

LAMPIRAN A

REAKSI ESTERIFIKASI

Fungsi : Tempat bereaksinya Free Fatty Acid (FFA) dan Metanol dengan katalis larutan HCl

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

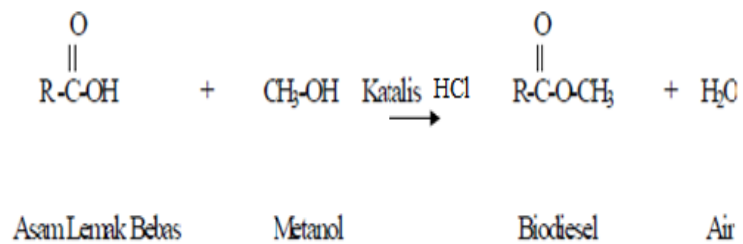
Kondisi Operasi : Isothermal

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

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

A. Menghitung Kecepatan Volumetris Umpan

Persamaan reaksi :



Diketahui :

Komponen	Mol (Kmol/Jam)	BM (Kg/Kmol)	Massa (Kg/Jam)	ρ (kg/L)	Fv (L/Jam)
H2O	5,2880	18	95,186	1,0000	95,1856
CH3OH	11,9860	32	383,545	0,7910	484,8860
HCl	0,6240	36.5	22,785	1,1900	19,1469
Free Fatty Acid	0,1186	256	30,380	0,8496	35,7578
Trigliserida	11,8101	806	9.519,000	0,9180	1.0369,2806
RCOOCH3	2,2547	270	608,782	0,8800	691,7982
Total	32,0816	1.418,500	1.0659,677	5,629	11.696,0550

1. Menghitung Konsentrasi Umpan

Reaktan pembatas pada reaksi esterifikasi ini adalah RCOOH, maka

RCOOH adalah senyawa A, dan CH3OH adalah senyawa B

$$C_{ao} = \frac{mol A}{\sum Fv} = 0,0002$$

2. Menghitung Harga Konstanta Kecepatan Reaksi

Asumsi :

- Reaksi Orde 1
- Reaksi Irreversible

- Pengadukan sempurna sehingga konsentrasi didalam reaktor sama dengan konsentrasi keluar reaktor
- Kecepatan alir volumetric (Fv) masuk reaktor sama dengan kecepatan volumetric keluar reaktor

$$-r_A = -\frac{dC_A}{dt} = kC_A$$

$$-r_A = -\frac{dC_{AO}(1-x_A)}{dt} = C_{Ao} \frac{dx_A}{dt}$$

$$C_{Ao} \frac{dx_A}{dt} = kC_{Ao}(1-x_A)$$

$$\frac{dx_A}{(1-x_A)} = C_{Ao} \cdot k \cdot dt$$

$$\int \frac{dx_A}{(1-x_A)} = C_{Ao} \cdot k \cdot \int_0^t dt$$

$$\ln(1-X_A) = C_{Ao} k t$$

$$k = \frac{\ln(1-X_A)}{C_{Ao} \cdot t}$$

Dimana :

k : Konstanta kecepatan reaksi, L/mol.jam

Cao : Konsentrasi reaktan mula-mula

T : Waktu reaksi = 2 jam

Xa : Konversi reaksi = 0,95%

Maka : k = 0,075/min

B. OPTIMASI REAKTOR

1. Menghitung Jumlah Reaktor

Dengan cara Trial konversi masing-masing reaktor untuk mendapatkan volume reaktor seri diperoleh dengan menggunakan excel

N	V1(l)	V2(l)	V3(l)	V4(l)	V5(l)
1	6.200,396				
2	1.483,440	1.483,440			
3	794,990	794,990	794,990		
4	535,614	535,614	535,614	535,614	
5	402,354	402,354	402,354	402,354	402,354

N	X1	X2	X3	X4	X5
1	0,96				
2	0,68	0,96			
3	0,54	0,78	0,96		
4	0,44	0,68	0,82	0,96	
5	0,48	0,73	0,86	0,84	0,96

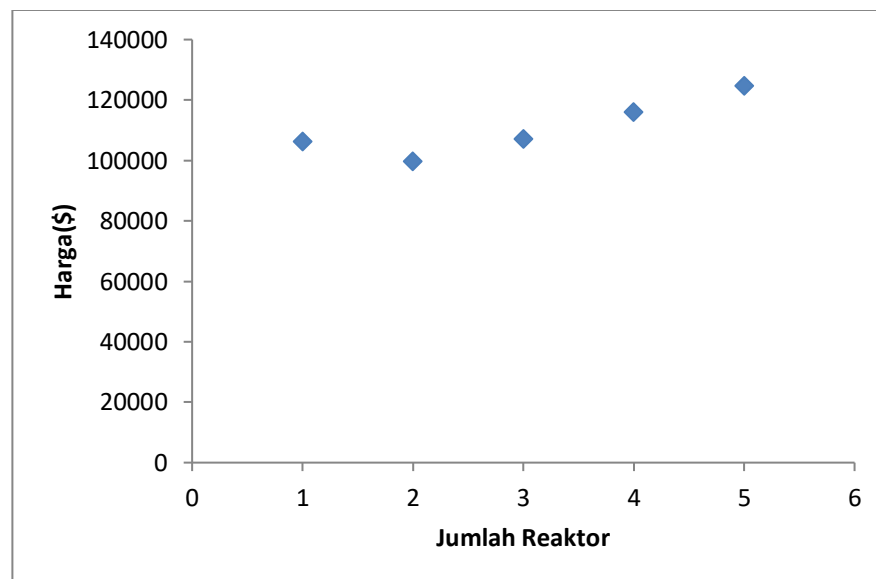
2. Menghitung Harga Reaktor

Bahan konstruksi reaktor dipilih *Stainless Steel SA-209 Grade C*

n	V(l)	Harga(\$)	Harga Total(\$)
1	6.200,396	106.100	106.100
2	1.483,440	49.800	99.600
3	794,990	35.700	107.100
4	535,614	29.000	116.000
5	402,354	24.900	124.500

(www.match.com)

3. Penentuan Jumlah Reaktor dan Harga yang Optimal



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 **2 buah** untuk mendapatkan harga perancangan reaktor yang minimum.

C. PERANCANGAN REAKTOR

Volume cairan dalam reaktor

Volume (liter) = 23.392,1101

Volume (gallon) = 6.179,5417

Volume (M3) = 23,3921

Volume (Ft3) = 826,0845

Volume reaktor over design (20%)

Vreaktor = 28.070,5322 L

= 7.415.4501 Gallon

= 28,0705 m3

= 991,3014 Ft3

1. Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki Reaktor

Dipilih RATB berbentuk silinder tegak dengan perbandingan D:H = 2:1

Vreaktor = 991,3014ft³

Vreaktor = Vshell+2Vhead

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

$$V_{head} = 0,0847 \times D^3$$

$$V_{reaktor} = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \right) + (2 \times 0,0847 \times D^3)$$

$$\left(\frac{\pi}{4} \times \left(\frac{2}{1D} \right)^3 \right) + (2 \times 0,0847 \times D^3)$$

$V_{reaktor} =$	$1,3469 D^3$		
$991,3014 =$	$1,3469 D^3$		
$D =$	$9,0287 \text{ ft}$	$108,3440 \text{ in}$	$2,7519 \text{ m}$
$r =$	$4,5143 \text{ ft}$	$54,1720 \text{ in}$	$1,3760 \text{ m}$
$H =$	$18,0573 \text{ ft}$	$216,6879 \text{ in}$	$5,5039 \text{ m}$

Maka, $D = 9,0287 \text{ ft}$

$$= 108,3440 \text{ in}$$

$$= 2,7519 \text{ m}$$

$$H = 18,0573 \text{ ft}$$

$$= 216,6879 \text{ in}$$

$$= 5,5038 \text{ m}$$

Menentukan Tebal Dinding (*Shell*) Reaktor

Digunakan persamaan:

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E \cdot (0.6)P} + C$$

Dimana :

t_s = tebal dinding *shell*, in

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

r_i = jari-jari reaktor = 38,74 in

E = efisiensi sambungan las = 0,85

f = tekanan maksimal yang diizinkan = 12.650 psi

C = korosi yang diizinkan = 0,13 in

Maka, $t_s = 0,2139$ in

Digunakan tebal shell standart = $1/4$ in = 0,25 in (Brownell&Young, table 5.7)

IDshell = 77,48 in

ODshell = IDshell + $2t_s$
= 78,10 in

ODstandar = 84 in (Brownell&Young, table 5.7)

ID = 83,38 in

rc = 84 in

irc = 5.13 in

3. Menentukan Tebal Head

Bahan konstruksi :

Bentuk *head* :

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis

- *Flanged & Standard Dished Head*

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

- *Torispherical Flanged & Dished Head*

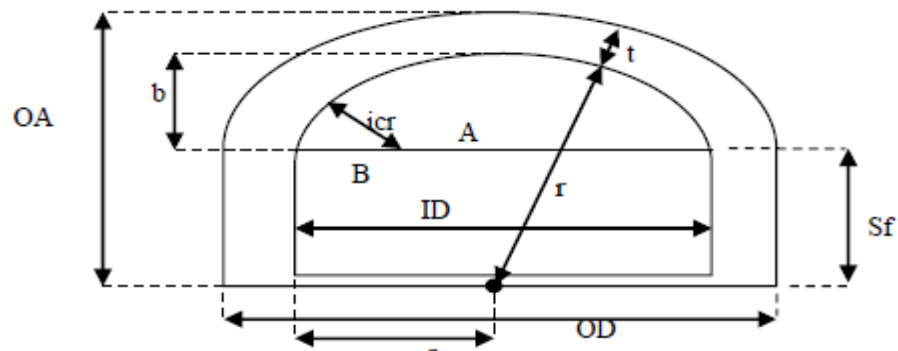
Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis.

- *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 Brownell1959)



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 : *straigh of flanged*

OA : *tingga head*

Tebal *head* dihitung dengan persamaan berikut :

$$t = \frac{(0.855)P.rc}{f.E-0.1P} + C \quad (\text{Eq.13-12 , P.25Brownell\&Young})$$

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

Maka : t head = 0,2034 in

t head standar = 5/16 in

= 0,3125 in

4. Menentukan Ukuran Head

Ukuran *Head* :

$$a = ID/2 = 53,75 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= (53,75 - 5,13) \text{ in}$$

$$= 48,625 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr$$

$$= (108 - 5,13) \text{ in}$$

$$= 102,875 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= \sqrt{(102,875)^2 - (48,625)^2}$$

$$= 90,6580 \text{ in}$$

$$b = rc - AC$$

$$= (108 - 90,6580) \text{ in}$$

$$= 17,3419 \text{ in}$$

$$Sf \text{ (Straight of Flange)} = 2,25 \text{ in (Tabel 5.8, P-93, Brownell \& Young)}$$

$$\text{Jadi tinggi head total, OA} = Sf + b + thead$$

$$= 19,9044 \text{ in}$$

$$= 0,5055 \text{ m}$$

$$\text{Volume head total (V head)} = \text{Volume head (Vh)} + \text{Volume flange (Vsf)}$$

Volume sebuah head untuk *Torispherical dished head* adalah :

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

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} ID^2 sf$$

Jadi volume head total adalah

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

$$= \left[0,000049 \times \left(\frac{107.5}{12 \text{ ft}}\right)^3 \right] + \left[\frac{\pi}{4} \times \left(\frac{107.5}{12 \text{ ft}}\right)^2 \times \left(\frac{2.25}{12 \text{ f}}\right) \right]$$

$$= 2,0581 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume shell (Vs)} = \text{Volume design} - 2 \cdot \text{Volume head total}$$

$$= (28,0705 - (2 \times 2,0581)) \text{ m}^3$$

$$= 23,9541\text{m}^3$$

$$\text{Tinggi shell} = H_s = \frac{4V_s}{\pi ID^2}$$

$$= 4,0928 \text{ m}$$

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

$$= 4,0928 \text{ m} + (2 \times 0,5055) \text{ m}$$

$$= 5,1040 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi cairan dalam silinder (shell)}$$

$$ZL = \frac{4 V_r}{\pi D_i^2}$$

$$= 3,6451 \text{ m}$$

$$\text{Luas penampang} = \pi/4 \times D_i^2$$

$$= \pi/4 \times (2,7305 \text{ m})^2$$

$$= 5,8526 \text{ m}^2$$

5. Perancang Pengaduk Reaktor

Komponen	Kmol	Massa (Kg/Jam)	xi (%)	ρ (kg/L)	μ (cp)	Fv (L/Jam)	$\ln \mu_i$	$\frac{xi \cdot \ln \mu_i}{\mu_i}$	$xi \cdot \rho$
H2O	5,2880	95,186	0,0089	1,000	0,467	95,1855	0,7614	0,0067	0,0089
CH3OH	11,986	383,545	0,0359	0,791	0,73	484,8850	0,3147	0,0113	0,0284
HCl	0,624	22,785	0,0021	1,190	0,0624	19,1469	2,7741	0,0059	0,0025
Free Fatty Acid	0,1186	30,380	0,0028	0,850	6,64	35,7577	1,8931	0,0053	0,0024
Trigliserida	11,8101	9.519,000	0,8929	0,918	6,64	10.369,2806	1,8931	1,6905	0,8197
RCOOHCH3	2,2547	608,782	0,0571	0,880	3,45	691,7982	1,2383	0,0707	0,0502
Total	32,0816	10.659,6771	1	5,629	17,9894	11.696,0550	1,1742	1,7425	0,9034

Tugas pengaduk : untuk mencampur.

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

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

Diketahui :

$$D_t = 2,7305 \text{ m}$$

$$D_i = 0,9101 \text{ m} \quad D_t / D_i = 3$$

$$Z_i = 0,7001 \text{ m} \quad Z_i / D_i = 1,3$$

$$W = 5,3539 \text{ m} \quad W / D_i = 0,17$$

$$L = 3,6406 \text{ m} \quad L / D_i = 0,25$$

Ringkasan Ukuran Pengaduk Reaktor

Diameter dalam reaktor (Dt)	= 2,7305 m	8,9583 ft
Tinggi reaktor (ZR)	= 5,1040 m	16,7454 ft
Jarak pengaduk dari dasar (Zi)	= 0,7001 m	2,2970 ft
Diameter pengaduk (Di)	= 0,9101 m	2,9861 ft
Lebar pengaduk (L)	= 3,6406 m	11,9444 ft
Lebar Buffle (W)	= 5,3539 m	17,5653 ft
Tinggi cairan dalam silinder (ZL)	= 3,6451 m	11,9591 ft

6. Menghitung Kecepatan Pengaduk Dalam Reaktor

$$\frac{WELH}{2d_i} = \left[\frac{H D_i N}{600} \right]^2 \quad (\text{Eq. 8-8, P-345, HF. Rase})$$

Dimana :

WELH : *Water Equipment Liquid Height*

Di : Diameter pengaduk (ft)

N : Kecepatan putaran pengaduk (rpm)

H : Tinggi pengaduk (ft)

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

$$WELH = 3,2932 \text{ m} \quad 10,8045 \text{ ft}$$

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

$$= \frac{600}{\pi \times 0.71 \text{ m}} \sqrt{\frac{3.2932 \text{ m}}{2 \times 0.91 \text{ m}}}$$

$$= 86,06 \text{ rpm}$$

$$= 1,43 \text{ rps}$$

Kecepatan pengaduk (N) standar yang digunakan adalah 100 rpm (P-288, Wallas)

7. Menghitung Bilangan Reynold

$$N_{re} = \frac{N \times D_i^2 \times \rho}{\mu}$$

$$= 2.183,6995$$

karena $N_{re} > 2100$ maka alirannya *turbulen*

Dengan mempergunakan kurva 1 fig 477 Brown 1950 diperoleh $N_p = 3$

8. Menghitung Power

$$P_a = 4,99 \text{ HP}$$

Jika Effisiensi Pengaduk 80%

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

$$= \frac{4.99}{80\%}$$

$$= 6.24 \text{ Hp}$$

Digunakan Hp standar = 7,00 HP (standar NEMA)

Menghitung Neraca Panas Reaktor

$$\Delta H_R^o = (\sum n_i \cdot \Delta H_f^o)_{Produk} - (\sum n_i \cdot \Delta H_f^o)_{Reaktan}$$

Komponen	ΔH_f (kJ/mol)
FFA	-714,33
R-COOCH3	-633,76
CH ₃ OH	-201,17
H ₂ O	-285,84

$$\Delta H_R^o = -9261.3846 \text{ kJ/jam}$$

Panas umpan masuk reaktor

Komponen	Massa Kg/jam	Kmol	Cp (KJ/(Kmol.K))	ΔH (Kj/(Jam.K))
H ₂ O	0,0000	0,0000	75,0917	0,0000
Triglicerida	9.518,9996	11,8102	200,8614	2.372,2077
FFA	607,5957	2,3734	110,7294	262,8076
TOTAL				2.635,0152

Komponen	Massa Kg/jam	Kmol	Cp (KJ/(Kmol.K))	ΔH (Kj/(Jam.K))
CH ₃ OH	455,6968	14,2405	83,3239	1.186,5766
HCl	22,7848	0,6242	119,6450	74,6875

TOTAL	1.261,2641
--------------	-------------------

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 = 2.635,0152 + 1,261 = 3.896,0152 \text{ kJ/jam}$$

Panas produk hasil reaktor

Komponen	Massa Kg/jam	Kmol	Cp (KJ/(Kmol.K))	ΔH (Kj/(Jam.K))
RCOOCH3	608,7824	2,2547	112,9058	254,5743
H2O	81,0919	4,5051	75,0917	338,2961
HCl	22,7848	0,6242	119,6450	74,6875
CH3OH	383,5448	11,9858	83,3239	998,7020
Trigliserida	9.518,9996	11,8102	200,8614	2.372,2077
FFA	30.3798	0,1187	110,7294	13.1404
TOTAL				4.051,6079

$$\Delta H_3 = 4.051,6079 \text{ kJ}$$

Kebutuhan air pendingin

$$\text{Suhu air pendingin masuk} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Suhu air pendingin keluar} = 50 \text{ }^\circ\text{C} = 122 \text{ }^\circ\text{F} = 323 \text{ K}$$

$$\Delta T = 20 \text{ }^\circ\text{C} = 68 \text{ }^\circ\text{F} = 293 \text{ K}$$

$$T \text{ rata-rata} = 40 \text{ }^\circ\text{C} = 104 \text{ }^\circ\text{F} = 313 \text{ K}$$

Sifat fisis air pada 104 °F :

$$C_p = 0,018 \text{ kcal/kmol.K} \quad (\text{Mc.Cabe appendix 15, p.1085})$$

$$\rho = 992,215 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Perry})$$

$$W_t = \frac{Q}{C_p \cdot \Delta T}$$

$$W_t = 6.443,6850 \text{ kmol/jam}$$

E. Perancangan Jaket Pendingin

Menghitung luas transfer panas



$$\text{Suhu masuk reaktor (T1)} = 60 \text{ }^{\circ}\text{C} = 140 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu keluar reaktor (T2)} = 50 \text{ }^{\circ}\text{C} = 122 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu pendingin masuk (t1)} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 86 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu pendingin keluar (t2)} = 60 \text{ }^{\circ}\text{C} = 140 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 32.77 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Untuk sistem heavy organic-water, $UD = 5-75$ (Tabel 8 p 840, Kern, 1950)

Luas bidang perpindahan panas yang dibutuhkan

$$A = \frac{Q}{Ud \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

$$= 149,1802 \quad \text{ft}^2$$

Menghitung tebal jaket

$$P_{\text{design}} = P_{\text{operasi}} \times 120\% = 17,64 \text{ psig}$$

Bahan jaket pendingin *stainless steel SA-283 grade C*

$$f = 12,650 \text{ psi}$$

$$C = 0,0787 \text{ in}$$

$$r = 53 \text{ in}$$

$$P = 17,64 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$t = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P} + C$$

$$t_{\text{min}} = 0,20 \text{ in}$$

$$t_{\text{shell standar}} = 5/16 \text{ in} = 0,31 \text{ in}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t$$

$$= 88,63 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 (Brownell, 1959) untuk OD standar maka diambil OD terdekat yaitu :

$$\text{OD} = 90 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi dari tabel 5.7 (Brownell, 1959) didapat :} \quad \text{icr} = 5,5 \text{ in}$$

$$\text{rc} = 90 \text{ in}$$

$$\text{ID} = \text{OD} - 2t$$

$$= 89,38 \text{ in} = 2,27 \text{ m} = 7,45 \text{ ft}$$

Menghitung ukuran jaket pendingin

Jarak antara dinding luar tangki dan dinding bagian dalam jaket (jw)

diambil = 2 in

$$\begin{aligned} \text{ID (diameter dalam jaket)} &= \text{ODtangki} + 2 \cdot \text{jw} \\ &= 88 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung tebal dinding jaket

$$P_{\text{design}} = P_{\text{operasi}} \times 120\% = 17,64 \text{ psig}$$

Bahan jaket pendingin *stainless steel SA-283 grade C*

$$f = 12,650 \text{ psi}$$

$$C = 0,0787 \text{ in}$$

$$r = 53 \text{ in}$$

$$P = 17,64 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$t = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P} + C$$

$$t_{\text{min}} = 0,20 \text{ in}$$

$$t_{\text{shell standar}} = 5/16 \text{ in} = 0,31 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2t \\ &= 88,63 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 (Brownell, 1959) untuk OD standar maka diambil OD terdekat yaitu :

$$OD = 90 \text{ in}$$

Standarisasi dari tabel 5.7 (Brownell, 1959) didapat : $icr = 5.5 \text{ in}$

$$rc = 90 \text{ in}$$

$$ID = OD - 2t$$

$$= 89.38 \text{ in} = 2.27 \text{ m} = 7.45 \text{ ft}$$

Menentukan tebal head dan bottom

Konstruksi head : *Stainless steel SA-283 Grade C*

Bentuk head : *elliptical dished head (ellipsoidal)*

Tebal head dihitung dengan persamaan :

$$t_h = \frac{P.D}{2.f.E - 0.2.P} + C$$

Dengan :

$$P = 17.64 \text{ psi}$$

$$D = 90 \text{ in}$$

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$E = 0.85$$

$$C = 0.125 \text{ in}$$

$$\text{Didapat } t_h = 0.20 \text{ in}$$

$$t_{\text{bottom standar}} = 5/16 \text{ in} = 0.31 \text{ in}$$

Ukuran *bottom* : (Table 5.7 p 90, Brownell &Young)

$$OD = 90 \text{ in}$$

$$icr = 5.5 \text{ in}$$

$$r = 90 \text{ in}$$

$$a = OD_{\text{jaket}} / 2 \\ = 45 \text{ in} = 1.14 \text{ m} = 3.75 \text{ ft}$$

$$AB = a - icr \\ = 39.5 \text{ in} = 1.00 \text{ m} = 3.30 \text{ ft}$$

$$BC = rc - icr \\ = 84.5 \text{ in} = 2.15 \text{ m} = 7.04 \text{ ft}$$

$$AC = \sqrt{(BC^2 - AB^2)} \\ = \sqrt{[(84.5)^2 - (39.5)^2]} \\ = 74.70 \text{ in} = 1.90 \text{ m}$$

$$B = rc - AC \\ = 15.30 \text{ in} = 0.34 \text{ m}$$

S_f (*Straight of Flange*) = 2.25 in (Tabel 5.8, *Brownell and Young*, 1959)

$$\text{Jadi tinggi } bottom \text{ total, } OA = S_f + b + th \\ = 17.75 \text{ in} = 0.45 \text{ m}$$

Volume sebuah *ellipsoidal head* :

$$V_h = 0,000076 (ID^3), \text{ dengan ID dalam in dan } V_h \text{ dalam ft}^3$$

(Pers. 5.14, *Brownell and Young*, 1959)

$$\text{Didapat } V_h = 54.26 \text{ ft}^3 = 1.54 \text{ m}^3$$

Volume sebuah head = Volume head tanpa sf + volumen pada sf

$$V_{\text{head}} = V_h + \frac{1}{4} \pi (ID)^2 (sf)$$

Didapat Vhead = 1.77 m³

Bahan untuk reaktor sama dengan bahan dinding reaktor.

Menentukan luas permukaan transfer panas jaket

Luas permukaan tangki untuk tebal head < 1 in :

$$De = OD + \frac{OD}{24} + 2.sf + \frac{2}{3}icr \quad (\text{Pers. 5-12, Brownell and Young, 1959})$$

$$De = 101.92 \text{ in} = 8.50 \text{ ft}$$

$$A_{total} = A_{shell} + (2 \times \text{Atiap head})$$

$$A_{total} = (\pi \times D \times H) + (2 \times (\pi/4 De^2))$$

$$A_{total} = 53930.57 \text{ in}^2 = 34.80 \text{ m}^2 = 374.52 \text{ ft}^2$$

Menghitung Koefisien Perpindahan Panas antara Reaktor dan Jaket

$$\frac{hi \cdot Di}{k} = 0,36 \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$\text{dengan } \mu = \mu_w, \text{ sehingga } \frac{\mu}{\mu_w} = 1$$

(Pers. 20.1, Kern, 1965)

Dimana :

Di = Diameter reaktor (ID shell) 2.9861 ft

hi = koefisien perpindahan panas

$\rho =$	densitas campuran	56.4005	lb/ft ³
$C_p =$	kapasitas panas larutan	29.7098	Btu/Lbm.F
$L =$	Diameter pengaduk	11.9444	ft
$N =$	Kecepatan rotasi pengaduk	5164.18264	rph
$k =$	Konduktivitas panas larutan	0.057615052	Btu/h.ft.F
$\mu =$	Viskositas larutan	13.81825778	lb/ft.hr

Sehingga : $hi = 4795.896912 \text{ Btu/hr.ft}^2.F$

Menghitung hi_o

$$hi_o = hi \frac{ID}{OD} \quad (\text{Pers. 6.5, Kern, 1965})$$

Dimana : ID = Diameter dalam reaktor = 9.02 ft

OD = Diameter luar reaktor = 9.07 ft

Sehingga : $hi_o = 4773 \text{ Btu/jam ft}^2.F$

Menghitung ho

Diketahui :

μ 1.6912 lb/ ft.jam

ρ 63.4349 lb/ ft³

C_p 0.9984 btu/ lb. ft

k 0.6372 btu/h. ft. F

$$Gt = W/A = 4468.77 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$v = Gt/\rho = 71.58 \text{ ft/jam} = 0.0061 \text{ m/s} = 0.02 \text{ ft/s}$$

Jadi kecepatan pendingin yang digunakan masih dalam batasan.

$$Re = \frac{ID \cdot Gt}{\mu}$$

$$Re = 75343.32$$

Dengan nilai Re tersebut, dari fig. 24 (*Kern, 1950*) diperoleh $j_H = 250$

$$h_o = j_H \frac{k}{De} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$h_o = 16734.5472 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

Menghitung Clean Overall Coefficient (U_c) dan Design Overall Coefficient (U_D)

$$U_c = \frac{h_i h_o}{h_i + h_o} \quad (\text{Pers. 6.38, Kern, 1965})$$

$$= 3714.289991 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

Dari tabel 12, hal. 845 (*Kern, 1950*) : Fouling factor (R_d) = 0,003

$$R_d = \frac{1}{U_D} - \frac{1}{U_c} \quad (\text{Pers. 6.12, Kern, 1965})$$

Didapat harga $U_D = 305.8823 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$

$$h_d = \frac{1}{R_d}$$

$$h_d = 333.333$$

Menghitung tebal Isolator

Dari fig. 11.42 Perry, 1984 untuk range suhu 0 °F- 300 °F digunakan isolasi *polyisocyanurate*

Pertimbangan lain digunakannya isolasi *polyisocyanurate*.

1. Bahan ini dapat digunakan untuk range suhu 0° - 900° F.
2. Thermal conductivity relatif tetap pada suhu 0° - 900° F.
3. Mudah didapat

Diinginkan suhu dinding isolasi = 50°C = 122°F

Data-data fisis :

	k isolasi	= 0.0125 Btu/ft ² .jam.°F
	T _s	= 50 °C = 122 °F
	T _{udara}	= 30 °C = 86 °F
	T _f	= (T _s +T _{udara})/2 = 104 °F
	Δt	= T _s - T _f = 18 °F
	β	= 1 / T _f = 1,77E-03/°F
dengan :	T _f	= suhu film, °F
	β	= koefisien muai volume, /°F
Sifat-sifat udara pada T _f		= 104 °F (tabel 3.212, Perry, 1984)
	ρ _f	= 1.12 kg/m ³ = 0.07 lb/ft ³

$$\begin{aligned} \text{cpf} &= 1.06 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} &= 0.25 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \\ \mu_f &= 2\text{E-}05 \text{ Pa.s} &= 0.05 \text{ lb/ft.j} \\ \text{kf} &= 0.03 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} &= 0.02 \text{ Btu/j.lb}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

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

dengan : Gr = bilangan Grashoff

Pr = bilangan Prandtl

Ra = bilangan Rayleigh (Holmann, 1986)

Raf = Gr * Pr

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

Raf : 10E+9 – 10E+12, maka hc = 0.19 (Δt)^{1/3}

Dimana hc adalah koefisien perpindahan panas konveksi

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

$$= Z_r + 2 (b + sf) = 79.01 \text{ in}$$

$$= 2.01 \text{ m}$$

$$= 6.59 \text{ ft}$$

Maka, Gr = 8.67E+09

Cek harga ℓ

$$\frac{35}{\text{Gr}^{1/4}} = 0,1147$$

$$\frac{ID}{L} = 1,2834$$

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

maka asumsi $\ell = L$ dapat digunakan (Holman,1986)

Sehingga:

$$\text{Pr} = 0,74$$

$$\text{Raf} = 6,43\text{E}+09 > 1\text{E}+09$$

Diperoleh :

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

$$hc = 0.5 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{j} \cdot ^\circ\text{F}$$

Perpindahan panas karena radiasi dapat diabaikan karena suhu dinding reaktor kecil

(50 °C)

$$\text{ID} = 89.38 \text{ in} = 7.45 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 90 \text{ in} = 7.5 \text{ ft}$$

$$\text{T1} = 60^\circ\text{C} = 140^\circ\text{F}$$

$$\text{T2} = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$$

Perpindahan panas konveksi :

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

$$= hc \cdot \pi \cdot \text{OD} \cdot L \cdot \Delta t = 1389.38$$

$$= hc \cdot \pi \cdot 2 \cdot L \cdot \Delta t = 370.50$$

$$q \text{ konveksi} = 1389.38 + 370.50 \cdot X \text{ isolasi} \quad \dots\dots\dots(1)$$

Perpindahan panas konduksi melalui dinding reaktor dan isolasi :

$$q_k = \frac{2\pi(T_1 - t_s)}{\frac{1}{kL} \ln\left(\frac{\text{OD}}{\text{ID}}\right) + \frac{1}{k_b L} \ln\left(\frac{\text{OD} + 2Xis}{\text{OD}}\right)}$$

.....(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:

$$X \text{ isolasi} = 0.0022 \text{ ft} = 0.07 \text{ cm}$$

$$q \text{ konduksi} = 1390.19 \text{ Btu/jam}$$

$$q \text{ konveksi} = 1390.19 \text{ Btu/jam} \quad \text{Error} = 0,00$$

$$\text{Tebal isolasi agar dinding isolasi } 50^\circ\text{C} = 0,76 \text{ cm}$$

Menghitung Persentase panas yang hilang sesudah dan sebelum diisolasi

Panas yang hilang sesudah dan sebelum di Isolasi

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

$$T_{udara} = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$T_f = (T_s + T_{udara})/2 = 113^\circ\text{F}$$

$$\delta f = T_s - T_f = 27^\circ\text{F}$$

$$\beta = 1 / T_f = 8.85\text{E-}03/^\circ\text{F}$$

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

$$\beta = \text{koefisien muai volume, } /^\circ\text{F}$$

Sifat-sifat udara pada $T_f = 363 \text{ K}$ (tabel 3.212, *Perry*, 1984)

$$\begin{aligned} \rho_f &= 1.07 \text{ kg/m}^3 &= 0.07 \text{ lb/ft}^3 \\ c_{pf} &= 1.01 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} &= 0.24 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \\ \mu_f &= 2\text{E-}05 \text{ Pa.s} &= 0.05 \text{ lb/ft.j} \\ k_f &= 0.03 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} &= 0.02 \text{ Btu/j.lb}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

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

dengan : Gr = bilangan Grashoff

Pr = bilangan Prandtl

Ra = bilangan Rayleigh (Holmann, 1986)

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

Bila Raf : $10 \times 10^4 - 1 \times 10^9$, maka $hc = 0.29 (\Delta t/2)0.25$

Raf : $1 \times 10^9 - 1 \times 10^{12}$, maka $hc = 0.19 (\Delta t)1/3$

Dimana hc adalah koefisien perpindahan panas konveksi

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

$$= Z_r + 2 (b + sf) = 79.01 \text{ in}$$

$$= 2.01 \text{ m}$$

$$= 6.59 \text{ ft}$$

$$\text{Maka, Gr} = 5.81 \times 10^{10}$$

Cek harga ℓ

$$\frac{35}{Gr^{1/4}} = 0,1147$$

$$\frac{ID}{L} = 1,2834$$

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

maka asumsi $\ell = L$ dapat digunakan (Holman,1986)

Sehingga:

$$\text{Pr} = 0.70$$

$$\text{Raf} = 4.E+10 > 1E+09$$

Diperoleh :

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

$$hc = 0.57 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{j.}^\circ\text{F}$$

Perpindahan panas karena radiasi dapat diabaikan karena suhu dinding reaktor kecil

(50 °C)

Perpindahan panas konveksi :

$$q \text{ konveksi} = hc \times \pi \times (\text{OD} + 2 \times \text{isolasi}) \times L \times \Delta t$$

$$= hc \times \pi \times \text{OD} \times L \times \Delta t = 2385,67$$

Sehingga didapatkan panas yang hilang sebelum dinding reaktor diisolasi sebesar 2385,67 Btu/jam

Jadi, persentase panas yang hilang setelah diisolasi adalah

$$= \frac{1390.20}{2385.67} \times 100\%$$

$$= 58.27\%$$

LAMPIRAN B

REAKSI TRANSESTERIFIKASI

Fungsi : Tempat bereaksinya *Trigliserida* dan methanol dengan katalis

NaOH

Jenis : Reaktor Tangki Alir Berpengaduk (RATB) dengan jaket

pendingin

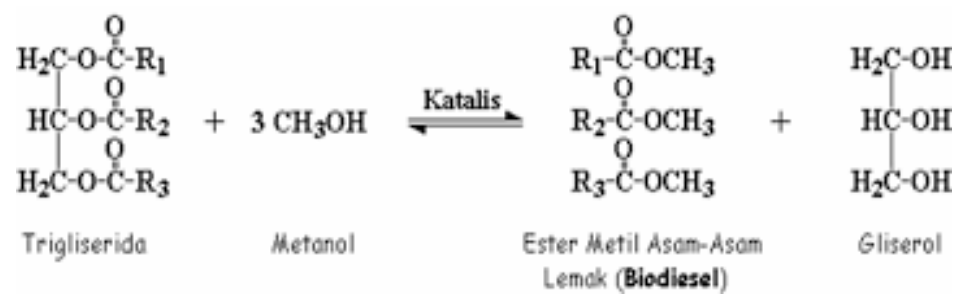
Kondisi Operasi : Isothermal

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

$P = 1 \text{ atm}$

A. Menghitung Kecepatan Volumetris Umpan

Persamaan reaksi :



Diketahui :

Komponen	C, kmol/jam	m, kg/jam	ρ (kg/L)	Fv (L/Jam)
Trigliserida	0,5905	475,9500	0,9180	518,4640
FFA	0,1187	30,3798	0,8496	35,7578
CH ₃ OH	7,6327	244,2468	0,79	308,7823
NaCl	0,6242	36,5182	2,16	16,9066
R-COOCH ₃	35,9137	9.696,7107	0,88	11.018,9895
Gliserol	11,2197	1.032,2091	1,47	699,9926
NaOH	5,6267	225,0695	2,13	105,6665
H ₂ O	20,5922	370,6598	1,00	370,6598
TOTAL	81,6942	12.075,226	8,043	13.058,3125

1. Menghitung Konsentrasi Umpan

Reaktan pembatas pada reaksi transesterifikasi ini adalah RCOOCH₃, maka

RCOOCH₃ adalah senyawa A dan CH₃OH adalah senyawa B.

$$CAo = \frac{\text{mol A}}{\Sigma Fv} = 0,0002 \text{ kmol/L}$$

2. Menghitung Harga Konstanta Kecepatan Reaksi

Asumsi :

- Reaksi Orde I,
- 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.

$$\begin{aligned}
 -r_A &= -\frac{dC_A}{dt} = kC_A \\
 -r_A &= -\frac{dC_{A0}(1-x_A)}{dt} = C_{A0} \frac{dx_A}{dt} \\
 C_{A0} \frac{dx_A}{dt} &= kC_{A0}(1-x_A) \\
 \frac{dx_A}{(1-x_A)} &= C_{A0} \cdot k \cdot dt \\
 \int \frac{dx_A}{(1-x_A)} &= C_{A0} \cdot k \cdot \int_0^t dt \\
 \ln(1-x_A) &= C_{A0} k t \\
 k &= \frac{\ln(1-x_A)}{C_{A0} \cdot t}
 \end{aligned}$$

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

CAo : Konsentrasi reaktan A mula-mula = 0,0002 kmol/L

M : Perbandingan konsentrasi A/B mula = 9

T : Waktu reaksi = 1,70 jam

xA : Konversi reaksi = 0,90%

Maka : k = 0,0883/ min

B. OPTIMASI REAKTOR

1. Menghitung Jumlah Reaktor

Volume untuk 1 reaktor dengan rumus :

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

$$X_1 = X_2 = X_3$$

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

dimana : n = jumlah reaktor

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

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

Volume untuk reaktor paralel dengan rumus :

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

Dengan cara Trial konversi masing-masing reaktor untuk mendapatkan

volume reaktor diperoleh dengan menggunakan excel :

n	V1(l)	V2(l)	V3(l)	V4(l)	V5(l)
1	6.697,0250				
2	1.656.2860	1.656,2860			
3	859,4000	859,4000	859,4000		
4	579,3971	579,3971	579,3971	579,3971	
5	435,4381	435,4381	435,4381	435,4381	435,4381

n	X1	X2	X3	X4	X5
1	0,96				
2	0,35	0,96			
3	0,65	0,82	0,96		
4	0,59	0,74	0,84	0,96	
5	0,56	0,70	0,79	0,86	0,96

2. Menghitung Harga Reaktor

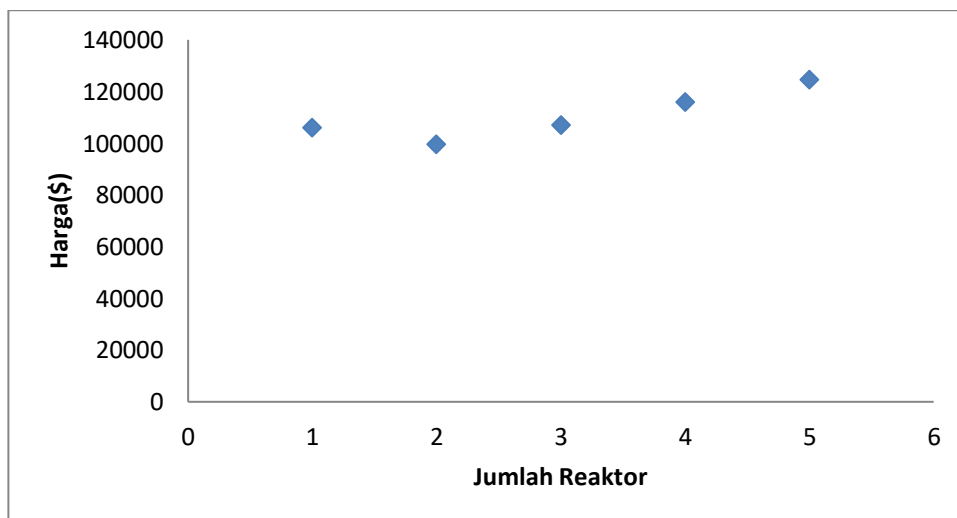
Kondisi Operasi : $T = 60\text{ }^{\circ}\text{C}$

$P = 1\text{ atm}$

Bahan konstruksi reaktor dipilih "*Stainless Steel SA-283 Grade C*"

n	V(l)	Harga(\$)	Harga Total(\$)
1	6.697,0251	106.100	106.100
2	1.656,2859	49.800	99.600
3	859,4000	35.700	107.100
4	579,3967	29.000	116.000
5	435,4381	24.900	124.500

3. Penentuan Jumlah Reaktor dan Harga Optimasi



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 **2 buah** untuk mendapatkan harga perancangan reaktor yang minimum.

C. PERANCANGAN REAKTOR

Volume cairan dalam reaktor

$$\begin{aligned} V \text{ cairan} &= 70,953.7176 \text{ gallons} \\ &= 18,743.9892 \text{ liter} \\ &= 18.7439 \text{ m}^3 \\ &= 661.9377 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Volume reaktor, *overdesign* 20%

$$\begin{aligned} V \text{ reaktor} &= 5941.9657 \text{ gallons} \\ &= 22,492.7870 \text{ liter} \\ &= 22.4928 \text{ m}^3 \\ &= 794.3253 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

1. Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki Reaktor

Dipilih RATB berbentuk silinder tegak dengan perbandingan $D : H = 2 : 3$

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

$$V_{\text{reaktor}} = 794.3253 \text{ ft}^3$$

Maka,

$$D = 7.70 \text{ ft} = 2.3472 \text{ m} = 92.4089 \text{ in}$$

$$H = 15.4015 \text{ ft} = 4.6944 \text{ m} = 184.8179 \text{ in}$$

2. Menentukan Tebal Dinding (*Shell*) Reaktor

Digunakan persamaan:

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E \cdot (0.6)P} + C$$

Dimana :

t_s = tebal dinding *shell*, in

P = tekanan design (Poperasi x 1,2) = 17,64 psi

r_i = jari-jari reaktor = 46,20 in

E = efisiensi sambungan las = 0,85

f = tekanan maksimal yang diizinkan = 12.650 psi

C = korosi yang diizinkan = 0,125 in

Maka, $t_s = 0,20$ in

Digunakan tebal shell standart = 1/4 in (Brownell&Young, table 5.7)
= 0,25 in

IDshell = 92,4089 in

ODshell = IDshell + 2 t_s

= 92,4089 in

ODstandar = 108 in (*Brownell&Young,table 5.7*)

ID = 107,25 in

rc = 108 in

irc = 5,12 in

3. Menentukan Tebal Head

Bahan konstruksi :

Bentuk *head* :

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis

- *Flanged & Standard Dished Head*

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

- *Torispherical Flanged & Dished Head*

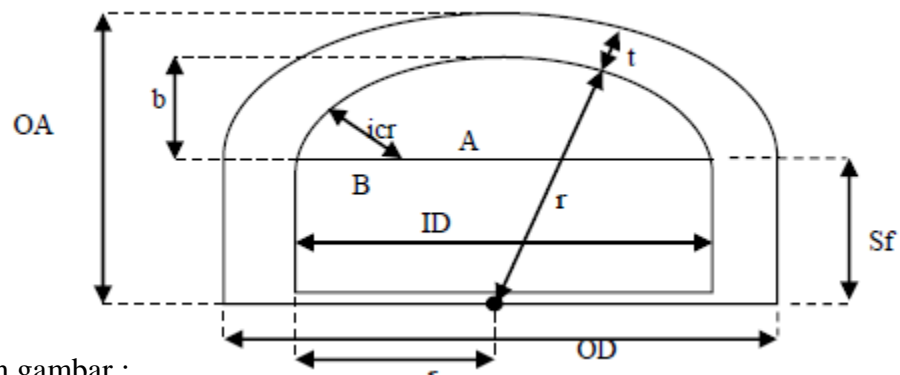
Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis.

- *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 Brownell1959*)



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 : *straigh of flanged*

OA : *tingga head*

Tebal *head* dihitung dengan persamaan berikut :

$$t = \frac{(0.855)P.rc}{f.E-0.1P} + C \quad (\text{Eq.13-12 , P.25Brownell\&Young})$$

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

Maka : t head = 0,2818 in

t head standar = 5/16 in = 0,3125 in

4. Menentukan Ukuran Head

Ukuran *Head* :

$$a = ID/2 = 53,75 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= (53,7500 - 5,1250) \text{ in} \\ &= 48,625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= (108 - 5,1250) \text{ in} \\ &= 102,875 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{(102,875)^2 - (48,625)^2} \\ &= 90,6580 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC \\ &= (108 - 90,6580) \text{ in} \\ &= 17,3419 \text{ in} \end{aligned}$$

$$Sf \text{ (Straight of Flange)} = 2,25 \text{ in (Tabel 5.8, P-93, Brownell \& Young)}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi tinggi head total, OA} &= Sf + b + thead \\ &= 19,9045 \text{ in} \\ &= 0,5055 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Volume head total (V head)} = \text{Volume head (Vh)} + \text{Volume flange (Vsf)}$$

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

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

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} ID^2 sf$$

Jadi volume head total adalah

$$\begin{aligned} V_{head} &= 0,000049 ID^3 + \left(\frac{\pi}{4}\right) ID^2 \cdot sf \\ &= \left[0,000049 \times \left(\frac{107,500}{12 \text{ ft}}\right)^3\right] + \left[\frac{\pi}{4} \times \left(\frac{107,500}{12 \text{ ft}}\right)^2 \times \left(\frac{2,25}{12 \text{ f}}\right)\right] \\ &= 2,0582 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume shell (Vs)} &= \text{Volume design} - 2 \cdot \text{Volume head total} \\ &= (30,1295 - (2 \times 2,0582)) \text{ m}^3 \\ &= 26,0131 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi shell} &= H_s = \frac{4V_s}{\pi ID^2} \\ &= 4,4446 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor} &= \text{Tinggi shell} + (2 \times \text{Tinggi head}) \\ &= 4,4446 \text{ m} + (2 \times 0,5055) \text{ m} \\ &= 5,4558 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi cairan dalam silinder (*shell*)

$$\begin{aligned} ZL &= \frac{4 V_r}{\pi D_i^2} \\ &= 1,2542 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas penampang} &= \pi/4 \times D_i^2 \\
 &= \pi/4 \times (2,7305 \text{ m})^2 \\
 &= 5,8527 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

5. Perancang Pengaduk Reaktor

Tugas pengaduk : untuk mencampur.

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

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

Diketahui :

$$D_t = 2.7305 \text{ m}$$

$$D_t/D_i = 3$$

$$D_i = D_t/3 = 0.91 \text{ m}$$

$$Z_i/D_i = 1.3 \rightarrow Z_i = 1.3 \times 0.91 \text{ m} = 0.7 \text{ m}$$

$$W/D_i = 0.17 \rightarrow W = 0.17 \times 0.91 \text{ m} = 0.154 \text{ m}$$

$$L/D_i = 0.25 \rightarrow L = 0.25 \times 0.91 \text{ m} = 0.23 \text{ m}$$

Ringkasan Ukuran Reaktor

- Diameter dalam reaktor (Dt) = 2.73 m
- Tinggi reaktor (ZR) = 5.4558 m
- Jarak pengaduk dari dasar (Zi) = 0.7 m
- Diameter pengaduk (Di) = 0.91 m
- Lebar pengaduk (L) = 0.23 m
- Lebar *buffle* (W) = 0.15 m
- Tinggi cairan dalam silinder (ZL) = 1.2542 m

6. Menghitung Kecepatan Pengaduk Dalam Reaktor

$$\frac{WELH}{2d_i} = \left[\frac{H D_i N}{600} \right]^2 \quad (\text{Eq. 8-8, P-345, HF. Rase})$$

Dimana :

WELH : *Water Equipment Liquid Height*

Di : Diameter pengaduk (ft)

N : Kecepatan putaran pengaduk (rpm)

H : Tinggi pengaduk (ft)

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

$$= 1,2542 \text{ m} \times \left(\frac{0,91}{1} \right)$$

$$= 1,1575 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 N &= \frac{600}{\pi D_i} \sqrt{\frac{WELH}{2D_i}} \\
 &= \frac{600}{\pi \times 0,91 \text{ m}} \sqrt{\frac{1,1575 \text{ m}}{2 \times 0,91 \text{ m}}} \\
 &= 51,0272 \text{ rpm} \\
 &= 0,85 \text{ rps}
 \end{aligned}$$

Kecepatan pengaduk (N) standar yang digunakan adalah 100 rpm (*P-288, Wallas*)

7. Menghitung Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= \frac{N \times D_i^2 \times \rho}{\mu} \\
 &= 4.342.1715
 \end{aligned}$$

karena $N_{re} > 2100$ maka alirannya *turbulen*

Dengan mempergunakan kurva 1 fig 477 Brown 1950 diperoleh $N_p = 3,5$

8. Menghitung Power

$$P_a = 9,34 \text{ HP}$$

Jika Effisiensi Pengaduk 80%

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

$$= \frac{9,34}{80\%}$$

$$= 11,6754 \text{ Hp}$$

Digunakan Hp standar = 12.00 HP (standar NEMA)

D. Menghitung Neraca Panas Reaktor

$$\Delta H_R^0 = (\sum n_i \cdot \Delta H_f^0)_{Produk} - (\sum n_i \cdot \Delta H_f^0)_{Reaktan}$$

Komponen	ΔH_f (Kj/Mol)
Trigliserida	1.833,75
RCOOCH3	633,764
CH3OH	201,17
Gliserol	582,8

$$\Delta H_R^0 = -169.061.4487 \text{ kJ/jam}$$

Panas umpan masuk reaktor

Komponen	Massa kg/jam	Mol (Kmol/Jam)	Cp (KJ/(Kmol.K))	ΔH (kj/(Jam.K))
H2O	103,5646	5,7536	75,0917	432,0469
Trigliserida	9.518,9996	11,8102	200,8614	2.372,2077
FFA	30,3798	0,1187	110,7294	13,1404
RCOOCH3	608,7824	2,2547	112,9058	254,5743
TOTAL				3071,9693

Komponen	Massa Kg/jam	Mol (Kmol/Jam)	Cp (KJ/(Kmol.K))	ΔH (Kj/(Jam.K))
CH3OH	4501.3910	140.6685	83.3239	11721.0509
NaOH	225.0695	5.6267	67.0180	377.0931
TOTAL				12098.1439

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 = 3.071.9693 + 12.098.1439 = 15.170.1132 \text{ kJ/jam}$$

Panas produk hasil reactor

Komponen	Massa Kg/jam	Kmol	Cp (KJ/(Kmol.K))	ΔH (Kj/(Jam.K))
RCOOCH3	9.696,7107	35,9137	112,9058	4.054,8701
H2O	243,6829	13,5379	75,0917	1.016,5871
NaOH	225,0695	5,6267	67,0180	377,0931
CH3OH	244,2468	7,6327	83,3239	635,9876
Trigliserida	475,9500	0,5905	200,8614	118,6104
FFA	30,3798	0,1187	110,7294	13,1404
Gliserol	1.032,20914	11,2197	266,3159	2.987,9756
TOTAL				9.204,2642

$$\Delta H_3 = 9.204,2642 \text{ kJ/jam}$$

$$Q = \Delta H_R + \Delta H_3 - (\Delta H_1 + \Delta H_2)$$

$$Q = -163.095,5998 \text{ kJ/jam}$$

Kebutuhan air pendingin

$$\text{Suhu air pendingin masuk} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Suhu air pendingin keluar} = 50 \text{ }^\circ\text{C} = 122 \text{ }^\circ\text{F} = 323 \text{ K}$$

$$\Delta T = 20 \text{ }^\circ\text{C} = 68 \text{ }^\circ\text{F} = 293 \text{ K}$$

$$T \text{ rata-rata} = 40 \text{ }^\circ\text{C} = 104 \text{ }^\circ\text{F} = 313 \text{ K}$$

Sifat fisis air pada 104 °F :

$$C_p = 0,018 \text{ kcal/kmol.K} \quad (\text{Mc.Cabe appendix 15, p.1085})$$

$$\rho = 992,215 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Perry})$$

$$Wt = \frac{Q}{C_p \cdot \Delta T}$$

$$W = 3.172,39 \text{ kmol/jam} = 57.153,73 \text{ kg/jam} = 15,88 \text{ kg/detik}$$

E. Perancangan Jaket Pendingin

Menghitung luas transfer panas



$$\text{Suhu masuk reaktor (T1)} = 60 \text{ } ^\circ\text{C} = 140 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu keluar reaktor (T2)} = 60 \text{ } ^\circ\text{C} = 140 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu pendingin masuk (t1)} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu pendingin keluar (t2)} = 50 \text{ } ^\circ\text{C} = 122 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 32,77 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Untuk sistem heavy organic-water, $UD = 5-75$

(Tabel 8 p 840, *Kern*, 1950)

Dipilih harga $UD = 75 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{oF}$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

$$A = 26,97 \text{ m}^2$$

Menghitung ukuran jaket pendingin

Jarak antara dinding luar tangki dan dinding bagian dalam jaket (jw)

diambil = 2 in

$$\begin{aligned} \text{ID (diameter dalam jaket)} &= \text{ODtangki} + 2 \cdot \text{jw} \\ &= 112 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung tebal dinding jaket

$$P_{\text{design}} = P_{\text{operasi}} \times 120\% = 17,64 \text{ psig}$$

Bahan jaket pendingin *stainless steel SA-283 grade C*

$$f = 12,650 \text{ psi}$$

$$C = 0,0787 \text{ in}$$

$$r = 56 \text{ in}$$

$$P = 17,64 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$t = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P} + C$$

$$t_{\text{min}} = 0,22 \text{ in}$$

$$t_{\text{shell standar}} = 3/8 \text{ in} = 0,375 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2t \\ &= 112,75 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 (Brownell, 1959) untuk OD standar maka diambil OD terdekat yaitu :

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

$$\text{Standarisasi dari tabel 5.7 (Brownell, 1959) didapat :} \quad icr = 6,88 \text{ in}$$

$$rc = 108 \text{ in}$$

$$ID = OD - 2t$$

$$= 113,25 \text{ in} = 2,88 \text{ m} = 9,44 \text{ ft}$$

Menentukan tebal head dan bottom

Konstruksi head : *Stainless steel SA-283 Grade C*

Bentuk head : *elliptical dished head (ellipsoidal)*

Tebal head dihitung dengan persamaan :

$$t_h = \frac{P.D}{2.f.E - 0,2.P} + C$$

Dengan :

$$P = 17.64 \text{ psi}$$

$$D = 114 \text{ in}$$

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

$$E = 0.85$$

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

$$\text{Didapat } t_h = 0,22 \text{ in}$$

$$t \text{ bottom standar} = 3/8 \text{ in} = 0,375 \text{ in}$$

Ukuran *bottom* : (Table 5.7 p 90, Brownell &Young)

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

$$icr = 6,88 \text{ in}$$

$$r = 108 \text{ in}$$

$$a = OD_{\text{jaket}} / 2 \\ = 57 \text{ in} = 1,45 \text{ m} = 4,75 \text{ ft}$$

$$AB = a - icr \\ = 50,12 \text{ in} = 1,27 \text{ m} = 4,18 \text{ ft}$$

$$BC = rc - icr \\ = 101,12 \text{ in} = 2,57 \text{ m} = 8,43 \text{ ft}$$

$$AC = \sqrt{(BC^2 - AB^2)} \\ = 87,83 \text{ in} = 2,23 \text{ m}$$

$$B = rc - AC \\ = 20,17 \text{ in} = 0,51 \text{ m}$$

Sf (*Straight of Flange*) = 2.25 in (Tabel 5.8, *Brownell and Young*, 1959)

$$\text{Jadi tinggi } bottom \text{ total, } OA = Sf + b + th \\ = 22,64 \text{ in} = 0,57 \text{ m}$$

Volume sebuah *ellipsoidal head* :

$$V_h = 0,000076 (ID^3), \text{ dengan ID dalam in dan } V_h \text{ dalam ft}^3$$

(Pers. 5.14, *Brownell and Young*, 1959)

$$\text{Didapat } V_h = 110,39 \text{ ft}^3 = 3,13 \text{ m}^3$$

Volume sebuah head = Volume head tanpa sf + volumen pada sf

$$V_{\text{head}} = V_h + \frac{1}{4} \pi (ID)^2 (sf)$$

Didapat $V_{head} = 3,50 \text{ m}^3$

Bahan untuk reaktor sama dengan bahan dinding reaktor.

Menentukan luas permukaan transfer panas jaket

Luas permukaan tangki untuk tebal head < 1 in :

$$De = OD + \frac{OD}{24} + 2 \cdot sf + \frac{2}{3} icr \quad (\text{Pers. 5-12, Brownell and Young, 1959})$$

$$De = 127,83 \text{ in} = 10,65 \text{ ft}$$

$$A_{total} = A_{shell} + (2 \times A_{tiap \text{ head}})$$

$$A_{total} = (\pi \times D \times H) + (2 \times (\pi/4 De^2))$$

$$A_{total} = 86.064,34 \text{ in}^2 = 55,52 \text{ m}^2 = 397,67 \text{ ft}^2$$

Menghitung Koefisien Perpindahan Panas antara Reaktor dan Jaket

$$\frac{hi \cdot Di}{k} = 0,36 \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$\text{dengan } \mu = \mu_w, \text{ sehingga } \frac{\mu}{\mu_w} = 1 \quad (\text{Pers. 20.1, Kern, 1965})$$

Dimana :

Di = Diameter reaktor (ID shell) = 8,94 ft

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

- ρ = densitas campuran = 56,67 lb/ft³
 C_p = kapasitas panas larutan, = 0,54 Btu/lb.°F
 L = Diameter pengaduk = 0,74 ft
 N = Kecepatan rotasi pengaduk = 8.791,89 rph
 k = Konduktivitas panas larutan = 0,29 Btu/jam ft²
 μ = Viskositas larutan = 8,65 lb/ft jam

Sehingga : $h_i = 29,48$ Btu/jam ft².°F

Menghitung h_{i_0}

$$h_{i_0} = h_i \frac{ID}{OD} \quad (\text{Pers. 6.5, Kern, 1965})$$

- Dimana : ID = Diameter dalam reaktor = 8,94 in
 OD = Diameter luar reaktor = 9,44 in

Sehingga : $h_{i_0} = 27,92$ Btu/jam ft².F

Menghitung h_o

- Diketahui : ρ_{air} = 1.000 kg/m³ = 2,43 lb/ft³
 M_{air} = 0,1826 cP = 0,4418 lb/ft.jam
 k_{air} = 4,7468 btu/hr.ft².°F
 $c_{p_{air}}$ = 0,00103 btu/lb.oF

$$G_t = W/A = 210,82 \text{ lb/ft}^2.\text{jam}$$

$$v = G_t/\rho = 3,40 \text{ ft/jam} = 0,0003 \text{ m/s} = 0,0009 \text{ ft/s}$$

Jadi kecepatan pendingin yang digunakan masih dalam batasan.

$$Re = \frac{ID \cdot Gt}{\mu}$$

$$Re = 4.503,98$$

Dengan nilai Re tersebut, dari fig. 24 (*Kern, 1950*) diperoleh $j_H = 80$

$$h_o = j_H \frac{k}{De} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$h_o = 293,2514 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

Menghitung Clean Overall Coefficient (U_c) dan Design Overall Coefficient (U_D)

$$U_c = \frac{h_i h_o}{h_i + h_o} \quad (\text{Pers. 6.38, Kern, 1965})$$

$$= 124,5830 \text{ Btu/ ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

Dari tabel 12, hal. 845 (*Kern, 1950*) : Fouling factor (R_d) = 0,003

$$R_d = \frac{1}{U_D} - \frac{1}{U_c} \quad (\text{Pers. 6.12, Kern, 1965})$$

Didapat harga $U_D = 1,16 \text{ Btu/ ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$

$$h_d = \frac{1}{R_d}$$

$$h_d = 333,333$$

$$U_D = \frac{U_c \cdot h_d}{U_c + h_d}$$

Didapat harga $U_D = 90,6883 \text{ Btu/ ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$

Menghitung tebal Isolator

Dari fig. 11.42 Perry, 1984 untuk range suhu 0 °F- 300 °F digunakan isolasi *polyisocyanurate*

Pertimbangan lain digunakannya isolasi *polyisocyanurate*.

1. Bahan ini dapat digunakan untuk range suhu 0° - 900° F.
2. Thermal conductivity relatif tetap pada suhu 0° - 900° F.
3. Mudah didapat

Diinginkan suhu dinding isolasi = 50°C = 122°F

Data-data fisis :

k isolasi	= 0,0125 Btu/ft ² .jam.°F
Ts	= 50 °C = 122 °F
Tudara	= 30 °C = 86 °F
Tf	= (Ts+Tud)/2 = 104 °F
δf	= Ts - Tf = 18 °F
β	= 1 / Tf = 1,77E-03/°F

dengan :	Tf	= suhu film, °F
	β	= koefisien muai volume, /°F

Sifat-sifat udara pada Tf = 104 °F (tabel 3.212, Perry, 1984)

ρf	= 1,12 kg/m ³	= 0,07 lb/ft ³
cpf	= 1.06 kJ/kg°C	= 0.25 Btu/lb°F
μf	= 2E-05 Pa.s	= 0,05 lb/ft.j
kf	= 0,03 kJ/kg°C	= 0,02 Btu/j.lb°F

$$Gr = \frac{\ell^3 \cdot \rho_f^2 \cdot \beta \cdot g_c \cdot \Delta \Delta}{\mu_f^2}$$

$$Pr = \frac{Cp_f \cdot \mu_f}{kf}$$

dengan : Gr = bilangan Grashoff

Pr = bilangan Prandtl

Ra = bilangan Rayleigh (Holmann, 1986)

Raf = Gr x Pr

Bila Raf : $10 \times 10^4 - 10 \times 10^9$, maka $hc = 0,29 (\Delta t/2)0.25$

Raf : $10 \times 10^9 - 10 \times 10^{12}$, maka $hc = 0,19 (\Delta t)1/3$

Dimana hc adalah koefisien perpindahan panas konveksi

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

$$= Zr + 2 (b + sf) = 79,01 \text{ in}$$

$$= 2,01 \text{ m}$$

$$= 6,59 \text{ ft}$$

Maka, Gr = $8,67 \times 10^9$

Cek harga ℓ

$$\frac{35}{Gr^{1/4}} = 0,1147$$

$$\frac{ID}{L} = 1,2834$$

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

maka asumsi $\ell = L$ dapat digunakan (Holman,1986)

Sehingga:

$$Pr = 0,74$$

$$Raf = 6,43 \times 10^9 > 1 \times 10^9$$

Diperoleh :

$$hc = 0,19 (\Delta t)^{1/3}$$

$$hc = 0,5 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{j} \cdot ^\circ\text{F}$$

Perpindahan panas karena radiasi dapat diabaikan karena suhu dinding reaktor kecil

(50 °C)

$$ID = 113,25 \text{ in} = 9,44 \text{ ft}$$

$$OD = 114 \text{ in} = 9,5 \text{ ft}$$

$$T1 = 60^\circ\text{C} = 140^\circ\text{F}$$

$$T2 = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$$

Perpindahan panas konveksi :

$$q \text{ konveksi} = hc \times \pi \times (OD+2 \times \text{isolasi}) \times L \times \Delta t$$

$$= hc \times \pi \times OD \times L \times \Delta t = 1.759,88$$

$$= hc \times \pi \times 2 \times L \times \Delta t = 370,50$$

$$q \text{ konveksi} = 1.759,88 + 370,50 \times \text{isolasi} \dots\dots\dots(1)$$

Perpindahan panas konduksi melalui dinding reaktor dan isolasi :

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

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:

$$X \text{ isolasi} = 0,0028 \text{ ft} = 0,09 \text{ cm}$$

$$q \text{ konduksi} = 1.769,93 \text{ Btu/jam}$$

$$q \text{ konveksi} = 1.769,93 \text{ Btu/jam} \quad \text{Error} = 0,00$$

$$\text{Tebal isolasi agar dinding isolasi } 50^\circ\text{C} = 0,09 \text{ cm}$$

Menghitung Persentase panas yang hilang sesudah dan sebelum diisolasi

Panas yang hilang sesudah dan sebelum di Isolasi

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

$$T_{udara} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_f = (T_s + T_{udara})/2 = 113 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\delta f = T_s - T_f = 27 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\beta = 1 / T_f = 8.85\text{E-}03/\text{ }^\circ\text{F}$$

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

β = koefisien muai volume, $/^\circ\text{F}$

Sifat-sifat udara pada $T_f = 363 \text{ K}$ (tabel 3.212, *Perry*, 1984)

$$\begin{aligned} \rho_f &= 1,07 \text{ kg/m}^3 &= 0,07 \text{ lb/ft}^3 \\ c_{pf} &= 1,01 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} &= 0,24 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \\ \mu_f &= 2\text{E-}05 \text{ Pa}\cdot\text{s} &= 0,05 \text{ lb/ft}\cdot\text{j} \\ k_f &= 0.03 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} &= 0.02 \text{ Btu/j}\cdot\text{lb}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

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

dengan : Gr = bilangan Grashoff

Pr = bilangan Prandtl

Ra = bilangan Rayleigh (Holmann, 1986)

Raf = Gr * Pr

Bila Raf : $10 \times 10^4 - 10 \times 10^9$, maka $h_c = 0,29 (\Delta t/2)^{0,25}$

Raf : $10 \times 10^9 - 10 \times 10^{12}$, 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

$$= Z_r + 2 (b + sf) = 79,01 \text{ in}$$

$$= 2,01 \text{ m}$$

$$= 6,59 \text{ ft}$$

$$\text{Maka, Gr} = 5,81 \times 10^{10}$$

Cek harga ℓ

$$\frac{35}{Gr^{1/4}} = 0,1147$$

$$\frac{ID}{L} = 1,2834$$

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

maka asumsi $\ell = L$ dapat digunakan (Holman,1986)

Sehingga:

$$Pr = 0.70$$

$$Raf = 4.E+10 > 1E+09$$

Diperoleh :

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

$$hc = 0.57 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{j} \cdot ^\circ\text{F}$$

Perpindahan panas karena radiasi dapat diabaikan karena suhu dinding reaktor kecil

(50 °C)

Perpindahan panas konveksi :

$$q \text{ konveksi} = hc \times \pi \times (\text{OD} + 2 \times \text{isolasi}) \times L \times \Delta t$$

$$= hc \times \pi \times \text{OD} \times L \times \Delta t = 3.021,84$$

Sehingga didapatkan panas yang hilang sebelum dinding reaktor diisolasi

sebesar 3.021,84 Btu/jam

Jadi, persentase panas yang hilang setelah diisolasi adalah

$$= \frac{1769.93}{3021.84} \times 100\%$$

$$= 58.73\%$$