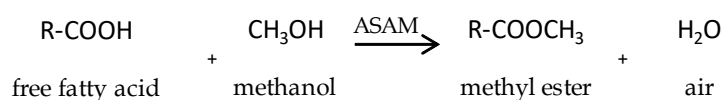
$$T \text{ pemanas masuk} = 237,78 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T \text{ pemanas keluar} = 237,78 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta H \text{ steam} = 424,8950 \text{ Kcal/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam pemanas (m}_s\text{)} &= Q / \Delta H \\ &= 51,1878 \text{ Kg/jam} \\ &= 0,0142 \text{ kg/dtk} \end{aligned}$$

Reaktor – 01.3



Komponen	ΔH_f (Kcal/mol)
----------	----------------------------

RCOOH	-136,4092
CH3OH	-57,0030
RCOOCH3	-111,2792
H2O	-68,2694

$$\Delta H_R^\circ = \left(\sum n_i \cdot \Delta H_f^\circ \right)_{\text{produk}} - \left(\sum n_i \cdot \Delta H_f^\circ \right)_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta H_R^\circ = 10.119,50 \text{ Kcal/jam}$$

Panas umpan masuk reaktor

komponen	massa (kg/jam)	Cp (Kcal/Kg)	ΔH_k (Kcal/jam)
FFA	90,0981	23,1379	2.192,7083
Metanol	562,6034	29,3718	16.524,6847
Metil Ester	878,2030	25,5436	22.432,4285
H2O	69,6715	33,0476	2.302,4752
H2SO4	6,0107	13,0957	78,7141
TG	11.599,0241	7,6404	89.839,1176
n-Hexane	0,3541	19,1410	6,7786
Total			133.116,2604

Panas produk hasil reaktor

komponen	massa (kg/jam)	Cp (Kcal/Kg)	ΔH_k (Kcal/jam)
FFA	27,7416	23,1379	675,1345
Metanol	555,1608	29,3718	16.306,0827
Metil Ester	943,8157	25,5436	24.108,4101
H2O	73,8580	33,0476	2.440,8273
H2SO4	6,0107	13,0957	78,7141
TG	11.599,0241	7,6404	89.839,1176
n-Hexane	0,3541	19,1410	6,7786
Total			133.116,2604

$$Q = \Delta H_R^\circ + \Delta H_m - \Delta H_k$$

$$= 6.696,7364 \text{ kcal/jam}$$

Kebutuhan steam pemanas

Panas dari steam pemanas yang masuk pada suhu 237,78°C diserap oleh reaktor

$$T \text{ pemanas masuk} = 237,78 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T \text{ pemanas keluar} = 237,78 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta H \text{ steam} = 424,8950 \text{ Kcal/kg}$$

$$\text{Kebutuhan steam pemanas (m}_s\text{)} = Q / \Delta H$$

$$= 15,7609 \text{ Kg/jam}$$

$$= 0,0044 \text{ kg/dtk}$$

E. PERANCANGAN JAKET PEMANAS

Volume pemanas = luas selimut x tebal jaket

Luas selimut (A) untuk tebal head < 1 in, digunakan pers 5-12 Brownell & Young

$$De = OD + \frac{OD}{42} + 2 \cdot sf + \frac{2}{3} icr$$

$$De = 132,6571 \text{ in}$$

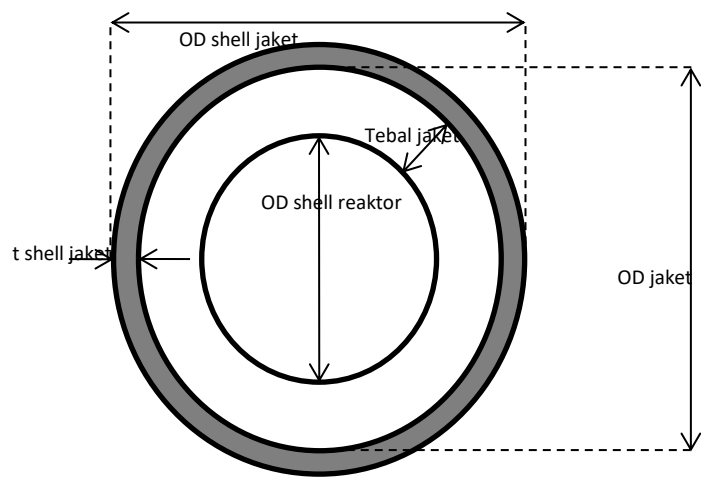
$$= 3,3695 \text{ m}$$

A total = A shell + (A bottom)

$$= (\pi \cdot D \cdot H) + (\pi/4 De^2)$$

$$= 75.755,7992 \text{ in}^2$$

$$= 48,8746 \text{ m}^2$$



Jarak OD reaktor dengan ID Jacket = 2 in (Coulson and Richardson)

Diameter jaket pemanas

$$OD \text{ shell } (D1) = ID \text{ shell} + 2(\text{tebal reaktor})$$

$$= 113,5000 \text{ in} + 2 (1/4 \text{ in})$$

$$= 114,0000 \text{ in}$$

$$D2 = D1 + 2 (\text{tebal jaket})$$

$$= 114,0000 \text{ in} + 2 (2) \text{ in}$$

$$= 118,0000 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi jaket pada shell} &= \text{tinggi cairan pada shell} \\ &= 104,5928 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{P design} &= \text{P operasi} + \text{Over Design } 20\% \\ &= 14,7 \text{ psia} \\ &= 16,17 \text{ psia}\end{aligned}$$

Bahan : *Stainless Steel SA-283 Grade C*

$$t_{\min} = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6P} + C \quad (\text{Eq. 13.1, P-254, Brownell and Young})$$

$$f = 12.650 \text{ psia}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Maka: } t_{\min} = 0,2219 \text{ in}$$

$$t_{\text{standar}} = 0,25 \text{ in}$$

Ukuran *Bottom*

Sehingga Ukuran standar:

$$\text{OD jaket} = 120,0000 \text{ in}$$

$$\text{ID jaket} = 119,5000 \text{ in}$$

Tebal *bottom* dihitung dengan persamaan berikut :

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot rc}{f \cdot E - 0,1P} + C \quad (\text{Eq.13-12, P.25 Brownell \& Young})$$

Dimana : rc (*inside spherical or crown radius, in*)

$$\text{Maka : } t_{\text{bottom}} = 0,2993 \text{ in}$$

$$t_{\text{bottom standar}} = 0,3125 \text{ in}$$

Tinggi Head (OA)

$$rc = \text{OD jaket} = 120 \text{ in}$$

$$Icr = 7,2 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young, P258})$$

$$Sf \text{ (Straight of Flange)} = 2,5 \text{ in} \quad (\text{Tabel 5.8, P-93, Brownell \& Young})$$

$$b = rc - \sqrt{(rc - irc)^2 - \left(\frac{D}{2} - irc\right)^2}$$

Jadi tinggi *bottom* total, OA = Sf + b + *thead*

$$= 23,1330 \text{ in}$$

$$= 0,5876 \text{ m}$$

Tinggi jaket total = Tinggi jaket pada shell + Tinggi *head*

$$= 127,7258 \text{ in}$$

$$= 3,2442 \text{ m}$$

Menghitung Koefisien Perpindahan Panas antara Reaktor dan Jaket

$$\frac{h_i D_i}{k} = 0,36 \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu}\right)^{2/3} \left(\frac{Cp \mu}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \quad (\text{pers. 20.1, Kern})$$

Dimana : Di = Diameter reaktor (ID shell) = 9,4996 ft

hi = koefisien perpindahan panas, Btu/jam ft².F

ρ = densitas campuran = 54,4793 lb/ft³

Cp = kapasitas panas larutan, = 0,5761 Btu/lb.F

Di = Diameter pengaduk = 3,1528 ft

N = Kecepatan rotasi pengaduk = 4080 rph

k = Konduktivitas panas larutan = 0,1209 Btu/jam ft²

μ = Viskositas Larutan = 20,9689 lb/ft jam

μw = Viskositas campuran = 24,2847 lb/ft jam

Sehingga : hi = 364,9285 Btu/jam ft².F

Menghitung h_{i_o}

$$h_{i_o} = h_i \frac{ID}{OD} \quad (\text{pers. 6.5, Kern})$$

Dimana : ID = Diameter luar reaktor = 114 in

OD = Diameter dalam jaket = 119,5 in

Sehingga : $h_{i_o} = 348,1326 \text{ Btu/jam ft}^2.\text{F}$

Menghitung h_o

$h_o = 1500 \text{ Btu/jam ft}^2.\text{F}$ untuk steam (kern)

Menghitung Clean Overall Coefficient (U_c) dan Design Overall Coefficient

$$U_c = \frac{h_{i_o} \cdot h_o}{h_{i_o} + h_o} \quad (\text{pers. 6.38, Kern})$$

$$= 161,1395 \text{ Btu/jam ft}^2.\text{F}$$

$U_d = 6 - 60$ (hot fluid: steam, cold fluid: *heavy organics*)

Diambil $U_D = 47,5$

$$R_d = \frac{1}{U_D} - \frac{1}{U_C}$$

$$= 0,0148$$

Dari tabel 12 hal 845, Kern Fouling factor (R_d) minimum = 0,002

Memenuhi R_d minimum

Menghitung tebal Isolator

Dari fig. 11.42 Perry, 1984 untuk range suhu $0^\circ\text{F} - 300^\circ\text{F}$ digunakan isolasi polyisocyanurate

Pertimbangan lain digunakannya isolasi *polyisocyanurate*.

1. Bahan ini dapat digunakan untuk range suhu $0^\circ - 900^\circ \text{F}$.
2. Thermal conductivity relatif tetap pada suhu $0^\circ - 900^\circ \text{F}$.
3. Mudah didapat

Diinginkan suhu dinding isolasi = $35^\circ\text{C} = 95^\circ\text{F}$

Data-data fisis :

$$\begin{aligned}
 k \text{ isolasi} &= 0,0125 \\
 T_s &= 35 \text{ }^\circ\text{C} = 95 \text{ }^\circ\text{F} \\
 T_{ud} &= 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F} \\
 T_f &= (T_s + T_{ud})/2 = 90,5 \text{ }^\circ\text{F} \\
 \delta f &= T_s - T_f = 4,5 \text{ }^\circ\text{F} \\
 \beta &= 1 / T_f = 0,0110 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

dengan : T_f = suhu film, $^\circ\text{F}$

β = koefisien muai

volume, /R

Sifat-sifat udara pada $T_f = 104 \text{ F}$ (tabel 3.212, Perry, 1984)

$$\begin{aligned}
 \rho_f &= 1,1426 \text{ kg/m}^3 = 0,0713 \text{ lb/ft}^3 \\
 c_{pf} &= 1,0639 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} = 0,2556 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \\
 \mu_f &= 1,8759 \text{ E-05 Pa.s} = 0,0454 \text{ lb/ft.j} \\
 k_f &= 0,0267 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} = 0,0154 \text{ Btu/j.lb}^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\text{Gr} = \frac{\ell^3 \cdot \rho_f^2 \cdot \beta \cdot g_c \cdot \Delta\Delta}{\mu_f^2} \quad \text{Pr} = \frac{C_{pf} \cdot \mu_f}{k_f}$$

dengan : Gr = bilangan Grashoff

Pr = bilangan Prandtl

Ra = bilangan Rayleigh (Holmann, 1986)

$\text{Raf} = \text{Gr} * \text{Pr}$

Bila Raf : $10\text{E}+4 - 10\text{E}+9$, maka $h_c = 0.29 (\Delta t/2)^{0.25}$

Raf : $10\text{E}+9 - 10\text{E}+12$, maka $h_c = 0.19 (\Delta t)^{1/3}$

Dimana h_c adalah koefisien perpindahan panas konveksi

Asumsi: $\ell = L =$ tinggi silinder + tinggi bottom + tinggi head

$$= Z_r + 2 (b + sf) = 150,2338 \text{ in}$$

$$= 3,8159 \text{ m}$$

$$= 12,5163 \text{ ft}$$

$$\text{Maka, } Gr = 1.0037E+11$$

Cek harga ℓ

$$\frac{35}{Gr^{1/4}} = 0,0622$$

$$\frac{ID}{L} = 0,7956$$

$$\frac{35}{Gr^{1/4}} < \frac{ID}{L}$$

maka asumsi $\ell = L$ dapat digunakan

(Holman,1986)

Sehingga:

$$Pr = 0,7509$$

$$Raf = 7,5377E+10 > 1E+09$$

Diperoleh :

$$hc = 0.19 (\Delta t)^{1/3}$$

$$hc = 0,3137 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{j} \cdot ^\circ\text{F}$$

Perpindahan panas karena radiasi dapat diabaikan krn suhu dinding reaktor kecil (35 °C)

$$ID = 119,5000 \text{ in} = 5,826591344 \text{ ft}$$

$$OD = 120,0000 \text{ in} = 5,998464 \text{ ft}$$

Perpindahan panas konveksi :

$$q_{\text{konveksi}} = hc \cdot \pi \cdot (OD + 2 \cdot X_{\text{isolasi}}) \cdot L \cdot \Delta t$$

$$= hc \cdot \pi \cdot OD \cdot L \cdot \Delta t = 554,7642$$

$$= hc \cdot \pi \cdot 2 \cdot L \cdot \Delta t = 110,9528$$

$$q_{\text{konveksi}} = 554,7642 + 110,9528 \cdot X_{\text{isolasi}} \quad \dots\dots\dots(1)$$

Perpindahan panas konduksi melalui dinding reaktor dan isolasi :

$$q_k = \frac{2\pi(T_1 - t_s)}{\frac{1}{kL} \ln\left(\frac{OD}{ID}\right) + \frac{1}{k_B L} \ln\left(\frac{OD + 2X_{is}}{OD}\right)} \quad \dots\dots\dots(2)$$

Dinding jaket berupa Stainless Steel, dari table 3 Kern, diperoleh $k = 26 \text{ Btu/j.ft.F}$. Perpindahan panas konduksi sama dengan perpindahan panas konveksi, sehingga dapat dituliskan persamaan (1) sama dengan persamaan (2). Dari kedua persamaan tersebut didapatkan nilai X_{isolasi} , q_{konveksi} , dan q_{konduksi} . Dengan trial 'n error' didapatkan hasil sebagai berikut :

$$X_{\text{isolasi}} = 0,0488 \text{ ft} = 1,4886 \text{ cm}$$

$$q_{\text{konduksi}} = 560,1831 \text{ Btu/jam}$$

$$q_{\text{konveksi}} = 560,1831 \text{ Btu/jam} \quad \text{Error} = 0,0000$$

$$\text{Tebal isolasi agar dinding isolasi } 35^{\circ}\text{C} = 1,4886 \text{ cm}$$

