

LAMPIRAN

1. PERANCANGAN REAKTOR

Fungsi : Tempat mereaksikan bahan baku NPMIDA dengan
Hidrogen Peroksida

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Suhu : 70 °C

Tekanan : 1 atm

Kondisi : Non-Isotermal

Bentuk *Head* : *Torispherical flanged and dished head*

Bahan Kontruksi : *Stainless Steel SA-302*

Jumlah : 2 buah

Susunan bahan masuk reaktor

Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)	Fraksi
C ₅ H ₁₀ NO ₇ P	4627,79	1795,00	2,5782	0,5758
H ₂ O ₂	1386,30	1390,30	0,9971	0,1725
C ₃ H ₈ NO ₅ P	32,39	1722,00	0,0188	0,0040
CH ₂ O ₂	8,82	1156,81	0,0076	0,0011
H ₂ O	1509,57	985,40	1,5319	0,1878
C	472,22	1754,30	0,2692	0,0588
Total	8037,08		5,4028	1,0000

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{\text{massa campuran}}{\text{vol. campuran}}$$

$$= \frac{8037,08}{5,4028} = 1569,7447 \text{ kg/m}^3$$

$$F_v = \frac{\sum \text{total berat umpan masuk}}{\sum \text{total densitas campuran}}$$

$$= \frac{8037,08 \text{ kg/jam}}{1569,7447 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 5,4028 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menentukan harga konstanta kecepatan reaksi

Digunakan RATB dengan data :

Suhu : 70 °C

Waktu tinggal : 6 jam

Tekanan : 1 atm

Reaksi orde 2 non elementer (*US 5948938* dan *US 6365772B1*)

Perbandingan umpan A : B = 1 : 2

Reaksi :



$$(-r_A) = -dC_A / dt = k C_A \cdot C_B$$

$$\text{Dimana : } 2 C_A = C_B$$

$$\text{Maka : } (-r_A) = -dC_A / dt = k \cdot 2 C_A^2$$

$$-dC_A / dt = k \cdot 2C_A^2$$

$$-dC_A / C_A^2 = 2k \cdot dt$$

$$- \int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{dC_A}{C_A^2} = 2k \int dt$$

$$(1 / C_A) - (1 / C_{A0}) = 2k \cdot t$$

$$(1 / C_{A0}) (X_A / (1 - X_A)) = 2k \cdot t$$

$$X_A = 0,94$$

$$C_{A0} = \frac{FA_0}{F_V} = \frac{20,3867 \text{ kmol} / \text{jam}}{5,4028 \text{ m}^3 / \text{jam}}$$

$$= 3,7733 \text{ kmol} / \text{m}^3$$

$$k_1 = \frac{94}{2x(3,7733 \text{ kmol} / \text{m}^3)(6 \text{ jam})}$$

$$= 2,0723 \text{ m}^3 / \text{kmol} \cdot \text{jam}$$

Dari data diperoleh perhitungan densitas sebagai berikut :

$$T = 70^\circ\text{C} = 313 \text{ K}$$

(Tabel 8-1, *Carl Yaws*, hal 189)

$$\text{Density} = A \left[B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n} \right]$$

Komponen	Mr	A	B	n	Tc	ρ	ρ
						(gr/ml)	(kg/m ³)
H ₂ O ₂	34	0,43776	0,24982	0,2877	730,15	1,390304	1390,304
CH ₂ O ₂	46	0,36821	0,24296	0,23669	580	1,156807	1156,807
H ₂ O	18	0,34711	0,274	0,28571	647,13	0,985395	985,395

Dengan adanya nilai densitas, maka kita dapat menghitung konsentrasi bahan

baku mula-mula :

Komponen	Mr	Massa	Konsentrasi awal
		(Kg/jam)	(kmol/ m ³)
C ₅ H ₁₀ NO ₇ P	227	4627,79	3,7733
H ₂ O ₂	34	1386,30	7,5467
C ₃ H ₈ NO ₅ P	169	32,39	0,0355
CH ₂ O ₂	46	8,82	0,0355
H ₂ O	18	1509,57	15,5225
C	12	472,22	7,2836
Total		8037,08	

Maka dapat diketahui nilai :

$$C_{A_0} = 3,7733 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{B_0} = 7,5467 \text{ kmol/m}^3$$

$$M = C_{B_0} / C_{A_0}$$

1. PERHITUNGAN VOLUME REAKTOR

Dari neraca massa :

$$-\frac{dC_A}{(-r_A)} = \frac{dV}{Fv}$$

$C_A = C_{A_0} - C_{A_0} \cdot X$, maka :

$$-\frac{d(C_{A_0} - C_{A_0} X)}{(-r_A)} = \frac{dV}{Fv}$$

$$\frac{(C_{A_0} \cdot dX)}{(-r_A)} = \frac{dV}{Fv}$$

$$\frac{C_{A_0} \cdot X}{(-r_A)} = \frac{V}{Fv}$$

$$V = \frac{Fv \cdot C_{A_0} \cdot X}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{Fv \cdot C_{A_0} \cdot X}{(k \cdot C_A \cdot C_B)}$$

$$V = \frac{Fv \cdot C_{A_0} \cdot X}{k \cdot C_{A_0} (1-X) \cdot (C_{B_0} - C_{A_0} X)}$$

$$V = \frac{Fv \cdot X}{k \cdot C_{A_0} (1-X) \cdot (M-X)}$$

Perhitungan volume dan ukuran reaktor :

Asumsi :

- Volume cairan selama reaksi tetap

- Kondisi isothermal dalam tanki RATB
- Reaksi sederhana orde 2



Volume cairan dalam reaktor :

$$V = \frac{Fv \cdot X}{k \cdot C_{A0} (1-X) \cdot (M-X)}$$

$$V = \frac{\left(5,4028 \frac{m^3}{jam}\right)(0,94)}{2,0723 \left(3,7733 \frac{kmol}{m^3}\right)(1-0,94) \left(\frac{7,5467 kmol/m^3}{3,7733 kmol/m^3} - 0,94\right)}$$

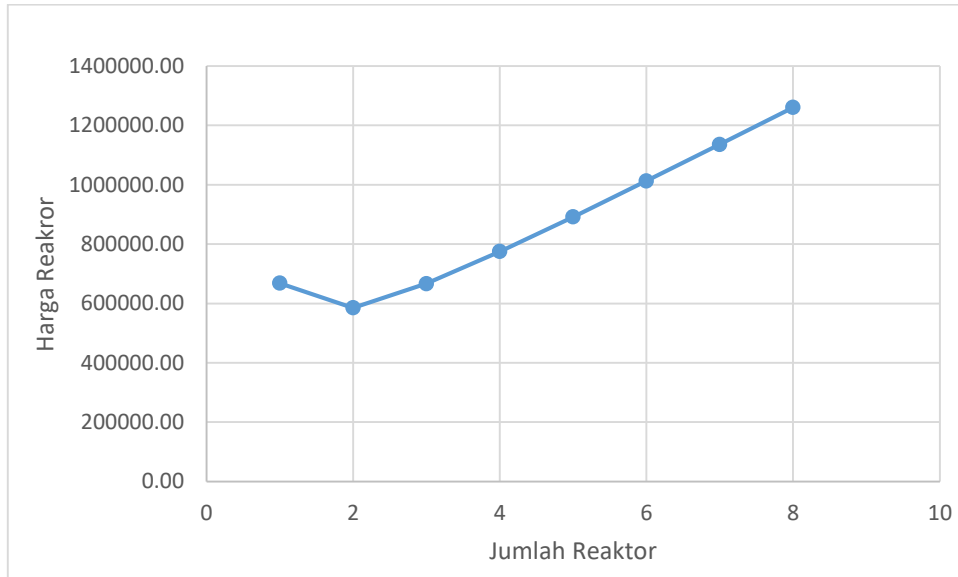
$$V = 10,2121 m^3$$

2. OPTIMASI JUMLAH REAKTOR

$$V = \frac{F_v}{k \cdot C_{A0}} \left[\frac{X}{(1-X)(M-X)} \right]^{\frac{1}{n}}$$

V adalah volume masing-masing reaktor. Volumer total rangkaian reaktor dapat dihitung dengan mengalikan V dengan jumlah reaktor. Dengan persamaan tersebut serta nilai Fv dan k yang telah diketahui, nilai τ dan V untuk berbagai variasi jumlah reaktor dapat dihitung.

n	volume (m3)	v total (m3)	waktu tinggal (mnt)	harga (US \$)	Tot harga (\$)
1	10,82477	10,82477	120,21226	146345,45402	146345,45402
2	2,73483	5,46966	30,37109	64104,16615	128208,33230
3	1,72889	5,18667	19,19984	48684,26246	146052,78737
4	1,37463	5,49852	15,26568	42426,74999	169706,99998



Grafik Hubungan antara Jumlah Reaktor dan Harga Reaktor

Dari grafik diatas terlihat bahwa harga terendah ditunjukkan bila menggunakan 2 reaktor, maka dipilihlah jumlah reaktor sebanyak 2 buah.

Maka,

Jumlah Reaktor = 2 buah

Waktu Tinggal = 31 menit

V tiap reaktor = 2,73483 m³

V total = 5,4696 m³

3. PERHITUNGAN DIMENSI REAKTOR

Keterangan:

- Reaktor dilengkapi dengan pengaduk agar suhu, tekanan, dan komposisi dalam reaktor selalu seragam.
- Reaktan bersifat korosif, sehingga dipilih bahan stainless steel SA 302 sebagai bahan konstruksi reaktor.
- Reaktor dilengkapi jaket untuk menjaga agar suhu dalam reaktor tetap isothermal.

Menghitung viskositas

(Tabel 22-1, *Carl Yaws*, hal 482)

$$\log_{10} \eta_{liq} = A + B/T + C T + D T^2$$

Komponen	Laju alir (kg/jam)	Fraksi Berat
h ₂ o ₂	1386,30	0,4773
ch ₂ o ₂	8,82	0,0030
h ₂ o	1509,57	0,5197
Total	2904,69	1,0000

Komponen	A	B	C	D	Viscosity (Cp)	u (lb/ft.jam)
h ₂ o ₂	-1,615	503,8	0,00035	-0,000001168	0,68624	1,6601
ch ₂ o ₂	-4,21	979,53	0,005552	-5,7723E-06	0,73876	1,7871
h ₂ o	-10,22	0,01773	0,01773	-0,000012631	0,4034096	0,9759

Volume Reaktor

Reaktor dirancang sehingga 80% volumenya berisi reaktan

$$V_{\text{reaktan}} = 2,7348 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{reaktor}} = 3,2818 \text{ m}^3$$

Untuk desain optimum, dipilih nilai $H/D = 1$ (*Brownell and Young, 1959*)

$$D = H$$

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 H$$

$$V = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$D^3 = \frac{4V}{\pi}$$

$$D = \left(\frac{4V}{\pi} \right)^{1/3}$$

$$D = \left(\frac{4 \times 2,73483 \text{ m}^3}{3,14} \right)^{1/3}$$

$$D = 1,6109 \text{ m}$$

$$H = 1,6109 \text{ m}$$

Design Pressure and Temperature

Operating pressure

Reaktor beroperasi pada tekanan atmosferis.

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

Tekanan hidrostatik di dasar reaktor disebabkan oleh adanya cairan di dalam reaktor.

$$P_h = \rho \times g \times h$$

Dengan,

P_h = Tekanan hidrostatik dalam reaktor, Pa

ρ = Massa jenis cairan dalam reaktor, kg/m³

h = Tinggi level cairan dalam reaktor, m

$$h = 0,8 \times 1,3741 \text{ m} = 1,0993 \text{ m}$$

$$P_h = (1569,7447 \text{ kg/m}^3)(9,8 \text{ m/s}^2)(1,3424 \text{ m}) = 2,9960 \text{ Psi} = 0,2038 \text{ atm}$$

Sehingga,

Desain Pressure

Desain pressure di set 10% di atas *operating pressure*.

$$P_{\text{design}} = 1,1 \times (2,9960 + 14,7) \text{ psi} = 19,4656 \text{ psi} = 1,3242 \text{ atm}$$

Operating Temperature

Reaktor beroperasi pada suhu reaksi yaitu 70 °C.

Design Temperature

Reaktor didesign agar dapat beroperasi pada suhu 10% di atas suhu operasinya.

$$T_{\text{design}} = (110\%) \times (70 \text{ }^{\circ}\text{C}) = 77 \text{ }^{\circ}\text{C} = 350 \text{ K}$$

Material

Dipilih material yang tahan korosif yaitu *stainless steel* SA 302.

Design Stress

Untuk material *Stainless Steel* SA 302 yang bekerja pada temperatur kurang dari 200 F, *tensile strength* sebesar 18750 psi. (Appendix D, Brownell and Young)

Tebal *Shell*

Untuk mencari tebal *shell*, digunakan persamaan berikut (Rase and Barrow, 1957).

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

Dengan,

t_s = Tebal shell, in

P = Tekanan design, psi

r_i = Jari-jari, in

f = Allowable working stress, psi

E = Joint efficiency

C = Corrosion allowance, in

Dari perhitungan sebelumnya diketahui diameter reaktor sebesar 1,6108 m.

Sehingga,

$$\begin{aligned} r_i &= D/2 \\ &= 63,4203/2 \\ &= 31,7102 \text{ in} \end{aligned}$$

Joint efficiency sebesar 0,8

$$t_s = \frac{(19,4656 \text{ psi}) \times (31,7102 \text{ in})}{[(18750 \text{ psi}) \times 0,8] - [(0,6 \times (19,4656 \text{ psi}))]}$$

$$t_s = 0,1662 \text{ in}$$

Untuk perancangan, diambil tebal *shell* standard sebesar 1/4 in atau 0,25 in.

$$t_s = 0,25 \text{ in} = 0,00635 \text{ m}$$

Outside diameter reaktor dapat dihitung dengan *inside* diameter ditambah 2 kali tebal dinding.

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + (2 \times t_s) \\ &= (1,6236 + 2 \times 0,00635) \text{ m} \\ &= 1,6236 \text{ m} \end{aligned}$$

$$= 63,9205 \text{ in}$$

Untuk perancangan diambil OD standard sebesar 66 in.

$$\text{Sehingga, OD} = 66 \text{ in}$$

$$= 1,6764 \text{ m}$$

$$H = OD = 66 \text{ in} = 1,6764 \text{ m}$$

$$ID = OD - 2 \times t_s$$

$$= (1,6236 - 2 \times 0,00635) \text{ m}$$

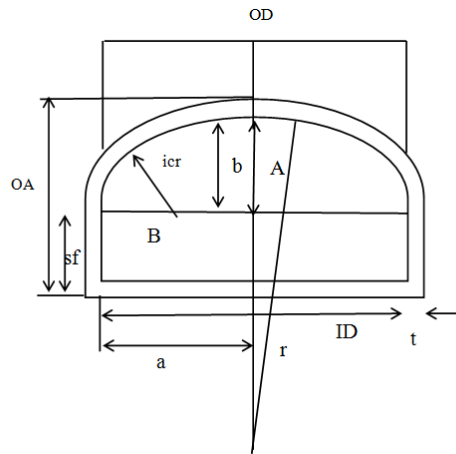
$$= 1,6109 \text{ m}$$

$$= 63,4205 \text{ in}$$

Head

Reaktor beroperasi pada tekanan hampir atmosferis, sehingga digunakan *torispherical flanged and dished head*. *Torispherical flanged and dished head* merupakan jenis *head* yang paling ekonomis dan hanya sesuai untuk *vessel* dengan tekanan rendah dan diameter besar, sesuai dengan kondisi reaktor.

Head pada reaktor didesain berdasarkan *outside* diameternya.



Menentukan Tebal *Head*

$$t_h = \frac{PrW}{2fE - 0,2P} + C$$

(Brownell, Young, 1959, hal 138)

Keterangan :

t_h = tebal tutup

r_c = *radius crown*

w = faktor intensifikasi stress

Dengan,

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{icr}} \right)$$

icr = 4

$$r = 66 \text{ in}$$

$$w = 1,7655 \text{ in}$$

Maka didapat nilai $t_h = 0,1613 \text{ in}$

Dipilih t_h standart = $1/4$ atau $0,25 \text{ in}$

Menentukan tinggi *head*

Untuk $t_h = 1/4 \text{ in}$, diperoleh :

$$icr = 4$$

$sf = 2 \text{ in}$ (tebal *head* 14, range $sf = 1,5 - 2$) (Brownell, Young, 1959, Tabel 5.6)

$$ID = 63,4205 \text{ in}$$

$$r = 66 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$BC = r - icr$$

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

$$OA = t + b + sf$$

Sehingga diperoleh,

$$a = 31,7102 \text{ in}$$

$$b = 10,5370 \text{ in}$$

$$AB = 27,7102 \text{ in}$$

$$BC = 62,0000 \text{ in}$$

$$AC = 55,4630 \text{ in}$$

$$\text{Maka tinggi head (OA)} = th + b + sf$$

$$OA = 12,7870 \text{ in (Tinggi head)}$$

$$\text{Sehingga tinggi total tangki (Htot)} = H + (2 \times OA)$$

$$= [66 + (2 \times 12,7870)] \text{ in}$$

$$= 91,5740 \text{ in} = 2,3260 \text{ m}$$

Volume *Torispherical dished head* :

$$V_{head} = 0,000049 \text{ ID}^3$$

$$V_{head} = 0,0002 \text{ m}^3$$

$$V_{sf} = \pi/4 \cdot D^2 \cdot Sf$$

$$V_{sf} = 0,1035 \text{ m}^3$$

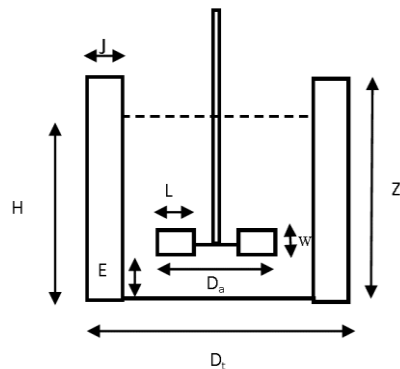
$$\text{Jadi, volume sebuah head} = V_{head} + V_{sf} = 0,1037 \text{ m}^3$$

Dimensi Pengaduk

Perancangan pengadukan menggunakan literatur dari : Geankoplis, C. J., Ed.2nd, 1983, hal. 154 ; Wallas, M., 1990, hal, 288 ; Brown, G., 1950, hal. 507; McCabe and Smith, 1993.

Digunakan *impeller* dengan jenis : *Six flat blade open turbin dengan 4 baffle*

Dasar pemilihan : sesuai dengan pengadukan larutan dengan viskositas (Geankoplis, 1993)



Untuk perancangan, dipilih *typical dimension* untuk pengaduk sebagai berikut (McCabe and Smith, 1993).

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \quad \frac{Z_r}{D_t} = 1 \quad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{3} \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

Dengan,

D_t = Diameter reaktor

D_a = Diameter pengaduk

J = Lebar *baffle*

E = Jarak pengaduk dari dasar reaktor

W = Lebar pengaduk

L = Panjang pengaduk

Zr = Tinggi reaktor

H = Tinggi cairan dalam reaktor

Dari hasil perhitungan, untuk reaktor diperoleh:

Dt = 1,6764 m

Da = 0,5588 m

J = 0,1397 m

E = 0,5588 m

W = 0,1863 m

L = 0,1397 m

Kecepatan Putaran Pengaduk

Kecepatan putaran pengaduk dapat dihitung dengan persamaan berikut (Rase, 1957).

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

Dengan,

N = Kecepatan putaran pengaduk, rpm

$WELH$ = *Water equivalent liquid high*, ft

$WELH = Z_l \times S_g$

Z_l = Tinggi cairan di shell. ft

S_g = *Specific gravity*

D_i = Diameter pengaduk

Dari hasil perhitungan diperoleh :

$D_i = 0,5588 \text{ m}$

$= 1,8333 \text{ ft}$

Menentukan kecepatan pengaduk

$\rho_{air} = 985,40 \text{ kg/m}^3$

$\rho_{cairan} = 1569,7447 \text{ kg/m}^3$

$$sg = \frac{\rho_{cairan}}{\rho_{air}} = \frac{1569,7447 \text{ kg/m}^3}{985,40 \text{ kg/m}^3} = 1,5930$$

$WELH = 7,0159 \text{ ft}$

$N = 144,1741 \text{ rpm}$

Untuk perancangan, diambil nilai kecepatan putaran pengaduk sebesar 150 rpm

Jumlah Pengaduk

Jumlah pengaduk dihitung dengan persamaan berikut (Rase, 1957).

$$n = \frac{WELH}{ID}$$

Dengan,

n = Jumlah pengaduk

ID = Diameter dalam reaktor

Dari hasil perhitungan diperoleh:

ID = 5,2836 ft

WELH = 7,0159 ft

Sehingga,

N = 1,3278 buah

Untuk perancangan, diambil jumlah pengaduk sebanyak 2 buah.

Pengecekan Bilangan Reynold

Bilangan Reynold dihitung dengan persamaan berikut.(Geankoplis, pers 3.4-1)

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

Dengan,

N_{Re} = Bilangan Reynold

D_i = Diameter pengaduk, ft

N = Kecepatan pengadukan, rps

ρ = Massa jenis cairan, lb/ft³

μ = Viskositas larutan, lb/ft.s

Dari hasil perhitungan diperoleh,

D_i = 1,8333 ft

N = 2,4029 rps

ρ = 97,9959 lb/ft³

μ = 0,00036 lb/ft.s

Sehingga,

N_{Re} = 2183525,3 (Turbulen)

N_p = 4 → (fig 34,5 Geankoplis, 2003)

Power Pengaduk

Power pengaduk dihitung dengan persamaan berikut.

$$P = \frac{N_p (\rho) n^3 \cdot Da^5}{g_c}$$

Dengan,

N = Kecepatan putaran pengaduk, rps

D_i = Diameter pengaduk, ft

ρ = Densitas campuran, lb/ft³

g_c = Gaya gravitasi

Sehingga :

P = 3503,5026 watt

= 4,6982 Hp

Efisiensi 85% = 5,5273Hp

Untuk perancangan diambil *power* standar sebesar 6 hp.

Perhitungan Desain Jacket Pendingin

Menghitung Jacket pendingin

Q pendingin = 84465,9168 kJ/jam (Lampiran neraca panas)

$\int C_p dT$ air (30°C) = 377,4864 kJ/kmol

massa air pendingin = 84465,9168 kJ/jam / 377,4864 kJ/kmol

$$= 223,7588 \text{ kmol/jam}$$

$$= 4027,6592 \text{ kg/jam}$$

$$V \text{ air pendingin} = \text{massa air pendingin} : \text{densitas air}$$

$$= 3,9729 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Diameter dalam jaket

$$\text{Asumsi jarak jaket} = 2 \text{ in} = 0,0508 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam jaket} = \text{OD} + (2 \times \text{jarak jaket})$$

$$= 1,6764 \text{ m} + (2 \times 0,0508 \text{ m})$$

$$= 1,778 \text{ m}$$

Tinggi jaket pendingin

$$H = H_s = 1,6764 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik} = \rho \times g \times h$$

$$= (1000 \text{ kg/m}^3)(9,8 \text{ m/s}^2)(1,6764 \text{ m})$$

$$= 17,4244 \text{ kpa}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 17,4244 \text{ kpa} + 101,3250 \text{ kpa}$$

$$= 118,7494 \text{ kpa}$$

$$\text{Tekanan desain} = 1,2 \times 118,7494 \text{ kpa}$$

$$= 142,4992 \text{ kpa}$$

Tebal jaket pendingin

$$t = \frac{PxR}{SE - 0,6P} + C$$

$$t = 0,1732 \text{ in}$$

Maka dipilih tebal jaket standar = 0,25 in atau 1/4 in

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

Diameter luar jaket

Diameter luar jaket = diameter dalam jaket + (2 x tebal jaket)

$$= 1,778 \text{ m} + (2 \times 0,0254 \times 0,25 \text{ in})$$

$$= 1,8288 \text{ m}$$

Spesifikasi Alat Reaktor

Tugas	: Mereaksikan NPMIDA dan Hidrogen Peroksida untuk menghasilkan Glifosat
Jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Jumlah	: 2 buah
Kondisi Penyimpanan	: Suhu : 70 °C Tekanan : 1 atm
Ukuran	: Volume : 2,7348 m ³ Diameter : 1,6108 m Tinggi : 2,3260 m
Tebal <i>shell</i>	: 1/4 in
Tebal <i>head</i>	: 1/4 in
Jenis <i>head</i>	: <i>Torispherical flanged and dished head</i>
Jaket Pendingin	: Diameter dalam : 1,7907 m Diameter luar : 1,8161 m Tinggi Jaket : 1,6764 m Tebal dinding jaket : 1/4 in
Pengaduk	: Jumlah <i>baffle</i> : 4 buah Jumlah <i>blade</i> : 6 buah Lebar <i>baffle</i> : 0,1397 m Jenis pengaduk : <i>Flat blade turbin impellers</i> Jumlah pengaduk : 2 buah

Diameter pengaduk : 0,5588 m

Putaran pengaduk : 150 rpm

Tenaga pengaduk : 6 Hp

Bahan : *Stainless Steel SA 302*

Harga : \$ 128,320.65

2. PERANCANGAN EVAPORATOR

Fungsi : Tempat memekatkan hasil keluar separator dengan steam

Jenis : Evaporator *vertical long tube*

Suhu : 100 °C

Tekanan : 1 atm

Jumlah : 1 buah

Susunan bahan masuk evaporator

Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	Fraksi
C ₅ H ₁₀ NO ₇ P	3253,3929	1795,00	0,6155
H ₂ O	2922,0811	1000	0,3845

Neraca panas pada evaporator :

KOMPONE N	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)	
	Arus 10	Arus 14 (R)	Arus 11	Arus 12
C ₃ H ₈ NO ₅ P	19.702,0239	89,7702		376.044,089 1
H ₂ O	42.427,0685	18.855,4569	588.133,462 3	581.206,268 3
Subtotal	81.074,3196		1.545.383,8196	
Pemanas	1.464.309,5001			
Total	1.545.383,8196		1.545.383,8196	

Menghitung kebutuhan pemanas

Digunakan saturated steam dengan spesifikasi sebagai berikut :

Suhu : 200°C
: 248°F
: 473,150 K
Tekanan : 1156,00 Kpa
λ : 2790,9 kJ/kg

Kebutuhan steam

$$m_s = \frac{Q_s}{\lambda} = \frac{1464309,5001}{2790,9} = 524,6278 \text{ kg / jam}$$

Dimana,

ms = jumlah kebutuhan steam (kg/jam)

Qs = Beban panas (kJ/jam)

Maka didapatkan nilai ms sebesar 524,6278 kg/jam

Menentukan luas koefisien transfer panas

$$A = \frac{Q_s}{\Delta t \cdot U_d}$$

$$A = \frac{1464309,5001}{60 \times 200} = 122,0258 \text{ ft}^2$$

Dimana :

A = luas koefisien transfer panas (ft²)

Δt = selisih suhu (°F)

Ud = harga koefisien transfer panas (Btu/ft².°F)

Maka didapatkan nilai A sebesar 122,0258 ft²

Ukuran pipa :

Digunakan pipa 1 in, BWG 16

OD = 1 in

ID = 0,87 in

a't = 0,594 in²

ao = 0,268 ft²/ft

L = 12 ft

Jumlah pipa (Nt)

$$Nt = \frac{A}{L \cdot a_0}$$

$$Nt = \frac{122,0258}{12 \times 0,2618} = 38,8419$$

Shell side

ID = 15,25 in

Baffle spacing = 3 in

Pass = 6

Tube side

Panjang = 12 ft

Jumlah tube = 42

OD = 1,5625 in

Picth = 1,25 in

Pass = 6

Luas transfer panas terkoreksi

$$At = Nt \cdot a_0 \cdot L$$

$$At = 42 \times 0,2618 \times 12 = 131,9472 \text{ ft}^2$$

Maka luas transfer panas yang terkoreksi adalah 131,9472 ft²

Koefisien transfer panas

$$Udt = \frac{Qs}{\Delta t \cdot At}$$

$$Udt = \frac{1464309,5001}{60 \times 131,9472} = 184,9615 \text{ Btu} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ \text{F}$$

Maka nilai koefisien transfer panas adalah 184,9615 Btu/jam.ft².°F

Volume Vessel

$$V_s = V_k + V_t$$

Volume penguap (Vp)

$$V_p = \frac{\pi \cdot IDS^2 \cdot L}{4} = \frac{3,14 \times 15,25^2 \times 12}{4} = 136,9212 \text{ ft}^3$$

Volume steam

$$\text{Diameter steam, } D_k = 3 \times IDS = 3 \times 15,25 \text{ in} / 12 = 3,8125 \text{ ft} = 1,1628 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi steam, } H_k = 3 \times D_k = 3 \times 1,1628 \text{ m} = 3,4884 \text{ m}$$

$$V_k = \frac{\pi \cdot D_k^2 \cdot (3 \cdot D_k)}{4}$$

$$= \frac{3 \cdot \pi \cdot D_k^3}{4} = \frac{3 \times 3,14 \times 3,8125^3}{4} = 130,5030 \text{ ft}^3$$

Jadi nilai volume steam adalah 136,9212 ft³ + 130,5030 ft³ = 267,4242 ft³

Menentukan tebal dinding

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

(Brownell, Young, 1959)

Dimana :

P = tekanan perancangan 125% x tekanan lingkungan = 18,375 psia

E = efficiency sambungan = 85%

C = faktor korosi = 0,1181 in

f = *allowable stress* = 18250 psia

r_i = jari-jari = 1604,5450 in

$$t = \frac{18,375 \times 1604,5450}{18250 \times 0,85 - 0,6 \times 18,375} + 0,1181 = 2,0201 \text{ in}$$

Digunakan tebal dinding standar 2,25 in

(Brownell, Young, 1959, hal 332)

Spesifikasi Alat Evaporator

Tugas	: Memekatkan hasil keluar <i>Separator</i> (S-01) dengan <i>steam</i> .
Jenis	: <i>Long tube vertical evaporator, single effect</i>
Jumlah	: 1 buah
Kondisi Operasi	: Suhu : 100 ⁰ C Tekanan : 1 atm
Ukuran	: <i>Shell</i> : Fluida dingin (<i>cold fluid</i>) ID : 15,25 in <i>Baffle space</i> : 3 <i>Passes</i> : 6 <i>Tube</i> : <i>Steam (hot fluid)</i> OD : 1,5625 in Jumlah <i>tube</i> : 42 Panjang : 12 ft BWG : 16 <i>Pitch</i> : 1 1/4 in <i>triangular</i> <i>Passes</i> : 6
Bahan	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>

