

LAMPIRAN A-1

REAKTOR

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara Propilen Oksida dan air membentuk Propilen Glikol

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

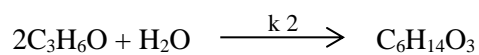
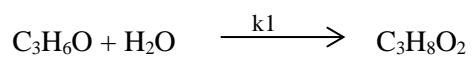
Kondisi Operasi : Eksotermis

$$T = 150^{\circ}\text{C}$$

$$P = 11,57 \text{ atm}$$

A. Menghitung Kecepatan Volumetris Umpan

Persamaan reaksi :



Diketahui:

Komponen	m, kg/jam	densitas, kg/m ³	Fv, m ³ /jam
C ₃ H ₆ O	2890,208	625,692	4,619
H ₂ O	11570,800	903,139	12,812
Total	14461,008		17,431

1. Menghitung Konsentrasi Umpan

Reaktan pembatas pada reaksi ini adalah C_3H_6O , maka C_3H_6O adalah senyawa A dan H_2O adalah senyawa B.

$$C_{A0} = \frac{\text{mol A}}{\sum Fv} = 2,859 \text{ kmol/m}^3$$

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,

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

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

$$- \int_{C_{a0}}^{C_a} \frac{dC_a}{C_a} = k \int_0^t dt$$

$$\ln \frac{C_{a0}}{C_a} = kt$$

$$k = \ln \frac{C_{a0}}{C_{a0} (1 - X_a)} \times \frac{1}{t}$$

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

C_{A0} : Konsentrasi reaktan A mula-mula = 2,859 kmol/m³

M : Perbandingan konsentrasi B/A mula = 12,9

t : Waktu reaksi = 1 jam

x_A : Konversi reaksi = 0,89

Maka : k₁ = 2,207 m³/ kmol.jam
k₂ = 4,415 m³/ kmol.jam

B. Optimasi Reaktor

1. Menghitung Jumlah Reaktor

Volume untuk 1 reaktor dengan rumus:

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

$$X_1 = X_2 = X_3$$

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

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

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

Volume untuk reaktor seri dengan rumus:

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

$$-r_A = k_1 C_A + 2 k_2 C_A$$

Dengan cara trial konversi masing-masing reaktor untuk mendapatkan

volume reaktor seri yang sama, diperoleh dengan menggunakan excel:

- Untuk 1 buah reaktor

$$V_1 = 63,894 \text{ m}^3$$

$$\theta = 3,666 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,890$$

- Untuk 2 buah reaktor

$$V_1 = V_2 = 15,914 \text{ m}^3$$

$$\theta = 0,913 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,668$$

$$x_2 = 0,890$$

- Untuk 3 buah reaktor

$$V_1 = V_2 = V_3 = 8,585 \text{ m}^3$$

$$\theta = 0,493 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,521$$

$$x_2 = 0,770$$

$$x_3 = 0,980$$

- Untuk 4 buah reaktor

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = 5,816 \text{ m}^3$$

$$\theta = 0,334 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,424$$

$$x_2 = 0,668$$

$$x_3 = 0,809$$

$$x_4 = 0,980$$

2. Menghitung Harga reaktor

Kondisi Operasi : $T = 150 \text{ }^\circ\text{C}$

$$P = 11,57 \text{ atm}$$

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*).

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

Dimana : E_a : Harga reaktor basis

E_b : Harga reaktor perancangan

C_a : Kapasitas reaktor basis (gallon)

C_b : Kapasitas reaktor perancangan (gallon)

- Untuk 1 buah reaktor

$$E_b = \$ 11.000 \times \left(\frac{20.254,947}{1000} \right)^{0,6}$$

$$E_b = \$ 66.882,323$$

- Untuk 2 buah reaktor

$$E_b = \$ 11.000 \times \left(\frac{5.044,754}{1000} \right)^{0,6}$$

$$E_b = \$ 58.093,385$$

- Untuk 3 buah reaktor

$$E_b = \$ 11.000 \times \left(\frac{2.721,462}{1000} \right)^{0,6}$$

$$E_b = \$ 60.172,117$$

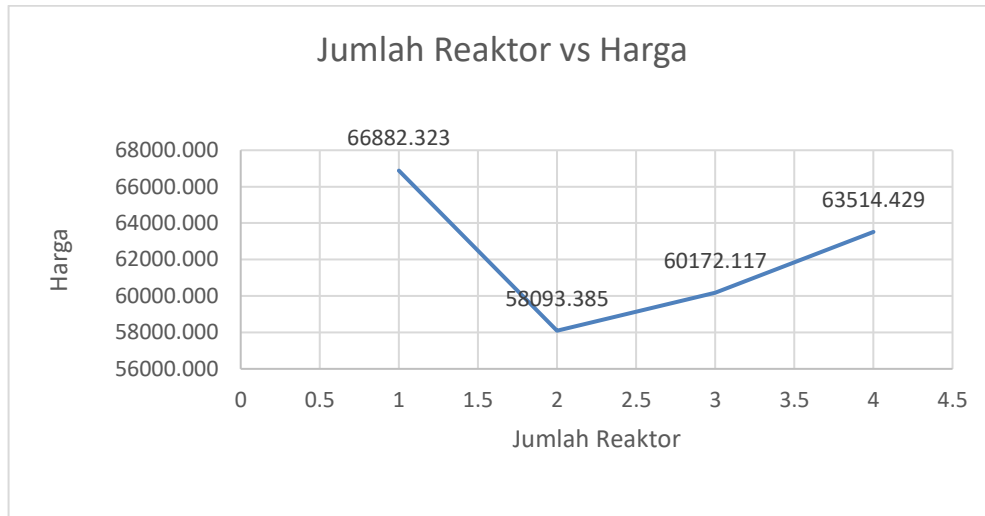
- Untuk 4 buah reaktor

$$E_b = \$ 11.000 \times \left(\frac{1.843,739}{1000} \right)^{0,6}$$

$$E_b = \$ 63.514,429$$

3. Penentuan Jumlah Reaktor yang Optimum

Jumlah reaktor	Konversi setiap reaktor	Volume/Unit (gallon)	Harga total (dollar)	θ , jam
1	x ₁ 0,890	20.254,947	66.882,323	3,666
2	x ₁ 0,668	5.044,754	58.093,385	0,913
	x ₂ 0,890			
3	x ₁ 0,521	2.721,462	60.172,117	0,493
	x ₂ 0,770			
	x ₃ 0,890			
4	x ₁ 0,424	1.843,739	63.514,429	0,334
	x ₂ 0,668			
	x ₃ 0,809			
	x ₄ 0,890			



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

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

Maka jumlah reaktor yang optimum sebanyak **2 buah disusun seri** untuk mendapatkan harga perancangan reaktor yang minimum.

C. Perancangan Reaktor

Volume cairan dalam

reaktor V cairan =

15,914 m³

Volume reaktor, *overdesign*

20% V reaktor = 19,096 m³

1. Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki Reaktor

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

1 : 2 (*Brownell & Young, table 3.3, P.43*)

V reaktor = 19,096 m³

V reaktor = V shell + V head

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

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

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

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

(Brownell & Young, P.88)

$$V_{reaktor} = \left(\frac{\pi}{4} x D^3\right) + 2(0,000049D^3 + \frac{\pi}{4} x D^3 x \frac{sf}{144})$$

$$V_{reaktor} = \left(\frac{\pi}{4} x D^3\right) + 0,0274D^3$$

Maka,	D = 7,545	ft
	= 2,30	m
	= 90,542	In
	H = 15,090	ft
	= 4,600	m
	= 181,084	In

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	: Tekanan design (Poperasi x 1,2)	= 204 psi
r_i	: Jari-jari reaktor	= 45,271 in
E	: Effisiensi pengelasan	= 0,85
f	: Tekanan maksimal yang diizinkan	= 13700 psi
C	: Korosi yang diizinkan	= 0.125 in

Maka: $t_s = 0,926$ in

Digunakan tebal shell standar = 1 in

ID shell = 90,542 in

OD shell = ID shell + 2 t_s

= 92,542 in

OD standar = 96 in (*Brownell & Young, table 5.7, P.55*)

ID = 94 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*

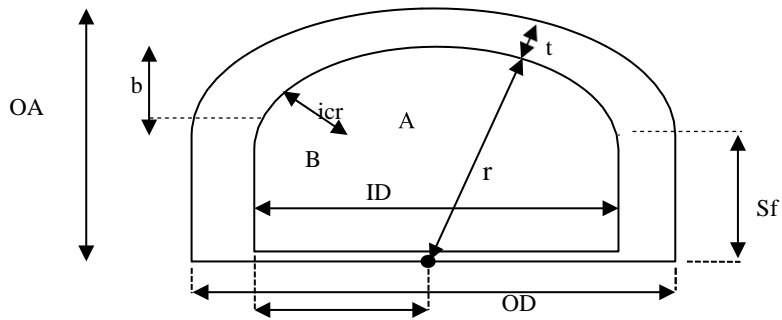
Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis.

- *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 :

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2fE - 0,2P} + c \quad (\text{Eq.13-12, P.25 Brownell \& Young})$$

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

Maka : $t_{\text{head}} = 0,616 \text{ in}$

$t_{\text{head standar}} = 0,625 \text{ in}$

4. Menentukan Ukuran Head

Ukuran *Head* :

$$rc = \text{OD shell} = 96 \text{ in}$$

$$Icr = 5,76 \text{ in} \quad (\text{Brownell\& Young, P.89})$$

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

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

Jadi tinggi head total,

$$OA = Sf + b + \text{thead}$$

$$= 20,881 \text{ in}$$

$$= 0,530 \text{ m}$$

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

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

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

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

Jadi , Volume *head* total adalah :

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

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

$$= (13.890.035,5 - 89,844) \text{ in}^3$$

$$= 1.388.945,676 \text{ in}^3$$

$$= 22,761 \text{ m}^3$$

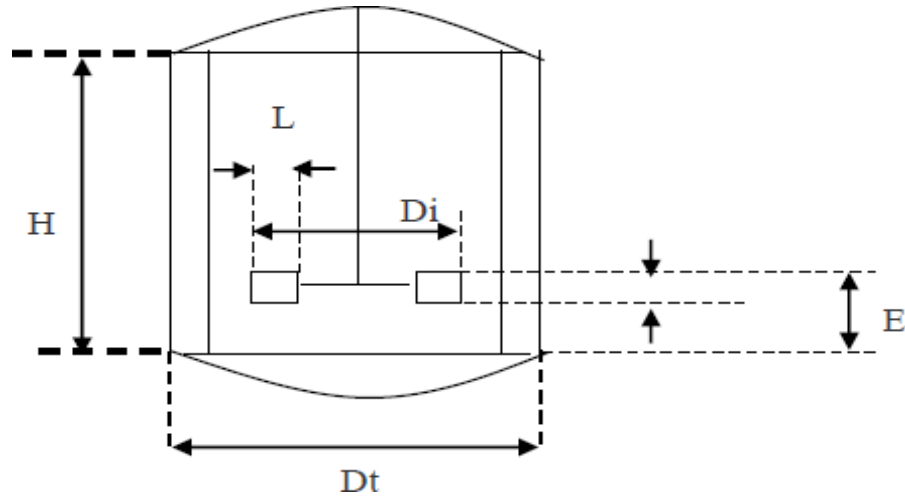
Tinggi reaktor = Tinggi *shell* + (2x Tinggi *head*)

$$= 192 \text{ in} + (2 \times 20,881) \text{ in}$$

$$= 212,881 \text{ in}$$

$$= 5,408 \text{ m}$$

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 :

$$D_t = 2,388 \text{ m}$$

$$D_t/D_i = 3$$

$$D_i = D_t/3 = 0,796 \text{ m}$$

$$Z_i/D_i = 1 \rightarrow Z_i = 1 \times 0,796 \text{ m} = 0,796 \text{ m}$$

$$W/D_i = 0,2 \rightarrow W = 0,2 \times 0,796 \text{ m} = 0,159 \text{ m}$$

$$L/D_i = 0,25 \rightarrow L = 0,25 \times 0,796 \text{ m} = 0,199 \text{ m}$$

$$B/12 = D_t \rightarrow B = 2,388 \text{ m}/12 = 0,199 \text{ m}$$

Ringkasan Ukuran Reaktor:

◆ Diameter dalam reaktor (Dt)	=	2,388 m
◆ Tinggi reaktor (ZR)	=	5,407 m
◆ Jarak pengaduk dari dasar(Zi)	=	0,796 m
◆ Diameter pengaduk (Di)	=	0,796 m
◆ Lebar pengaduk (L)	=	0,199 m
◆ Tinggi pengaduk (W)	=	0,159 m
◆ Lebar <i>baffle</i> (B)	=	0,135 m

6. Menghitung Kecepatan Pengaduk Dalam Reaktor

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

Dimana :

WELH : *Water Equipment Liquid Height*

Di : Diameter pengaduk (ft)

N : Kecepatan putaran pengaduk(rpm)

W : Tinggi pengaduk (ft)

$$WELH = Z_L \chi \left(\frac{\rho_{cairan}}{\rho_{air}} \right)$$

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

$$= 175,311 \text{ rpm}$$

Kecepatan pengaduk (N) standar yang digunakan adalah 190 rpm (P-288, *Walas*)

7. Menghitung Bilangan Reynold

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

$$= 12,587$$

Karena $N_{re} < 2100$ maka alirannya *laminar*

Dengan mempergunakan fig.9.12 McCabe p.250 diperoleh $N_p = 6$

8. Menghitung Power

$$Power = \frac{N_p \rho N^3 Di^5}{g_c}$$

$$= 43,219 \text{ Hp}$$

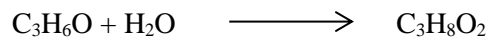
Digunakan Hp standar = 40 Hp (standar NEMA)

D. Menghitung Neraca Panas Reaktor

Reaktor – 101

Komponen	ΔH_f (Kcal/mol)
C_3H_6O	-92,854
H_2O	-241,8
$C_3H_8O_2$	-421,587
$C_6H_{14}O_3$	-628

Reaksi 1

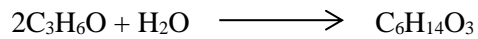


Komponen	Rx		ΔH_f (kJ/kmol)	ΔH (kJ/jam)
	(kmol/jam)	(kmol/jam)		
C_3H_6O	29,07	29072,801	-92,854	2699525,821
H_2O	29,07	29072,801	-241,8	7029803,169
$C_3H_8O_2$	29,07	29072,801	-421,587	12256714,76
			ΔH_{298}	2527385,769

Komponen	n (kmol/jam)	$C_p dT$ (kJ/kmol)	ΔH (kJ/jam)
$C_3H_8O_2$	29,07	14839,766	431433,549
Δh_{produk}			431433,549
C_3H_6O	29,07	6678,787	194171,039
H_2O	29,07	11504,588	334470,578
$\Delta h_{\text{reaktan}}$			528641,618

$$\Delta H_{rx} = -2624593,838 \text{ kJ/jam}$$

Reaksi 2



Komponen	Rx		ΔH_f	ΔH
	(kmol/jam)	(kmol/jam)	(kJ/kmol)	(kJ/jam)
$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}$	4,229	4229,376	-92,854	-392714,524
H_2O	2,115	2114,688	-241,800	-511331,617
$\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3$	2,115	2114,688	-628,000	-
			ΔH_{298}	-423978,075

Komponen	n (kmol/jam)	$C_p dT$ (kJ/kmol)	ΔH (kJ/jam)
$\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3$	2,115	18094,846	38264,959
Δh_{produk}			431433,549
$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}$	4,229	6678,787	28247,104
H_2O	2,115	11504,588	24328,616
$\Delta h_{\text{reaktan}}$			528641,618

$$\Delta H_{rx} = -438288,836 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_{rx \text{ total}} = -3062882,674 \text{ kJ/jam}$$

Panas umpan masuk reaktor

komponen	massa (kg/jam)	$C_p dT$ (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}$	2890,208	6678786,899	332811826,366
H_2O	11570,800	11504587,524	7395404386,746
Total	14461,008		7728216213,112

Panas produk hasil reaktor

komponen	massa (kg/jam)	CpdT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
C ₃ H ₆ O	958,682	6678786,899	110393682,806
H ₂ O	11009,425	11504587,524	7036605192,488
C ₃ H ₈ O ₂	2209,533	14839765,728	431433548,992
C ₆ H ₁₄ O ₃	283,368	18094846,360	38264958,811
Total	14461,008		7616697383,096

$$Q = \Delta H_{rx} \text{ total} + Q_{out} - Q_{in}$$
$$= -114581712,690 \text{ kJ/jam}$$

$$Q \text{ pendingin} = \Delta H_{rx} \text{ total} + Q_{out} - Q_{in}$$
$$= -114581712,690 \text{ kJ/jam}$$

Kebutuhan Air Pendingin

Air pendingin yang masuk pada suhu 28°C dan diharapkan keluar pada suhu 38°C menyerap panas keluar dari reaktor

$$T \text{ pendingin masuk} = 28^\circ\text{C}$$

$$C_p = 4,11966 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\Delta H = 12,36 \text{ kJ/kg}$$

$$T \text{ pendingin keluar} = 38^\circ\text{C}$$

$$C_p = 4,25305 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\Delta H = 55,29 \text{ kJ/kg}$$

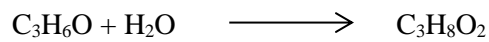
$$\Delta H \text{ total} = 41,93 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Kebutuhan air pendingin (mp)} = Q_{pendingin} / \Delta H \text{ total}$$
$$= 2.526.304 \text{ kg/jam}$$

Reaktor – 102

Komponen	ΔH_f (Kcal/mol)
C ₃ H ₆ O	-92,854
H ₂ O	-241,8
C ₃ H ₈ O ₂	-421,587
C ₆ H ₁₄ O ₃	-628

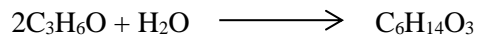
Reaksi 1



Komponen	Rx		ΔH_f	ΔH
	(kmol/jam)	(kmol/jam)	(kJ/kmol)	(kJ/jam)
C ₃ H ₆ O	9,645	9644,531	-92,854	-895533,255
H ₂ O	9,645	9644,531	-241,800	2332047,527
C ₃ H ₈ O ₂	9,645	9644,531	-421,587	4066008,772
			ΔH_{298}	-838427,989

Komponen	n (kmol/jam)	C _p dT (kJ/kmol)	ΔH (kJ/jam)
C ₃ H ₈ O ₂	9,645	14839,766	143122,576
Δh_{produk}			143122,576
C ₃ H ₆ O	9,645	6678,787	64413,765
H ₂ O	9,645	11504,588	110956,348
$\Delta h_{\text{reaktan}}$			175370,113

$$\Delta H_{rx} = -870675,526 \text{ kJ/jam}$$

Reaksi 2

Komponen	Rx		ΔH_f	ΔH
	(kmol/jam)	(kmol/jam)	(kJ/kmol)	(kJ/jam)
C ₃ H ₆ O	1,403	1403,042	-92,854	-130278,034
H ₂ O	0,702	701,521	-241,800	-169627,741
C ₆ H ₁₄ O ₃	0,702	701,521	-628,000	-440555,093
			ΔH_{298}	-
				140649,3179

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	ΔH (kJ/jam)
C ₆ H ₁₄ O ₃	0,702	18094,846	38264,959
Δh_{produk}			17441,325
C ₃ H ₆ O	1,403	6678,787	9370,617
H ₂ O	0,702	11504,588	8070,708
$\Delta h_{\text{reaktan}}$			38264,959

$$\Delta H_{\text{rx}} = -119825,684 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_{\text{rx total}} = -990501,209 \text{ kJ/jam}$$

Panas umpan masuk reaktor

komponen	massa (kg/jam)	CpdT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
C ₃ H ₆ O	958,682	6678786,899	110393682,806
H ₂ O	11009,425	11504587,524	7036605192,488
C ₃ H ₈ O ₂	2209,533	14839765,728	431433548,992
C ₆ H ₁₄ O ₃	283,368	18094846,360	38264958,811
Total	14461,008		7616697383,096

Panas produk hasil reaktor

komponen	massa (kg/jam)	CpdT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
C ₃ H ₆ O	317,923	6678786,899	36609300,900
H ₂ O	10823,196	11504587,524	6917578136,724
C ₃ H ₈ O ₂	2942,517	14839765,728	574556125,397
C ₆ H ₁₄ O ₃	377,372	18094846,360	50958870,779
Total	14461,008		7579702433,800

$$Q = \Delta H_{rx} \text{ total} + Q_{out} - Q_{in}$$

$$= -37985450,505 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{rx} \text{ total} + Q_{out} - Q_{in}$$

$$= 36004448,087 \text{ kJ/jam}$$

Kebutuhan Air Pendingin

Air pendingin yang masuk pada suhu 28°C dan diharapkan keluar pada suhu

38°C menyerap panas keluar dari reactor

$$T_{\text{pendingin masuk}} = 28^{\circ}\text{C}$$

$$C_p = 4,11966 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\Delta H = 12,36 \text{ kJ/kg}$$

$$T_{\text{pendingin keluar}} = 38^{\circ}\text{C}$$

$$C_p = 4,25305 \text{ kJ/kg.K}$$

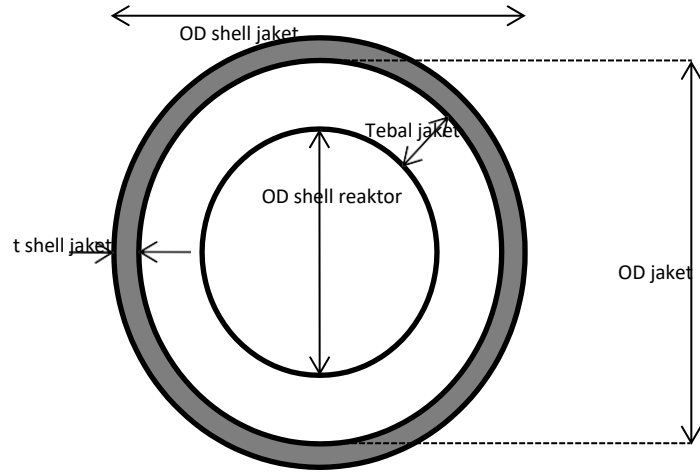
$$\Delta H = 55,29 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H_{\text{ total}} = 41,93 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Kebutuhan air pendingin (mp)} = Q_{\text{pendingin}} / \Delta H_{\text{ total}}$$

$$= 838.664,95 \text{ kg/jam}$$

E. Perancangan Jacket Pendingin



Perancangan Pendingin Reaktor - 101

Suhu masuk reaktor (T_1) :	150 °C	302
Suhu keluar reaktor (T_2) :	150 °C	302
Suhu masuk air pendingin (t_1) :	82.4 °C	180.32
Suhu keluar air pendingin (t_2) :	131 °C	267.8

Inisial	Fluida Panas (°F)		Fluida Dingin (°F)	ΔT
ΔT_2	302	Low Temperature	82.4	219.6
ΔT_1	302	High Temperature	131	171

medium organic

UD = 50-125

$$\Delta T_{LMTD} : 194.2880 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{avg} = 106.7 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$379.7 \text{ } \text{K}$$

$$Q = 3062882.67 \text{ Btu}$$

$$A \text{ dibutuhkan} = 126.12 \text{ ft}^2$$

$$A \text{ tersedia} = 12.50 \text{ m}^2$$

$$134.54 \text{ m}^2$$

A kebutuhan < A yg tersedia , sehingga memka jaket pendingin

$$\text{Massa kebutuhan air pendingin} = 424226.257 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Volume air pendingin} = 447.04 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Diameter jaket

$$D_i = D_o + (2 \times \text{jarak})$$

$$\text{Asumsi jarak} = 2 \text{ in}$$

$$D_i = 0.10 \text{ m}$$

$$4.00 \text{ in}$$

Tinggi jaket

$$H_j + H_s + H_h$$

$$H_j = 2.97 \text{ m}$$

$$9.740047972$$

Tekanan design jaket

$$P_h = (H_j - 1) / 144 \quad * \text{ rho air}$$

$$3.594103496 \text{ psia}$$

$$P \text{ design} = P \text{ reaktor} + P_h$$

$$173.5941035 \text{ Psia}$$

Perancangan Pendingin Reaktor- 102

Suhu masuk reaktor (T_1):	150 °C	302
Suhu keluar reaktor (T_2):	150 °C	302
Suhu masuk air pendingin (t_1):	82.4 °C	180.32
Suhu keluar air pendingin (t_2):	131 °C	267.8

Inisial	Fluida Panas (°F)		Fluida Dingin (°F)	ΔT
ΔT_2	302	Low Temperatur	82.4	219.6
ΔT_1	302	High Temperatur	131	171

medium organic

UD = 50-125

$$\Delta T_{LMTD} : 194.2880 \text{ °F}$$

$$Q = 3062882.67 \text{ Btu}$$

$$A \text{ dibutuhkan} = 126.12 \text{ ft}^2$$

$$A \text{ tersedia} = 12.50 \text{ m}^2$$

$$134.54 \text{ ft}^2$$

A kebutuhan < A yg tersedia , sehingga memka jaket pendingin

$$\text{Massa kebutuhan air pendingin} = 140831.671 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Volume air pendingin} = 148.40 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Diameter jaket

$$D_i = D_o + (2 \times \text{jarak})$$

$$\text{Asumsi jarak} = 2 \text{ in}$$

$$D_i = 0.10 \text{ m}$$

$$4.00 \text{ in}$$

Tinggi jaket

$$H_j + H_s + H_h$$

$$H_j = 2.97 \text{ m}$$

$$9.740047972$$

Tekanan design jaket

$$P_h = (H_j - 1) / 144 \times \rho_{\text{air}}$$

$$3.594103496 \text{ psia}$$

$$P_{\text{design}} = P_{\text{reaktor}} + P_h$$

$$173.5941035 \text{ Psia}$$

