LAMPIRAN

LAMPIRAN A

REAKTOR

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

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara *epichlorohydrin* dengan larutan *Sodium carbonate* menjadi Gliserol

Kondisi operasi : Suhu : 150 ^oC

Tekanan : 100 psi

Reaksi : Eksotermis

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor :

$$2\ C_3H_5OCl + Na_2CO_3 + 3\ H_2O \longrightarrow 2\ C_3H_8O_3 + 2\ NaCl + CO_2$$

Reaksi di atas adalah reaksi hidrolisis *epichlorohydrin* oleh alkali berupa *sodium carbonate* yang menghasilkan produk utama berupa gliserol dan produk samping yaitu natrium klorida dan karbon dioksida dengan konversi 0,97.

A. KONDISI UMPAN MASUK REAKTOR

Komponen	Jumlah (kg/jam)	BM	Kmol/jam	ρ (kg/L)	Liter/jam
C_3H_5OCl	2.023,2357	92,5	21,8724	1,174	1.723,3695
Na_2CO_3	1.262,4335	106	11,9097	2,54	497,0210
H_2O	5.943,8465	18,02	329,8472	1,027	5.787,5817
	9.229,5157			**Fv =**	8.007,9723

1. **Menghitung konsentrasi umpan**

Reaktan pembatas pada reaksi ini adalah *epichlorohydrin* (C_3H_5OCl) maka C_3H_5OCl adalah senyawa A dan Na_2CO_3 adalah senyawa B.

$$C_{A_0} = \frac{mol\ A}{\sum Fv} = \frac{21,8724\ kmol/jam}{8.007,9723\ liter/jam} = 0,002734\ kmol/liter$$

$$C_{B_0} = \frac{mol\ B}{\sum Fv} = \frac{11,9097\ kmol/jam}{8.007,9723\ liter/jam} = 0,001504\ kmol/liter$$

2. **Menentukan konstanta kecepatan reaksi**

Reaksi dapat ditulis sebagai berikut :

$$2\ A + B + 3\ C \longrightarrow 2\ D + 2\ E + F$$

Dengan	A : C_3H_5OCl	D : $C_3H_8O_3$
	B : Na_2CO_3	E : $NaCl$
	C : H_2O	F : CO_2

Karena konsentrasi umpan C (C_{C0}) sangat besar dibandingkan konsentrasi A dan B {C_{C0} >>> C_{A0},C_{B0}} maka dapat diabaikan.

	2 A	+	B	+ 3 C ⟶ 2 D + 2 E + F
Mula-mula	C_{A0}		C_{B0}	
Bereaksi	$C_{A0}.X_A$		$1/2C_{A0}.X_A$	
Sisa	C_A		C_B	

Maka : $C_A = C_{A0} - C_{A0}.X_A$

$C_B = C_{B0} - (1/2\,C_{A0}.X_A)$

Setelah dilakukan perhitungan *trial and error* dari data jurnal (U.S. Patent 2.810.768) didapat bahwa persamaan reaksi mengikuti persamaan reaksi orde 2, maka :

$$-r_A = -\frac{dC_A}{dt} = -\frac{dC_B}{dt} = kC_AC_B$$

Sehingga didapat harga k = 739,1745 L/kmol.menit

B. OPTIMASI REAKTOR

1. Menghitung Volume Reaktor

Untuk menghitung volume satu RATB dapat menggunakan rumus :

Neraca Massa A

R input – R output – R reaksi = Accumulation

$F_{A0} - F_A - (-r_A)\ V = 0$

Dimana :

$F_A = F_{A0} - F_{A0} . X_A$

$F_{A0} = F_V . C_{A0}$

$(-r_A) = k.C_A.C_B$

Jadi,

$F_{A0} - F_A - (-r_A).V = 0$

$F_{A0} - (F_{A0} - F_{A0} . X_A) - (-r_A).V = 0$

$\cancel{F_{A0}} - \cancel{F_{A0}} + F_{A0} . X_A - (-r_A).V = 0$

$(-r_A).V = F_{A0} . X_A$

$$V = \frac{F_V \times X_A}{-r_A}$$

$$V = \frac{F_V \times X_A}{kC_AC_B}$$

$$V = \frac{F_v \times X_A}{k \times C_{A_0}(1 - X_A) \times (m - \left(\frac{1}{2}(X_A)\right))}$$

sedangkan untuk menghitung volume RATB yang disusun seri digunakan rumus :

$$\tau = \frac{X_{A1}}{kC_{A0}(1-X_{A1})(m-\left(\frac{1}{2}\right)X_{A1})} = \frac{X_{A2}-X_{A1}}{kC_{A0}(1-X_{A2})(m-\left(\frac{1}{2}\right)X_{A2})} = \frac{X_{AN}-X_{AN-1}}{kC_{A0}(1-X_{AN})(m-\left(\frac{1}{2}\right)X_{AN})}$$

Keterangan :

V = Volume reaktor

F_v = Laju alir volumetrik

k = Konstanta reaksi

X_A, X_{A0} = Konversi

$m = \frac{C_{B0}}{C_{A0}}$, rasio mol umpan masuk

a. Menggunakan 1 reaktor

Reaktor 1

$$V = \frac{F_v \times (X_{A1} - X_{A0})}{k \times C_{A_0}(1 - X_{A1}) \times (m - \left(\frac{1}{2}(X_{A1})\right))}$$

Diperoleh :

$X_{A0} = 0$

$X_{A1} = 0,97$

V_1 = 32,82 m^3

b. Menggunakan 2 reaktor

Reaktor 1

$$V = \frac{F_v \times (X_{A1} - X_{A0})}{k \times C_{A_0}(1 - X_{A1}) \times (m - \left(\frac{1}{2}(X_{A1})\right))}$$

Reaktor 2

$$V = \frac{F_v \times (X_{A2} - X_{A1})}{k \times C_{A_0}(1 - X_{A2}) \times (m - \left(\frac{1}{2}(X_{A2})\right))}$$

Diperoleh :

$X_{A0} = 0$

$X_{A1} = 0,86$

$X_{A2} = 0,97$

$V_1 = 7,14 \text{ m}^3$

$V_2 = 7,14 \text{ m}^3$

c. Menggunakan 3 reaktor

Reaktor 1

$$V = \frac{F_v \times (X_{A1} - X_{A0})}{k \times C_{A_0}(1 - X_{A1}) \times (m - \left(\frac{1}{2}(X_{A1})\right))}$$

Reaktor 2

$$V = \frac{F_v \times (X_{A2} - X_{A1})}{k \times C_{A_0}(1 - X_{A2}) \times (m - \left(\frac{1}{2}(X_{A2})\right))}$$

Reaktor 3

$$V = \frac{F_v \times (X_{A3} - X_{A2})}{k \times C_{A_0}(1 - X_{A3}) \times (m - \left(\frac{1}{2}(X_{A3})\right))}$$

Diperoleh :

X_{A0} = 0

X_{A1} = 0,78

X_{A2} = 0,92

X_{A3} = 0,97

V_1 = 4,44 m^3

V_2 = 4,44 m^3

V_3 = 4,44 m^3

2. Menghitung Harga Reaktor

Bahan konstruksi reaktor dipilih *"Carbon Steel SA-283 Grade C",* maka basis harga reaktor pada volume 3000 gallon = \$50.000 (Peters dan Timmerhaus 1990)

$$Eb = Ea \times \left(\frac{Cb}{Ca}\right)^{0,6}$$

Dimana : E_a : Harga reaktor basis

E_b : Harga reaktor perancangan

C_a : Kapasitas reaktor basis

C_b : Kapasitas reaktor perancangan

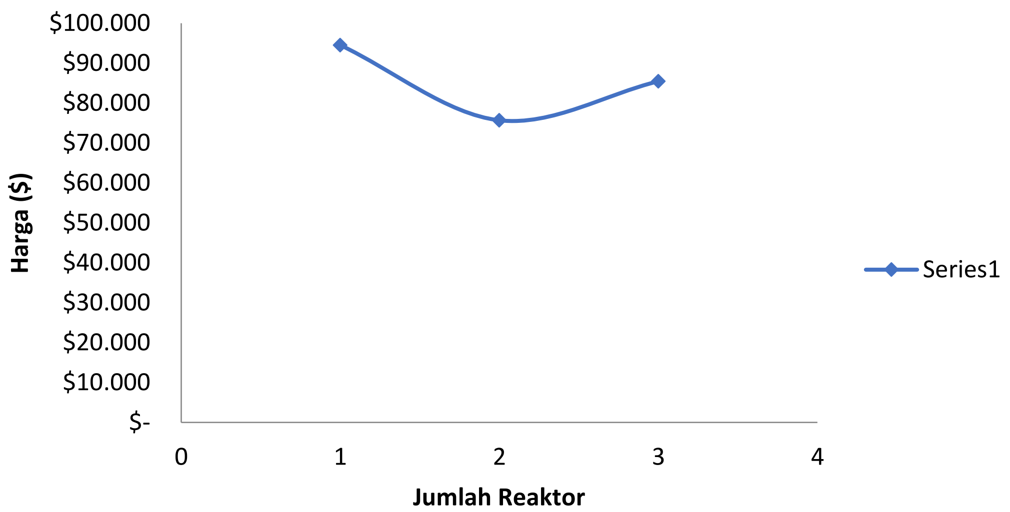
- Untuk 1 buah reaktor

$$Eb = \$50.000 \times \left(\frac{8.670,8861\ gallon}{3000\ gallon}\right)^{0,6}$$

$$Eb = \$94,523$$

N	Volume Reaktor (Liter)	Volume reaktor (Gallon)	Volume Total (Gallon)	Cost/unit $	Cost
1	32822,87619	8670,88606	8670,8861	$ 4.523	$ 94.523
2	7139,418533	1886,03474	3772,0695	$ 37.847	$ 75.693
3	4446,378311	1174,60882	3523,8264	$ 28.486	$ 85.458

3. Penentuan Reaktor yang Optimum



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 = 7.139,4185 liter

= 7,1394 m^3

= 252,1262 ft^3

Volume reaktor, overdesign 20%

Vreaktor = 8.567,3022 liter

= 8,5673 m^3

= 302,5515 ft^3

1. Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki Reaktor

Dipilih RATB berbentuk silinder tegak dengan perbandingan D : H = 1 : 1,5 (Brownell dan Young 1959)

V reaktor = 302,5515 ft^3

V reaktor = V shell + 2V head

V shell = π/4 × D × H

V head = 0,131328 D^3 D = inch ; V = ft^3

V reaktor = π/4 × D^2 × H + 2 × 0,131328 D^3

= π/4 × D^2 × 1,5 D + 1,1775 D^3

= π/4 × 1,5 D^3 + 1,1775 D^3

Maka, D = 6,6120 ft

= 2,0153 m

= 79,3435 in

H = 9,9179 ft

= 3,0230 m

= 119,0153 in

2. Menentukan Tebal Dinding (Shell) Reaktor

Digunakan persamaan :

$$ts = \frac{P \times ri}{f \times E - 0{,}6P} + C$$ (Pers. 13.1 , (Brownell dan Young 1959))

Dimana : ts : Tebal dinding shell, in

P : Tekanan design (Poperasi x 1,2) = 120 psi ri : jari-jari reaktor = 39,6718 in

E : Effisiensi sambungan las = 0,8

F : Tekanan maksimal yang diizinkan = 12.650 psi

C : Korosi yang diizinkan = 0,125 in

Maka : ts = 0,5988 in

Digunakan tebal shell standar = 5/8 in = 0,625 in

ID shell = 79,3435 in

OD shell = ID shell + 2ts

= 80,5935 in

OD standar = 84 in (Tabel 5.7, (Brownell dan Young 1959))

ID = 82,75 in

3. Menentukan Tebal Head

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-283 Grade C

Bentuk head : elliptical dished (ellipsoidal)

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*

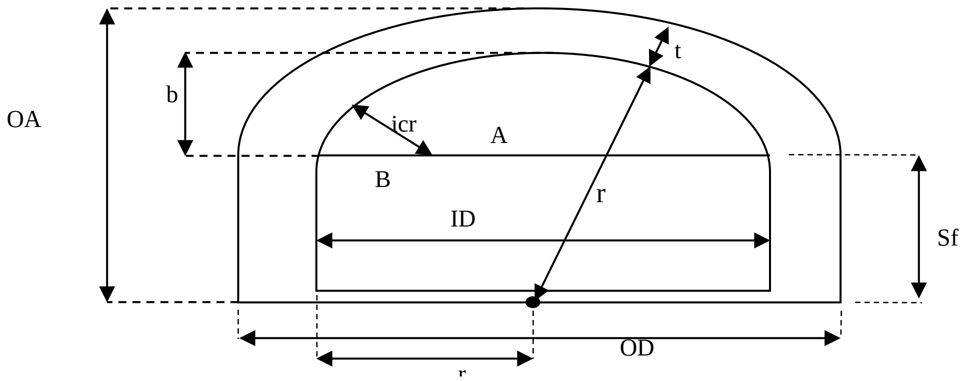
  Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis.

- *Eliptical Dished Head*

Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup ekonomis.

- *Hemispherical Head*

  Digunakan untuk tekanan operasi sangat tinggi, kuat, ukuran yang tersedia terbatas, dan harganya cukup mahal. (*P-87* (Brownell dan Young 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 :

$$t_h = \frac{P.D}{2.f.E - 0{,}2.P} + C$$ (*Pers. 13.12*, (Brownell dan Young 1959))

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

Maka : t head = 0,6162 in

t head standar = 5/8 in = 0,625 in

4. Menentukan Ukuran Head

Ukuran Head :

ID = ID shell = 82,75 in

a = ID/2 = 41,3750 in

AB = a – icr

= 36,2500 in

BC = rc – icr

= 78,8750 in

AC = √BC2 – AB2

= 70,0514 in

b = rc – AC

= 13,9486 in

Sf (Straight of Flange) = 2,75 in (Tabel 5.8, (Brownell dan Young 1959))

Jadi tinggi head total, OA = Sf + b + thead

= 17,3236 in = 0,44002 m

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

Volume sebuah head untuk elliptical dished head adalah :

Vh = $0,000076 \times ID^3$ (Pers. 5.11, (Brownell dan Young 1959))

$$\text{Vsf} = \frac{\pi}{4} ID^2 \cdot Sf$$

Jadi , Volume *head* total adalah :

Vh = 1,4615 m^3

Volume shell (Vs) = Volume design – 2.Volume head total

= 5,6443 m^3

Tinggi shell = $$\text{Hs} = \frac{4\text{Vs}}{\pi \cdot \text{ID}^2}$$

= 1,6276 m

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

= 2,5076 m = 2,6 m

Tinggi cairan total dalam reaktor (shell)

h = hs + b + sf

h = 5,6779 m

Luas permukaan cairan = π/4 x ID^2

= 3,4679 m^2

5. Merancang Pengaduk Reaktor

Komponen	Kmol/jam	Massa (kg/jam)	xi (%)	ρ (kg/L)	xi/ρ	μ (cp)
C_3H_5OCl	2,975	275,142	0,030	1,005	0,030	0,96297
Na_2CO_3	2,581	273,575	0,030	1,327	0,039	14697,21560
H_2O	300,792	5420,273	0,587	0,903	0,530	0,73556
$C_3H_8O_3$	18,898	1740,346	0,189	1,177	0,222	391,11614
NaCl	18,898	1104,417	0,120	1,873	0,224	366,09719
CO_2	9,449	415,763	0,045	0,167	0,008	0,04974
Total	353,593	9229,516	1,000	6,453	1,053	15456,12745

μ = 6,0473 cp

Tugas pengaduk : untuk mencampur hingga homogen.

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

Diketahui :

Dt/Di = 3

Zi/Di = 1

w/Di = 0,17

r = 1/4 Di

Offset 1 = 1/2 Di

Offset 2 = 1/6 w

Dd = 2/3 Di

W/Di = 1/5

Keterangan :

Di	= Diameter impeller, m
Dt	= Diameter tangki, m
Zi	= Tinggi impeller dari dasar tangki, m
w	= Lebar baffle, m
W	= Tebal baffle, m
Dd	= Diameter batang penyangga impeller, m
r	= impeller blade length, m
Offset 1	= Jarak baffle dari dasar tangki, m
Offset 2	= Jarak baffle dari permukaan cairan, m

Jadi dimensi pengaduk adalah

Di	= 0,701 m
Zi	= 0,701 m
w	= 0,119 m
r	= 0,175 m
Offset 1	= 0,350 m
Offset 2	= 0,020 m
Dd	= 0,467 m
W	= 0,140 m
Jumlah buffle	= 4 buah
Panjang buffle	= 1,267 m

6. Menghitung Kecepatan Pengaduk dalam Reaktor

$$\frac{WELH}{2 * D_a} = \left(\frac{H * D_a * N}{600}\right)^2$$

Dimana :

WELH : Water Equipment Liquid Height

Da : Diameter pengaduk (ft)

N : Kecepatan putaran pengaduk (rpm)

H : Tinggi pengaduk (ft)

WELH = 11,612 ft

$$N = \frac{600}{(\pi * D_a)}\sqrt{\left(\frac{WELH}{2 * D_a}\right)}$$

N = 132,052 rpm = 2,201 rps

7. **Menghitung Bilangan Reynold**

$$N'_{\text{Re}} = \frac{N * D_a{}^2 * \rho}{\mu}$$

Re = 1.696,1374

karena Re < 2100 maka alirannya laminer

Dengan mempergunakan kurva 3 fig.8.7 (Rase dan Barrow 1961)

Diperoleh :

Np = 2

8. **Menghitung Power**

$$Pa = Np * \rho * Ni^3 * D_a{}^5$$

Pa = 4,589 hp

Efisiensi = 80%

Power Standar = 5,7359 hp

Standar NEMA = 7,5 hp = 5,59 kwh

D. Menghitung Neraca Panas Reaktor

<u>Reaktor 1 (R-01)</u>

$2\ C_3H_5OCl + Na_2CO_3 + 3\ H_2O \longrightarrow 2\ C_3H_8O_3 + 2\ NaCl + CO_2$

Menghitung panas reaksi (ΔH_R^o)

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

Komponen	n (kmol/jam)	ΔHf 298 K (kj/mol)	ΔH298K (kj/jam)
C_3H_5OCl	18,8983	-148,4	-2804509,551
H_2O	28,3475	-285,8	-8101706,501
Na_2CO_3	9,4492	-1108,51	-10474484,11
			-21380700,16
$C_3H_8O_3$	18,8983	-669,6	-12654309,94
NaCl	18,8983	-385,92	-7293236,699
CO_2	9,4492	-393,5	-3718242,953
			-23665789,6

ΔH_R^o = -2.285.089,437 kJ/jam

Menghitung ΔH_1 yang berasal dari umpan masuk Reaktor

$$\Delta H_1 = m \int_{T_{ref}}^{T} Cp.dT$$

Komponen	BM	massa (kg/jam)	massa (kmol/jam)	∫Cp.dT (kj/mol)	ΔH1 (kj/jam)
C_3H_5OCl	92,5	2023,2357	21,8728	17826,7845	389922,0273
Na_2CO_3	106	1275,1853	12,0301	23692,9761	285027,6960
H_2O	18,02	5931,0946	329,1395	9469,1488	3116671,3201
		9229,5157	363,0424		3791621,0434

ΔH_1 reaktan = 3791621,0434 kJ/jam

Menghitung ΔH_2 yang berasal dari bahan keluar Reaktor

Komponen	BM	massa		∫Cp.dT (kj/mol)	ΔH_2 (kj/jam)
		(kg/jam)	(kmol/jam)		
C_3H_5OCl	92,5	275,14	2,9745	17826,78447	53025,88642
Na_2CO_3	106	274	2,5809	23692,97611	61149,06455
H_2O	18,02	5420,2732	300,7921	9469,1488	2848244,9232
$C_3H_8O_3$	92,09	1740,3456	18,8983	33777,1113	638330,3984
NaCl	58,44	1104,4174	18,8983	10525,5413	198914,9675
CO_2	44	415,7629	9,4492	30629,7752	289425,5296
		9229,5157	353,5933		4089090,7698

ΔH_2 = 4089090,7698 kJ/jam

$Q = \Delta H_1 - \Delta H_R^o - \Delta H_2$

Q = 1.987.619,7103 kj/jam

Kebutuhan Air Pendingin

Suhu air pendingin masuk = 30ºC = 86ºF = 303 K

Suhu air pendingin keluar = 50ºC = 122ºF = 323 K

ΔT = 20ºC = -36ºF = -20 K

T rata-rata = 40ºC = 104ºF = 313 K

Sifat fisis air pada 313 K (40ºC) :

Cp = 17,9777 kcal/kmol.K

ρ = 1.013,7775 kg/m^3

$$Wt = \frac{Q}{Cp.\Delta T}$$

W = 1.320,3406 kmol/jam = 23.792,5369 kg/jam = 6,6090 kg/detik

Reaktor 2 (R-02)

2 C_3H_5OCl + Na_2CO_3 + 3 H_2O ⟶ 2 $C_3H_8O_3$ + 2 NaCl + CO_2

Menghitung panas reaksi ($\Delta H_R{}^o$)

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

Komponen	n (kmol/jam)	ΔH_f 298 K (kj/mol)	ΔH298K (kj/jam)
C_3H_5OCl	2,3183	-148,4	-344038,9763
H_2O	3,4775	-285,8	-993864,6168
Na_2CO_3	1,1592	-1108,51	-1284941,528
			-2622845,121
$C_3H_8O_3$	2,3183	-669,6	-1552348,373
NaCl	2,3183	-385,92	-894686,8041
CO_2	1,1592	-393,5	-456129,8422
			-2903165,019

$\Delta H_R{}^o$ = -280.319,8977 kJ/jam

Menghitung ΔH_1 yang berasal dari umpan masuk Reaktor

$$\Delta H_1 = m \int_{T_{ref}}^{T} Cp.dT$$

Komponen	BM	massa (kg/jam)	massa (kmol/jam)	∫Cp.dT (kj/mol)	ΔH_2 (kj/jam)
C_3H_5OCl	92,5	275,1419	2,9737	17826,7845	53011,5590
Na_2CO_3	106	273,5748	2,5812	23692,9761	61155,6994
H_2O	18,02	5420,2732	300,8589	9469,1488	2848877,3044
$C_3H_8O_3$	92,09	1740,3456	18,8975	33777,1113	638302,6733
NaCl	58,44	1104,4174	18,9041	10525,5413	198976,2539
CO_2	44	415,7629	9,4470	30629,7752	289359,7661
		9229,5157	353,6624		4089683,2559

ΔH_1 reaktan = 4089683,2559 kJ/jam

Menghitung ΔH_2 yang berasal dari bahan keluar Reaktor

Komponen	BM	massa (kg/jam)	massa (kmol/jam)	∫Cp.dT (kj/mol)	ΔH_2 (kj/jam)
C_3H_5OCl	92,5	60,6971	0,6560	17826,7844	11694,5001
Na_2CO_3	106	150,7037	1,4219	23692,9761	33688,7463
H_2O	18,02	5357,6089	297,3806	9469,1488	2815941,19
$C_3H_8O_3$	92,09	1953,8398	21,2157	33777,1112	716605,4903
NaCl	58,44	1239,9001	21,2232	10525,5413	223385,3655
CO_2	44	466,7659	10,6059	30629,7752	324856,5386
		9229,5157	352,5033		4126171,8311

ΔH_2 = 4126171,8311 kJ/jam

$Q = \Delta H_1 - \Delta H_R^o - \Delta H_2$

Q = 243.831,3225 kj/jam

Kebutuhan Air Pendingin

Suhu air pendingin masuk = 30ºC = 86ºF = 303 K

Suhu air pendingin keluar = 50ºC = 122ºF = 323 K

ΔT = 20ºC = -36ºF = -20 K

T rata-rata = 40ºC = 104ºF = 313 K

Sifat fisis air pada 313 K (40ºC) :

Cp = 17,9777 kcal/kmol.K

ρ = 1.013,7775 kg/m^3

$$Wt = \frac{Q}{Cp.\Delta T}$$

W = 161,9728 kmol/jam = 2.918,7504 kg/jam = 0,8108 kg/detik

E. PERANCANGAN JAKET PENDINGIN

<u>Reaktor 1 (R-01)</u>

Menghitung Luas Transfer Panas

Suhu masuk reaktor (T_1)	= 150ºC	= 302ºF
Suhu keluar reaktor (T_2)	= 150ºC	= 302ºF
Suhu pendingin masuk (t_1)	= 30ºC	= 86ºF
Suhu pendingin keluar (t_2)	= 50ºC	= 122ºF

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

ΔT_{LMTD} = 197,4533ºF

untuk sistem medium organic-water kisaran UD = 5-75

((Kern 1965), Tabel 8 page 840)

dipilih harga UD = 75 btu/jam.ft2.ºF

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

A = 127,2110 ft^2 = 11,8183 m^2

Menghitung Ukuran Jaket Pendingin

Jarak antara dinding luar tangki dan dinding bagian dalam jaket (jw) diambil = 2 in

ID (diameter dalam jaket) = OD_{tangki} + 2.jw

= 88 in

Menghitung Tebal Dnding Jaket

$P_{design} = P_{operasi}$ x 120% = 120 psig

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

F = 12650 psi

C = 0,125 in

r = 44,000 in

P = 120 psi

E = 0,8

$$t = \frac{P.ri}{f.E - 0.6P} + C$$

t_{min} = 0,6505 in

t shell standar = 0,75 in

OD = ID + 2t

= 89,5 in

Dari tabel 5.7 (Brownell dan Young 1959) untuk OD standar maka diambil OD terdekat yaitu : OD = 90 in

Standarisasi dari tabel 5.7 (Brownell dan Young 1959) didapat : icr = 5,5 in dan

r_c = 84 in

ID = OD - 2t

= 88,5000 in = 2,2479 m = 7,3750 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 : $t_h = \dfrac{P.D}{2.f.E - 0{,}2.P} + C$

Dengan :

P = 120 psi

D = 90 in

F = 12.650 psi

E = 0,8

C = 0,125 in

Didapat t_h = 0,6592 in

t bottom standar = 3/4 in = 0,75 in

Ukuran *bottom* :

OD = 90 in

a = OD_{jaket} / 2

= 45 in = 1,1430 m = 3,7500 ft

AB = a – icr

= 39,5 in = 1,0033 m = 3,2917 ft

BC = rc – icr

= 78,5 in = 1,9939 m = 6,5417 ft

AC = √(BC2 – AB2)

= 67,8380 in = 1,7231 m

b = rc – AC

= 16,1620 in = 0,4105 m

Sf (Straight of Flange) = 2,5 in (*Tabel 5.8*, (Brownell dan Young 1959))

Jadi tinggi bottom total, OA = Sf + b + th

= 19,4120 in = 0,4931 m

Volume sebuah *ellipsoidal head* :

V_h = 0,000076 (ID^3), dengan ID dalam in dan V_h dalam ft^3

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

Didapat V_h = 52,6797 ft^3 = 1,4917 m^3

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

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

Didapat V_{head} = 1,7436 m^3

Bahan untuk head sama dengan bahan dinding reaktor.

Menentukan luas permukaan transfer panas jaket

Luas permukaan tangki untuk tebal head < 1 in :

$$De = OD + \frac{OD}{42} + 2.sf + \frac{2}{3} icr$$ (*Pers. 5.12*, (Brownell dan Young 1959))

De = 100,8095 in = 8,4008 ft

A total = A shell + A bottom

A total = 44867,5072 in^2 = 28,9467 m^2 = 311,5799 ft^2

Menghitung Koefisien Perpindahan Panas antara Reaktor dan Jaket

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

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

(*Pers. 20.1*, (Kern 1965)**)**

Dimana

Di = Diameter reaktor (ID shell),ft = 6,8956 ft

hi = koefisien perpindahan panas, Btu/jam.ft^2.ºF

ρ = densitas campuran, lb/ft3 = 2,1753 lb/ft^3

Cp = kapasitas panas larutan,Btu/lb.ºF = 936,7768 Btu/lb.°F

L = Diameter pengaduk, ft = 2,2986 ft

N = Kecepatan rotasi pengaduk, rph = 7.923,1189 rph

k = Konduktivitas panas larutan, Btu/jam ft2(F/ft) = 0,4112 Btu/jam.ft^2(°F/ft)

μ = Viskositas larutan,lb/ft jam = 0,0230 lb/ft.hr

Sehingga : hi = 2.011,4256 Btu/jam ft2.ºF

Menghitung hi_0

$$hi_0 = hi\frac{ID}{OD}$$ (*Pers. 6.5*, (Kern 1965))

Dimana : ID = Diameter dalam reaktor = 6,8956 ft

OD = Diameter luar reaktor = 7,3750 ft

Sehingga : hio = 1.880,6645 Btu/jam.ft^2.ºF

Menghitung ho

Diketahui : ρ_{air} = 1.013,7775 kg/m^3 = 63,2881 lb/ft^3

μ_{air} = 0,6654 cP = 1,6097 lb/ft.jam

k_{air} = 0,3612 btu/jam.ft^2.ºF

cp_{air} = 0,9981 btu/lb.ºF

Gt = W/A = 168,3471 lb/ft^2.jam

V = Gt/ρ = 2,6600 ft/jam = 0,0002 m/s = 0,0007 ft/s

Jadi kecepatan pendingin yang digunakan masih dalam batasan :

$$\text{Ret} = \frac{\text{ID.Gt}}{\mu}$$

Re = 771,3211

karena Re < 2100 maka alirannya laminer

Dengan nilai Re tersebut, dari fig. 24 ((Kern 1965) diperoleh jH = 5

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

ho = 0,3536 btu/ft^2.jam.ºF

Menghitung Clean Overall Coefficient (Uc) dan Design Overall Coefficient (UD)

$$Uc = \frac{hi_0 h_0}{hi_0 + h_0}$$ (*Pers. 6.38,* (Kern 1965))

Uc = 0,3535

Dari tabel 12, hal. 845 (*Kern, 1950*) : Fouling factor (Rd) = 0,002

$$Rd = \frac{1}{U_D} - \frac{1}{U_C}$$ (*Pers. 6.12,* (Kern 1965))

Didapat harga U_D = 0,3533 btu/ft^2.jam.ºF

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

h_d = 500

$$U_D = \frac{U_C . h_d}{U_C + h_d}$$

Didapat harga U_D = 0,3533 btu/ft^2.jam.ºF

Menghitung tebal Isolator

Dari fig. 11.42 (Perry dan Green 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.ºF
Ts	= 50ºC = 122ºF
T_{udara}	= 30ºC = 86ºF
Tf	= (Ts+Tud)/2 = 104ºF
δf	= Ts-Tf = 18°F
β	= 1/Tf = 9,62x10^{-3}/°F

dengan : Tf = suhu film, °F

β = koefisien muai volume, /°F

Sifat-sifat udara pada Tf = 104ºF (*tabel 3.212*, (Perry dan Green 1984))

pf	= 1,1182 kg/m^3	= 0,0698 lb/ft^3
cpf	= 1,0075 kJ/kg.K	= 0,2408 Btu/lb°F
μf	= 2x10^{-5} Pa.s	= 0,0462 lb/ft.jam
kf	= 0,0273 W/m.K	= 0,0158 Btu/jam.ft°F

$$Gr = \frac{\ell^3.\rho_f{}^2.\beta.g_c.\Delta\Delta}{\mu_f{}^2} \qquad Pr = \frac{Cpf.\mu_f}{kf}$$

dengan : Gr = bilangan Grashoff

Pr = bilangan Prandtl

Ra = bilangan Rayleigh (*Holmann, 1986*)

Raf = Gr * Pr

Bila Raf : 10x10^4 – 10x10^9 , maka hc = 0.29 $(\Delta t/2)^{0.25}$

Raf : 10x10^9 – 10x10^{12}, maka hc = 0.19 $(\Delta t)^{1/3}$

Dimana hc adalah koefisien perpindahan panas konveksi

Asumsi: ℓ = L = tinggi silinder + tinggi bottom + tinggi head

= Zr + 2 (b + sf) = 157,5221 in

= 4,0011 m

= 13,1268 ft

Maka, Gr = 3,7297E+11

Cek harga ℓ

$$\frac{35}{Gr^{1/4}} = 0{,}0448$$

$$\frac{ID}{L} = 0{,}5253$$

Karena $\frac{ID}{L} > \frac{35}{Gr^{1/4}}$, maka asumsi ℓ = L dapat digunakan (*Holman,1986*)

Sehingga:

Pr = 0,71

Raf = 2,63E+11 > 1E+09

Diperoleh :

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

hc = 0,50 Btu/ft^2.jam.°F

Perpindahan panas karena radiasi dapat diabaikan karena suhu dinding reaktor kecil (50ºC)

ID	= 88,5 in	= 7,3750 ft
OD	= 90 in	= 7,5 ft
T_1	= 150°C	= 302°F
T_2	= 50°C	= 122°F

Perpindahan panas konveksi :

$q_{konveksi}$ = hc*π*(OD+2*X isolasi)*L*Δt

= hc*π*OD*L*Δt = 2770,78

= hc*π*2*X*L*Δt = 738,87

$q_{konveksi}$ = 2770,78 + 738,87 X isolasi ………(1)

Perpindahan panas konduksi melalui dinding reaktor dan isolasi :

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

Dinding jaket berupa Stainless Steel, dari table 3 (Kern 1965), diperoleh k = 26 Btu/jam.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 isolasi = 0,2433 ft = 7,42 cm

q konduksi = 2.950,5268 Btu/jam

q konveksi = 2.950,5268 Btu/jam Error = 0,00

Tebal isolasi agar dinding isolasi 50°C = 7,42 cm

<u>Reaktor 2 (R-02)</u>

Menghitung Luas Transfer Panas

Suhu masuk reaktor (T_1)	= 150ºC	= 302ºF
Suhu keluar reaktor (T_2)	= 150ºC	= 302ºF
Suhu pendingin masuk (t_1)	= 30ºC	= 86ºF
Suhu pendingin keluar (t_2)	= 50ºC	= 122ºF

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

ΔT_{LMTD} = 197,4533ºF

untuk sistem medium organic-water kisaran UD = 5-75

((Kern 1965), Tabel 8 page 840)

dipilih harga UD = 75 btu/jam.ft2.ºF

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

A = 15,6056 ft^2 = 1,4498 m^2

Menghitung Ukuran Jaket Pendingin

Jarak antara dinding luar tangki dan dinding bagian dalam jaket (jw) diambil = 2 in

ID (diameter dalam jaket) = OD_{tangki} + 2.jw

= 88 in

Menghitung Tebal Dnding Jaket

$P_{design} = P_{operasi}$ x 120% = 120 psig

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

F = 12650 psi

C = 0,125 in

r = 44,000 in

P = 120 psi

E = 0,8

$$t = \frac{P.ri}{f.E - 0.6P} + C$$

t_{min} = 0,6505 in

t shell standar = 0,75 in

OD = ID + 2t

= 89,5 in

Dari tabel 5.7 (Brownell dan Young 1959) untuk OD standar maka diambil OD terdekat yaitu : OD = 90 in

Standarisasi dari tabel 5.7 (Brownell dan Young 1959) didapat : icr = 5,5 in dan

r_c = 84 in

ID = OD - 2t

= 88,5000 in = 2,2479 m = 7,3750 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 = 120 psi

D = 90 in

F = 12.650 psi

E = 0,8

C = 0,125 in

Didapat t_h = 0,6592 in

t bottom standar = 3/4 in = 0,75 in

Ukuran *bottom* :

OD = 90 in

a = OD_{jaket} / 2

= 45 in = 1,1430 m = 3,7500 ft

AB = a – icr

= 39,5 in = 1,0033 m = 3,2917 ft

BC = rc – icr

= 78,5 in = 1,9939 m = 6,5417 ft

AC = √(BC2 – AB2)

= 67,8380 in = 1,7231 m

b = rc – AC

= 16,1620 in = 0,4105 m

Sf (Straight of Flange) = 2,5 in (*Tabel 5.8,* (Brownell dan Young 1959))

Jadi tinggi bottom total, OA = Sf + b + th

= 19,4120 in = 0,4931 m

Volume sebuah *ellipsoidal head* :

V_h = 0,000076 (ID^3), dengan ID dalam in dan V_h dalam ft^3

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

Didapat V_h = 52,6797 ft^3 = 1,4917 m^3

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

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

Didapat V_{head} = 1,7436 m^3

Bahan untuk head sama dengan bahan dinding reaktor.

Menentukan luas permukaan transfer panas jaket

Luas permukaan tangki untuk tebal head < 1 in :

$$De = OD + \frac{OD}{42} + 2.sf + \frac{2}{3}icr$$ (*Pers. 5.12,* (Brownell dan Young 1959))

De = 100,8095 in = 8,4008 ft

A total = A shell + A bottom

A total = 44867,5072 in^2 = 28,9467 m^2 = 311,5799 ft^2

Menghitung Koefisien Perpindahan Panas antara Reaktor dan Jaket

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

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

(*Pers. 20.1,* (Kern 1965)**)**

Dimana

Di = Diameter reaktor (ID shell),ft = 6,8956 ft

hi = koefisien perpindahan panas, Btu/jam.ft^2.°F

ρ = densitas campuran, lb/ft3 = 2,1753 lb/ft³

Cp = kapasitas panas larutan,Btu/lb.°F = 936,7768 Btu/lb.°F

L = Diameter pengaduk, ft = 2,2986 ft

N = Kecepatan rotasi pengaduk, rph = 7.923,1189 rph

k = Konduktivitas panas larutan, Btu/jam ft2(F/ft) = 0,4112 Btu/jam.ft²(°F/ft)

μ = Viskositas larutan,lb/ft jam = 0,0230 lb/ft.hr

Sehingga : hi = 2.011,4256 Btu/jam ft2.°F

Menghitung hi_0

$$hi_0 = hi\frac{ID}{OD}$$ (*Pers. 6.5*, (Kern 1965))

Dimana : ID = Diameter dalam reaktor = 6,8956 ft

OD = Diameter luar reaktor = 7,3750 ft

Sehingga : hio = 1.880,6645 Btu/jam.ft^2.°F

Menghitung ho

Diketahui : ρ_{air} = 1.013,7775 kg/m^3 = 63,2881 lb/ft^3

μ_{air} = 0,6654 cP = 1,6097 lb/ft.jam

k_{air} = 0,3612 btu/jam.ft^2.°F

cp_{air} = 0,9981 btu/lb.°F

Gt = W/A = 20,6520 lb/ft^2.jam

V = Gt/ρ = 0,3263 ft/jam = 0,00003 m/s = 0,0001 ft/s

Jadi kecepatan pendingin yang digunakan masih dalam batasan :

$$Ret = \frac{ID.Gt}{\mu}$$

Re = 94,6218

karena Re < 2100 maka alirannya laminer

Dengan nilai Re tersebut, dari fig. 24 (Kern 1965) diperoleh jH = 5

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

ho = 0,2829 btu/ft^2.jam.°F

Menghitung Clean Overall Coefficient (Uc) dan Design Overall Coefficient (UD)

$$Uc = \frac{hi_0 h_0}{hi_0 + h_0}$$ (*Pers. 6.38,* (Kern 1965))

Uc = 0,2828

Dari tabel 12, hal. 845 (Kern 1965) : Fouling factor (Rd) = 0,002

$$Rd = \frac{1}{U_D} - \frac{1}{U_C}$$ (*Pers. 6.12,* (Kern 1965))

Didapat harga U_D = 0,2827 btu/ft^2.jam.ºF

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

h_d = 500

$$U_D = \frac{U_C . h_d}{U_C + h_d}$$

Didapat harga U_D = 0,2827 btu/ft^2.jam.ºF

Menghitung tebal Isolator

Dari fig. 11.42 (Perry dan Green 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
T_{udara}	= 30°C = 86°F
Tf	= (Ts+Tud)/2 = 104°F
δf	= Ts-Tf = 18°F
β	= 1/Tf = 9,62x10^{-3}/°F

dengan : Tf = suhu film, °F

β = koefisien muai volume, /°F

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

pf	= 1,1182 kg/m^3	= 0,0698 lb/ft^3
cpf	= 1,0075 kJ/kg.K	= 0,2408 Btu/lb°F
μf	= 2x10^{-5} Pa.s	= 0,0462 lb/ft.jam
kf	= 0,0273 W/m.K	= 0,0158 Btu/jam.ft°F

$$Gr = \frac{\ell^3 . \rho_f{}^2 . \beta . g_c . \Delta\Delta}{\mu_f{}^2} \qquad Pr = \frac{Cpf . \mu_f}{kf}$$

dengan : Gr = bilangan Grashoff

Pr = bilangan Prandtl

Ra = bilangan Rayleigh (*Holmann, 1986*)

Raf = Gr * Pr

Bila Raf : 10x10^4 – 10x10^9, maka hc = 0.29 $(\Delta t/2)^{0.25}$

Raf : 10x10^9 – 10x10^{12}, maka hc = 0.19 $(\Delta t)^{1/3}$

Dimana hc adalah koefisien perpindahan panas konveksi

Asumsi: ℓ = L = tinggi silinder + tinggi bottom + tinggi head

= Zr + 2 (b + sf) = 157,5221 in

= 4,0011 m

= 13,1268 ft

Maka, Gr = $3{,}7297 \times 10^{11}$

Cek harga ℓ

$$\frac{35}{Gr^{1/4}} = 0{,}0448$$

$$\frac{ID}{L} = 0{,}5253$$

Karena $\frac{ID}{L} > \frac{35}{Gr^{1/4}}$, maka asumsi ℓ = L dapat digunakan (*Holman,1986*)

Sehingga:

Pr = 0,71

Raf = $2{,}63 \times 10^{11} > 10^{9}$

Diperoleh :

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

hc = 0,50 Btu/ft^2.jam.°F

Perpindahan panas karena radiasi dapat diabaikan karena suhu dinding reaktor kecil (50ºC)

ID	= 88,5 in	= 7,3750 ft
OD	= 90 in	= 7,5 ft
T_1	= 150°C	= 302°F
T_2	= 50°C	= 122°F

Perpindahan panas konveksi :

q_{konveksi} = hc*π*(OD+2*X isolasi)*L*Δt

= hc*π*OD*L*Δt = 2770,78

= hc*π*2*X*L*Δt = 738,87

q_{konveksi} = 2770,78 + 738,87 X isolasi ………(1)

Perpindahan panas konduksi melalui dinding reaktor dan isolasi :

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

Dinding jaket berupa Stainless Steel, dari table 3 (Kern 1965), diperoleh k = 26 Btu/jam.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 isolasi = 0,2433 ft = 7,42 cm

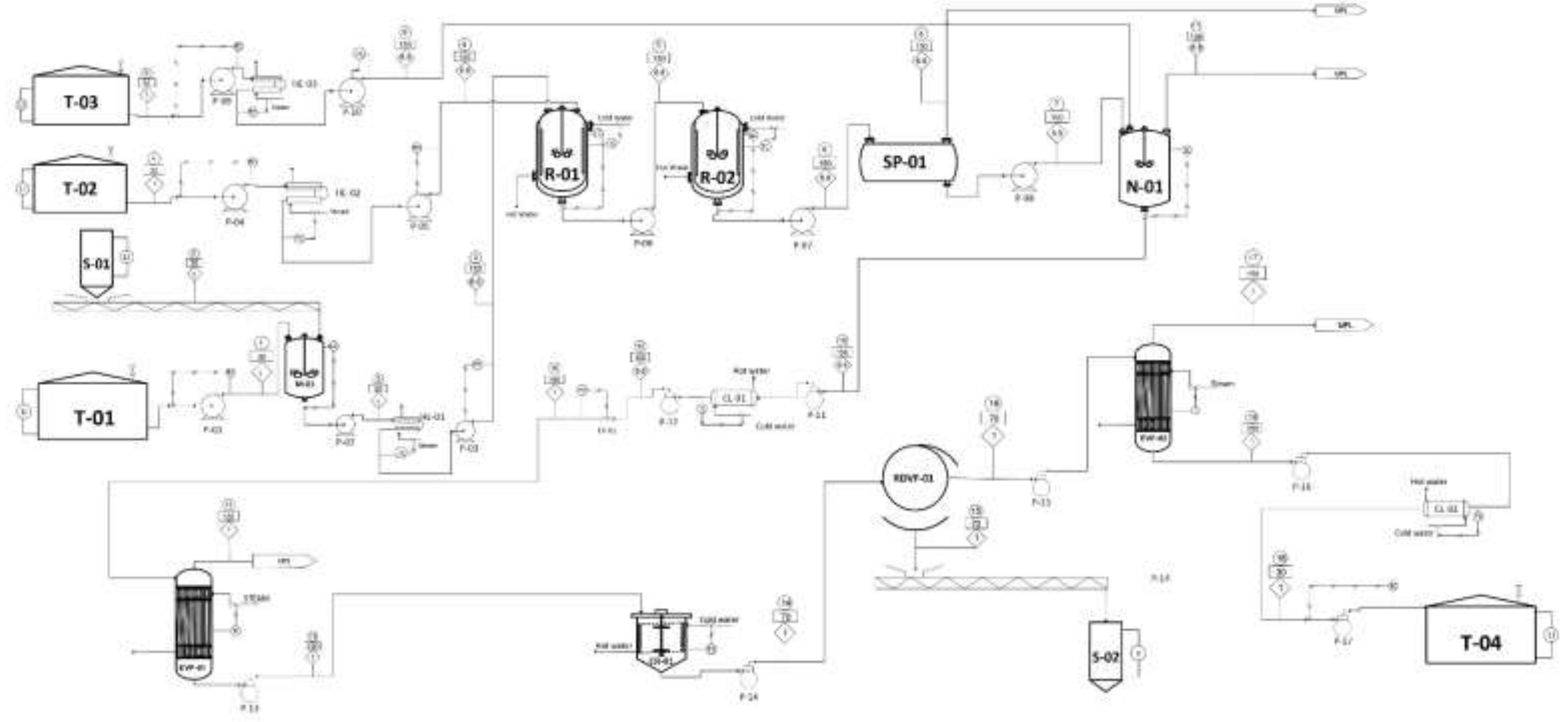
q konduksi = 2.950,5268 Btu/jam

q konveksi = 2.950,5268 Btu/jam Error = 0,00

Tebal isolasi agar dinding isolasi 50°C = 7,42 cm

LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK GLISEROL DARI EPICHLOROHYDRIN DAN SODIUM CARBONATE
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomor arus (kg/jam)																	
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
C_3H_5OCl				2023,2357	275,1419	60,6971	60,6971			60,6971		57,3553	3,3418	3,3418	0,1671	3,1747	1,1351	2,04960997
H_2O	12,7519	5931,0946	5943,8465		5420,2732	5957,6090	5957,6090			5983,2286		5227,8875	155,3411	155,3411	7,7671	147,5741	77,0077	70,56664122
$C_3H_8O_3$					1740,3456	1953,8399	1953,8399			1953,8399		95,3848	1858,4551	1858,4551	92,9228	1765,5323	2,9334	1762,59889
NaCl (k)														1344,2465	1344,2465			
NaCl (nk)					1104,4174	1239,9001	1239,9001			1406,0723			1406,0723	61,8258	3,0913	58,7345		58,734495
CO_2					415,7629	466,7660		466,7660			62,5563							
Na_2CO_3	1262,4335		1262,4335		273,5748	150,7037	150,7037											
HCl									103,6444									
TOTAL	1275,1853	5931,0946	7206,2799	2023,2357	9229,5157	9229,5157	8762,7497	466,7660	103,6444	8803,8378	62,5563	5380,6275	3423,2103	3423,2103	1448,1947	1975,0156	81,0762	1883,9394

ALAT	KETERANGAN
T	Tangki Penyimpanan
S	Silo
M	Mixer
R	Reaktor
SP	Separator
N	Netralizer
EVP	Evaporator
CR	Crystallizer
RDVF	Rotary Drum Vacuum Filter
P	Pompa
HE	Heater
CL	Cooler
EV	Expansion Valve