

## LAMPIRAN A-2

### REAKTOR TRANSESTERIFIKASI

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara *Trigliserida* dan metanol dengan katalis *Kalium Hidroksida* (KOH)

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

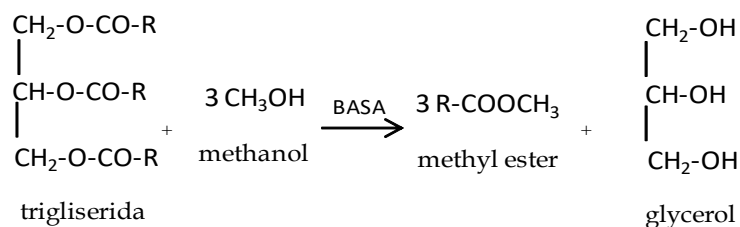
Kondisi Operasi : Eksotermis

$$T = 70 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

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

#### A. MENGHITUNG KECEPATAN VOLUMETRIS UMPAN

Persamaan reaksi :



Diketahui:

Komponen	m, kg/jam	densitas, kg/m <sup>3</sup>	Fv, m <sup>3</sup> /jam
CH <sub>3</sub> OH	2.643,5816	743,7879	3,5542
TG	11.599,0241	871,3920	13,3109
RCOOH	27,7416	871,3920	0,0318
KOH	173,9854	1.890,6298	0,0920
METIL ESTER	943,8157	838,3920	1,1262
H <sub>2</sub> O	123,7282	985,2217	0,1256
n-Hexane	0,3541	723,4039	0,0004
<b>Total</b>	<b>15.511,8765</b>		<b>18,2408</b>

### 1. Menghitung Konsentrasi Umpan

Reaktan pembatas pada reaksi esterifikasi ini adalah RCOOH, maka RCOOH adalah senyawa A dan CH<sub>3</sub>OH adalah senyawa B.

$$C_{Ao} = \frac{\text{mol A}}{\Sigma Fv} = 0.7548 \text{ kmol/m}^3$$

### 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,

$$-r_a = - \frac{dC_a}{dt} = kC_a$$

$$- \frac{dC_a}{dt} = kC_a$$

$$- \int_{C_{ao}}^{C_a} \frac{dC_a}{C_a} = k \int_0^t dt$$

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

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

Dimana : k : Konstanta kecepatan reaksi esterifikasi, L/mol.jam

C<sub>Ao</sub> : Konsentrasi reaktan A mula-mula = 0,7548 kmol/m<sup>3</sup>

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

$$t : \text{Waktu reaksi} = 1 \text{ jam}$$

$$x_A : \text{Konversi reaksi} = 0,98\%$$

$$\text{Maka : } k = 2,6080 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

## 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

$$V_1 = 108.642,2715 \text{ gallon}$$

$$\theta = 18,7882 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,9800$$

- Untuk 2 buah reaktor

$$V_1 = V_2 = 13.455,7966 \text{ gallon}$$

$$\theta = 2,3270 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,8586$$

$$x_2 = 0,9800$$

- Untuk 3 buah reaktor

$$V_1 = V_2 = V_3 = 5.951,0752 \text{ gallon}$$

$$\theta = 1,0292 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,7286$$

$$x_2 = 0,9263$$

$$x_3 = 0,9800$$

- Untuk 4 buah reaktor

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = 3.678,7407 \text{ gallon}$$

$$\theta = 0,6362 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,6239$$

$$x_2 = 0,8586$$

$$x_3 = 0,9468$$

$$x_4 = 0,9800$$

- Untuk 5 buah reaktor

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = V_5 = 2.631,2979 \text{ gallon}$$

$$\theta = 0,4550 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,5427$$

$$x_2 = 0,7909$$

$$x_3 = 0,9044$$

$$x_4 = 0,9563$$

$$x_5 = 0,9800$$

## 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

$$E_b = \$11.000 \times \left(\frac{108.642,2715\text{ gall}}{1000\text{ gall}}\right)^{0,6}$$

$$E_b = \$183.228,06$$

- Untuk 2 buah reaktor

$$E_b = \$11.000 \times \left(\frac{13.455,7966\text{ gall}}{1000\text{ gall}}\right)^{0,6}$$

$$E_b = \$52.328,51$$

- Untuk 3 buah reaktor

$$E_b = \$11.000 \times \left(\frac{5.951,0752\text{ gall}}{1000\text{ gall}}\right)^{0,6}$$

$$E_b = \$32.073,77$$

- Untuk 4 buah reaktor

$$E_b = \$11.000 \times \left(\frac{3.678,7407\text{ gall}}{1000\text{ gall}}\right)^{0,6}$$

$$E_b = \$24.033,23$$

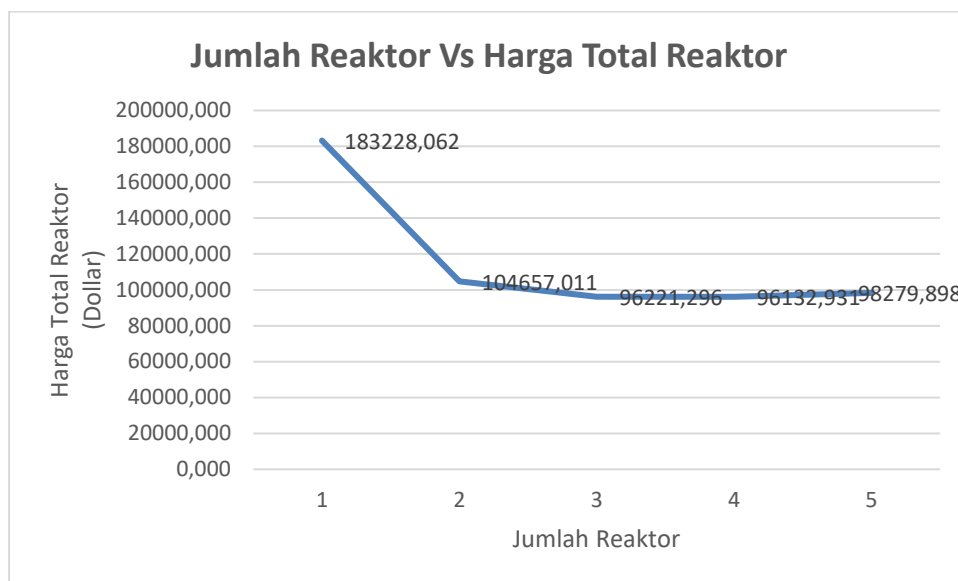
- Untuk 5 buah reaktor

$$E_b = \$11.000 \times \left( \frac{2.631,2979 \text{ gall}}{1000 \text{ gall}} \right)^{0,6}$$

$$E_b = \$19.655,98$$

### 3. Penentuan Jumlah Reaktor yang Optimum

Jumlah reaktor	Konversi setiap reaktor	Volume/Unit (gallon)	Harga/Unit (dollar)	Harga total (dollar)	$\theta$ , jam
1	x <sub>1</sub> 0,9800	108.642,2715	183.228,06	183.228,06	18,79
2	x <sub>1</sub> 0,8586	13.455,7966	52.328,51	104.657,02	2,33
	x <sub>2</sub> 0,9800				
3	x <sub>1</sub> 0,7286	5.951,0752	32.073,77	96.221,31	1,03
	x <sub>2</sub> 0,9263				
	x <sub>3</sub> 0,9800				
<b>4</b>	<b>x<sub>1</sub> 0,6239</b>	<b>3.678,7407</b>	<b>24.033,23</b>	<b>96.132,92</b>	<b>0,64</b>
	<b>x<sub>2</sub> 0,8586</b>				
	<b>x<sub>3</sub> 0,9468</b>				
	<b>x<sub>4</sub> 0,9800</b>				
5	x <sub>1</sub> 0,5427	2.631,2979	19.655,98	98.279,90	0,46
	x <sub>2</sub> 0,7909				
	x <sub>3</sub> 0,9044				
	x <sub>4</sub> 0,9563				
	x <sub>5</sub> 0,9800				



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 4 **buah disusun seri** untuk mendapatkan harga perancangan reaktor yang minimum.

### C. PERANCANGAN REAKTOR

Volume cairan dalam reaktor

$$\begin{aligned}
 V_{\text{cairan}} &= 3.065,6173 \text{ gallon} \\
 &= 11.604,6182 \text{ liter} \\
 &= 11,6046 \text{ m}^3 \\
 &= 409,8134 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Volume reaktor, *overdesign* 20%

$$\begin{aligned}
 V_{\text{reaktor}} &= 13.925,5418 \text{ liter} \\
 &= 13,9255 \text{ m}^3 \\
 &= 491,7761 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

### 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*)

$$V_{\text{reaktor}} = 13.925,5418 \text{ liter}$$

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

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

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

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

$$V_{\text{sf}} = \frac{\pi}{4} \times D^3 \times \frac{\text{sf}}{144} \quad \text{sf} = 2,5$$

(*Brownell & Young, P.88*)

$$\begin{aligned} V_{\text{reaktor}} &= \left( \frac{\pi}{4} \times D^3 \right) + (2 \times 0,0273059 D^3) \\ &= \frac{\pi}{4} \times D^3 + 0,054612 D^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, } D &= 10,0442 \quad \text{ft} \\ &= 3,0616 \quad \text{m} \\ &= 120,5349 \quad \text{in} \\ H &= 10,0442 \quad \text{ft} \\ &= 3,0616 \quad \text{m} \\ &= 120,5349 \quad \text{in} \end{aligned}$$

### 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

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

$$r_i : \text{jari-jari reaktor} = 60,2674 \text{ in}$$



E	: Effisiensi sambungan las	= 0,85
f	: Tekanan maksimal yang diizinkan	= 12.650 psi
C	: Korosi yang diizinkan	= 0,125 in

Maka:  $t_s = 0,2240$  in

Digunakan tebal shell standar =  $\frac{1}{4}$  in  
0,25 in

$ID_{shell} = 120,5349$  in

$OD_{shell} = ID_{shell} + 2t_s$   
= 121,0349 in

OD standar = 126 in *(Brownell & Young, table 5.7, P.55)*

ID = 125,5 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.

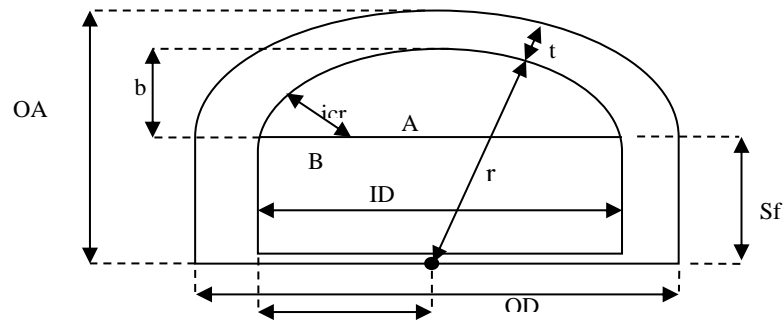
- *Eliptical Dished Head*

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 head = 0,3080 in

t head standar = 0,3125 in

#### 4. Menentukan Ukuran Head

Ukuran *Head* :

rc = OD shell = 226 in

Icr = 7,56 in (Brownell & Young, P258)

$S_f$  (*Straight of Flange*) = 2,5 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 =  $S_f + b + \text{thead}$

$$= 22,1170 \text{ in}$$

$$= 0,5617 \text{ m}$$

Volume head total (V head) = Volume head (Vh) + Volume flange (Vsf)

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 :

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

Volume shell (Vs) = Volume design – Volume head total

$$= (1.570.923,9281 - 628,7681) \text{ in}^3$$

$$= 1.570.295,1600. \text{ in}^3$$

$$= 25,7326 \text{ m}^3$$

Tinggi reaktor = Tinggi *shell* + (2x Tinggi *head*)

$$= 3,2003 \text{ m} + (2 \times 0,6134) \text{ m}$$

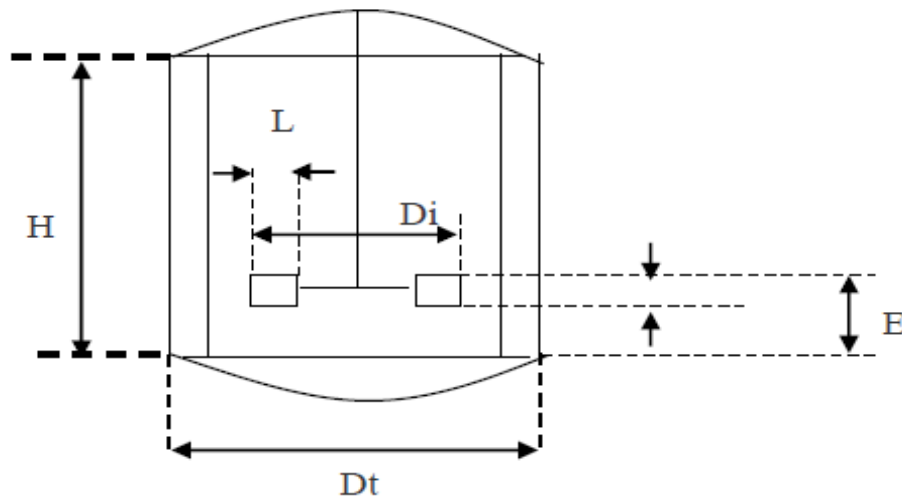
$$= 4,4270 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam silinder (*shell*)

$$ZL = \frac{4 \cdot Vr}{\pi \cdot Di^2}$$

$$= 2,8020 \text{ m}$$

## 5. Merancang Pengaduk Reaktor



Tugas pengaduk : Untuk mencampur.

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

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

Diketahui :

$$D_t = 3,1877 \text{ m}$$

$$D_t/D_i = 3$$

$$D_i = D_t/3 = 1,0626 \text{ m}$$

$$E/D_i = 1 \rightarrow Z_i = 1 \times 1,0626 \text{ m} = 1,0626 \text{ m}$$

$$W/D_i = 0,2 \rightarrow W = 0,2 \times 1,0626 \text{ m} = 0,2125 \text{ m}$$

$$L/D_i = 0,25 \rightarrow L = 0,25 \times 1,0626 \text{ m} = 0,2656 \text{ m}$$

$$B/12 = D_i \rightarrow B = 1,0626 \text{ m} / 12 = 0,2656 \text{ m}$$

Ringkasan Ukuran Reaktor

◆ Diameter dalam reaktor (Dt) = 3,1877 m

◆ Tinggi reaktor (ZR) = 4,4270 m

- ◆ Jarak pengaduk dari dasar (E) = 1,0626 m
- ◆ Diameter pengaduk (Di) = 1,0626 m
- ◆ Lebar pengaduk (L) = 0,2656 m
- ◆ Tinggi pengaduk (W) = 0,2125 m
- ◆ Lebar *buffle* (B) = 0,2656 m
- ◆ Tinggi cairan dalam silinder (ZL) = 2,8020 m

## 6. Menghitung Kecepatan Pengaduk Dalam reaktor

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

Dimana :

WELH : *Water Equipment Liquid Height*

Di : Diameter pengaduk (ft)

N : Kecepatan putaran pengaduk (rpm)

W : Tinggi pengaduk (ft)

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

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

$$= 58,0118 \text{ rpm}$$

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

## 7. Menghitung Bilangan Reynold

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

$$= 143.154,0952$$

Karena  $Nre > 2100$  maka alirannya *turbulen*

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

## 8. Menghitung Power

$$P_a = 8,3748 \text{ Hp}$$

Jika Efisiensi pengaduk 85 %

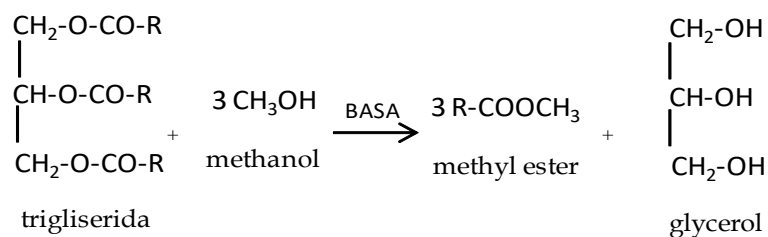
(Timmerhouse)

$$\begin{aligned} \text{Maka : } Power &= \frac{P_a}{Eff} \\ &= 9,8527 \end{aligned}$$

Digunakan Hp standar = 10 Hp (standar NEMA)

## D. MENGHITUNG NERACA PANAS REAKTOR

### Reaktor – 02.1



Komponen	$\Delta H_f$ (Kcal/mol)
RCOOH	-136,4092
CH <sub>3</sub> OH	-57,0030
RCOOCH <sub>3</sub>	-111,2792
H <sub>2</sub> O	-68,2694

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

$$\Delta H_R^\circ = -1.199.788,9159 \text{ Kcal/jam}$$

Panas umpan masuk reaktor

komponen	massa (kg/jam)	Cp (Kcal/Kg)	$\Delta H_m$ (Kcal/jam)
FFA	27,7416	24.7121	685,5533
Metanol	2.643,5816	27,5697	72.8882,8021
Metil Ester	943,8157	25,0794	23.670,3437
H <sub>2</sub> O	123,7282	44,9171	5.557,5166
KOH	173,9854	24,0587	4.185,8563
TG	11.599,0241	7,8648	91.224,3138
Gliserol	-	30,8624	-
n-Hexane	0,3541	24,7982	8,7821
<b>Total</b>	<b>15.511,8765</b>		<b>198.206,3856</b>

Panas produk hasil reaktor

komponen	massa (kg/jam)	Cp (Kcal/Kg)	$\Delta H_m$ (Kcal/jam)
FFA	27,7416	24.7121	685,5533
Metanol	1.818,8881	27,5697	50.146,2334
Metil Ester	8.214,1978	25,0794	206.007,2574
H <sub>2</sub> O	123,7282	44,9171	5.557,5166
KOH	173,9854	24,0587	4.185,8563
TG	4.362,1451	7,8648	34.307,5154
Gliserol	791,1903	30,8624	24.416,4595
n-Hexane	0,3541	24,7982	8,7821
<b>Total</b>	<b>15.511,8765</b>		<b>325.306,3918</b>

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

$$= -1.326.888,9221 \text{ kcal/jam}$$

**Kebutuhan Air Pendingin**

Air pendingin yang masuk pada suhu 25°C dan diharapkan keluar pada suhu 45°C

menyerap panas keluar dari reaktor

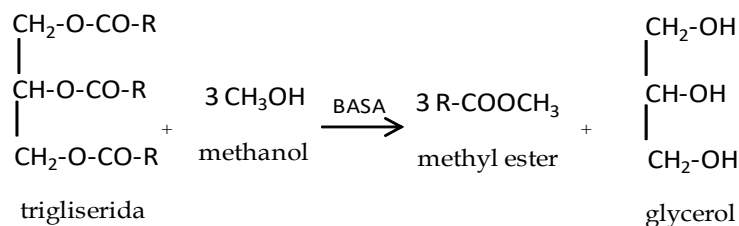
$$T \text{ pemanas masuk} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T \text{ pemanas keluar} = 55 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ air} = 1 \text{ Kcal/kg.K}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan air pemanas (mp)} &= Q / (C_p \times \Delta T) \\
 &= 44.229,6307 \text{ Kg/jam} \\
 &= 12,2860 \text{ kg/dtk}
 \end{aligned}$$

### Reaktor – 02.2



Komponen	$\Delta H_f$ (Kcal/mol)
RCOOH	-136,4092
CH <sub>3</sub> OH	-57,0030
RCOOCH <sub>3</sub>	-111,2792
H <sub>2</sub> O	-68,2694

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

$$\Delta H_R^\circ = -451.232,6476 \text{ Kcal/jam}$$

### Panas umpan masuk reaktor

komponen	massa (kg/jam)	C <sub>p</sub> (Kcal/Kg)	$\Delta H_m$ (Kcal/jam)
FFA	27,7416	24,7121	685,5533
Metanol	1.818,8881	27,5697	50.146,2334
Metil Ester	8.214,1978	25,0794	206.007,2574
H <sub>2</sub> O	123,7282	44,9171	5.557,5166
KOH	173,9854	24,0587	4.185,8563
TG	4.362,1451	7,8648	34.307,5154
Gliserol	791,1903	30,8624	24.416,4595
n-Hexane	0,3541	24,7982	8,7821
<b>Total</b>	<b>15.511,8765</b>		<b>325.306,3918</b>



Panas produk hasil reaktor

komponen	massa (kg/jam)	Cp (Kcal/Kg)	$\Delta H_m$ (Kcal/jam)
FFA	27,7416	24.7121	685,5533
Metanol	1.508,7263	27,5697	41.595,1608
Metil Ester	10.948,5403	25,0794	274.582,9604
H2O	123,7282	44,9171	5.557,5166
KOH	173,9854	24,0587	4.185,8563
TG	1.640,4030	7,8648	12.901,4853
Gliserol	1.088,7518	30,8624	33.599,3278
n-Hexane	0,3541	24,7982	8,7821
<b>Total</b>	<b>15.511,8765</b>		<b>373.107,8605</b>

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

$$= -499.034,1162 \text{ kcal/jam}$$

**Kebutuhan Air Pendingin**

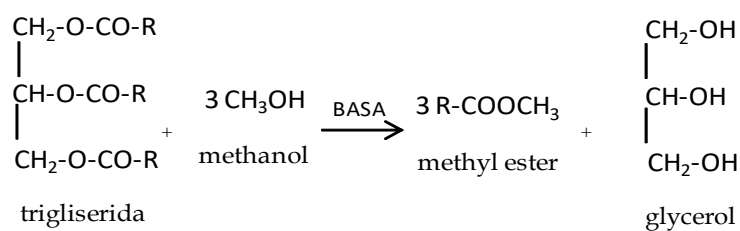
Air pendingin yang masuk pada suhu 25°C dan diharapkan keluar pada suhu 45°C menyerap panas keluar dari reaktor

$$T \text{ pemanas masuk} = 25^\circ\text{C}$$

$$T \text{ pemanas keluar} = 55^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ air} = 1 \text{ Kcal/kg.K}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air pemanas (mp)} &= Q / (C_p \times \Delta T) \\ &= 16.634,4705 \text{ Kg/jam} \\ &= 4,6207 \text{ kg/dtk} \end{aligned}$$

**Reaktor – 02.3**

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

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

$$\Delta H_R^\circ = -169.687,9328 \text{ Kcal/jam}$$

#### Panas umpan masuk reaktor

komponen	massa (kg/jam)	Cp (Kcal/Kg)	$\Delta H_m$ (Kcal/jam)
FFA	27,7416	24,7121	685,5533
Metanol	1.508,7263	27,5697	41.595,1608
Metil Ester	10.948,5403	25,0794	274.582,9604
H2O	123,7282	44,9171	5.557,5166
KOH	173,9854	24,0587	4.185,8563
TG	1.640,4030	7,8648	12.901,4853
Gliserol	1.088,7518	30,8624	33.599,3278
n-Hexane	0,3541	24,7982	8,7821
<b>Total</b>	<b>15.511,8765</b>		<b>373.107,8605</b>

#### Panas produk hasil reaktor

komponen	massa (kg/jam)	Cp (Kcal/Kg)	$\Delta H_m$ (Kcal/jam)
FFA	27,7416	24,7121	685,5533
Metanol	1.392,0887	27,5697	38.379,4940
Metil Ester	11.976,8012	25,0794	300.371,1416
H2O	123,7282	44,9171	5.557,5166
KOH	173,9854	24,0587	4.185,8563
TG	616,8804	7,8648	4.851,6577
Gliserol	1.200,6510	30,8624	37.052,5841
n-Hexane	0,3541	24,7982	8,7821
<b>Total</b>	<b>15.511,8765</b>		<b>391.083,8036</b>

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

$$= -187.663,8759 \text{ kcal/jam}$$

### Kebutuhan Air Pendingin

Air pendingin yang masuk pada suhu 25°C dan diharapkan keluar pada suhu 45°C menyerap panas keluar dari reaktor

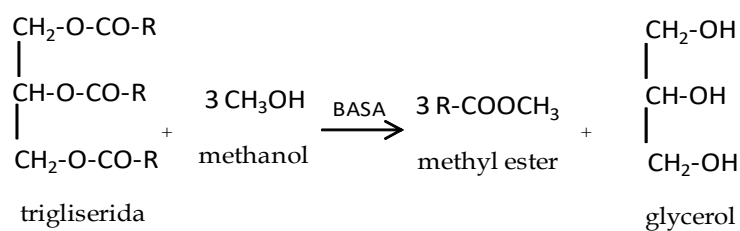
$$T \text{ pemanas masuk} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T \text{ pemanas keluar} = 55 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ air} = 1 \text{ Kcal/kg.K}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air pemanas (mp)} &= Q / (C_p \times \Delta T) \\ &= 6.255,4625 \text{ Kg/jam} \\ &= 1,7376 \text{ kg/dtk} \end{aligned}$$

### Reaktor – 02.4



Komponen	$\Delta H_f$ (Kcal/mol)
RCOOH	-136,4092
CH <sub>3</sub> OH	-57,0030
RCOOCH <sub>3</sub>	-111,2792
H <sub>2</sub> O	-68,2694

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

$$\Delta H_R^\circ = -63.811,8599 \text{ Kcal/jam}$$

Panas umpan masuk reaktor

komponen	massa (kg/jam)	Cp (Kcal/Kg)	$\Delta H_m$ (Kcal/jam)
FFA	27,7416	24.7121	685,5533
Metanol	1.392,0887	27,5697	38.379,4940
Metil Ester	11.976,8012	25,0794	300.371,1416
H2O	123,7282	44,9171	5.557,5166
KOH	173,9854	24,0587	4.185,8563
TG	616,8804	7,8648	4.851,6577
Gliserol	1.200,6510	30,8624	37.052,5841
n-Hexane	0,3541	24,7982	8,7821
<b>Total</b>	<b>15.511,8765</b>		<b>391.083,8036</b>

Panas produk hasil reaktor

komponen	massa (kg/jam)	Cp (Kcal/Kg)	$\Delta H_m$ (Kcal/jam)
FFA	27,7416	24.7121	685,5533
Metanol	1.348,2266	27,5697	37.170,2291
Metil Ester	12.363,4831	25,0794	310.068,8955
H2O	123,7282	44,9171	5.557,5166
KOH	173,9854	24,0587	4.185,8563
TG	231,9805	7,8648	1.824,4863
Gliserol	1.242,7312	30,8624	38.351,1956
n-Hexane	0,3541	24,7982	8,7821
<b>Total</b>	<b>15.511,8765</b>		<b>397.843,7325</b>

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

$$= -70.571,7889 \text{ kcal/jam}$$

**Kebutuhan Air Pendingin**

Air pendingin yang masuk pada suhu 25°C dan diharapkan keluar pada suhu 45°C menyerap panas keluar dari reaktor

$$T \text{ pemanas masuk} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T \text{ pemanas keluar} = 55 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ air} = 1 \text{ Kcal/kg.K}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan air pemanas (mp)} &= Q / (C_p \times \Delta T) \\
 &= 2.352,3929 \text{ Kg/jam} \\
 &= 0,6534 \text{ kg/dtk}
 \end{aligned}$$

### E. PERANCANGAN JAKET PENDINGIN

$$\text{Volume pemanas} = \text{luas selimut} \times \text{tebal jaket}$$

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

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

$$D_e = 145,4229 \text{ in}$$

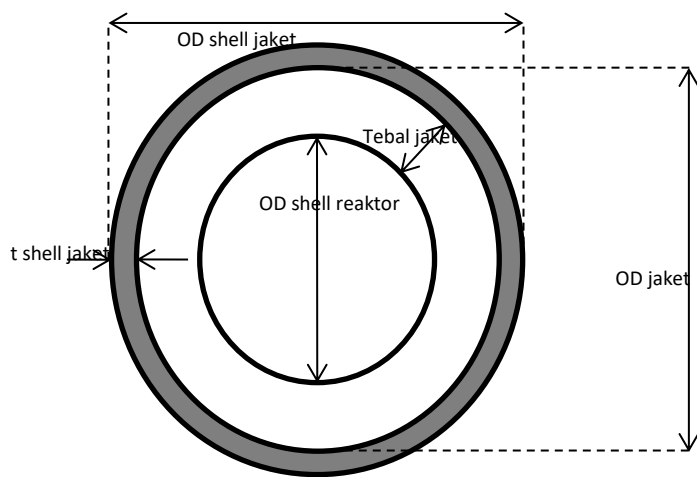
$$= 3,6937 \text{ m}$$

$$A_{\text{total}} = A_{\text{shell}} + (A_{\text{bottom}})$$

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

$$= 89.381,3865 \text{ in}^2$$

$$= 57,6653 \text{ m}^2$$



$$\text{Jarak OD reaktor dengan ID Jacket} = 2 \text{ in} \quad (\text{Coulson and Richardson})$$

Diameter jaket pemanas

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

$$= 125,5 \text{ in} + 2 (1/4 \text{ in})$$

$$= 126,0000 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 D2 &= D1 + 2 \text{ (tebal jaket)} \\
 &= 126,0000 \text{ in} + 2 \text{ (2)in} \\
 &= 130,0000 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi jaket pada shell} &= \text{tinggi cairan pada shell} \\
 &= 110,3141 \text{ in}
 \end{aligned}$$

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

Bahan : *Stainless Stell SA-283 Grade C*

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

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

$$E = 0,85$$

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

$$\text{Maka: } t_{\min} = 0,2317 \text{ in}$$

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

Ukuran *Bottom*

Sehingga Ukuran standar:

$$\text{OD jaket} = 132,0000 \text{ in}$$

$$\text{ID jaket} = 131,5000 \text{ in}$$

Tebal *bottom* dihitung dengan persamaan berikut :

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

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

$$\text{Maka : } t_{\text{bottom}} = 0,3167 \text{ in}$$

$t_{bottom\ standar} = 0,375\ in$

Tinggi Head (OA)

$rc = OD\ jaket = 132\ in$

$Icr = 7,92\ in$  (Brownell & Young, P258)

$Sf$  (Straight of Flange) = 2,5 in (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*

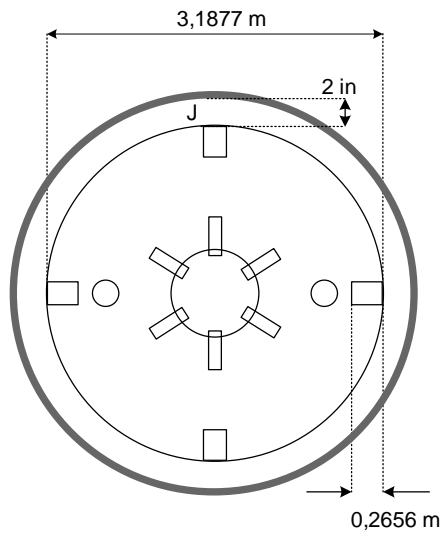
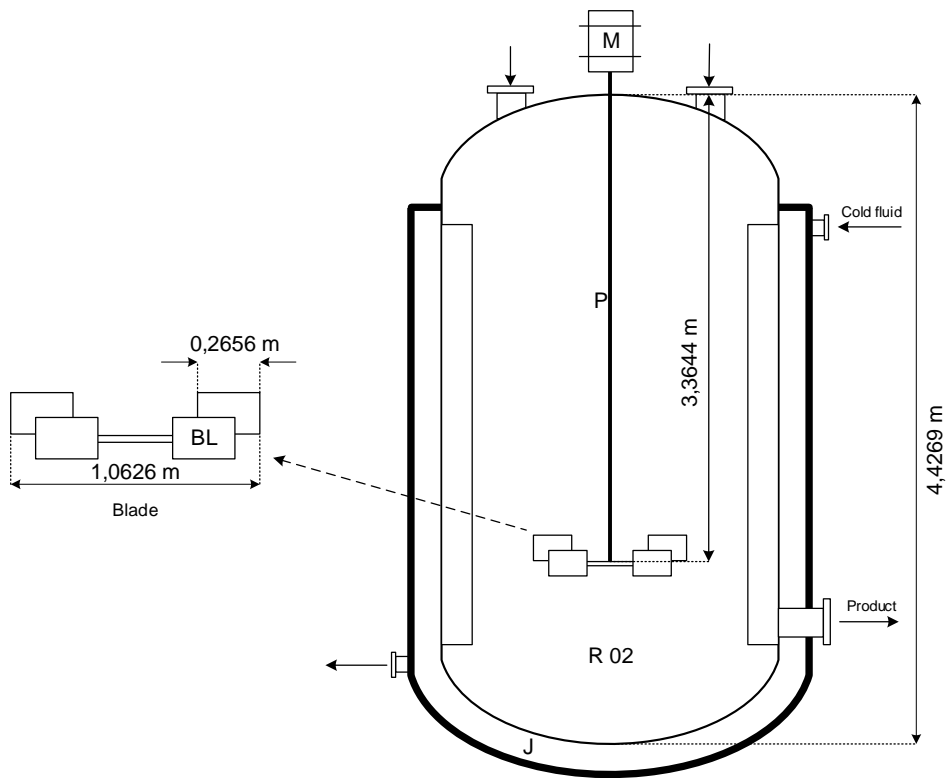
= 25,2276 in

= 0,6408 m

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

= 135,5417 in

= 3,4426 m



- Keterangan
- BL = Blade
  - J = Jaket
  - R = Reaktor
  - M = Motor pengaduk
  - P = Pengaduk