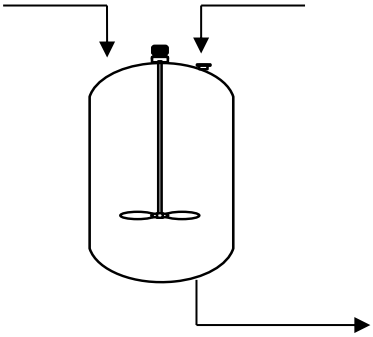
LAMPIRAN A

PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

A.1 Perancangan Reaktor (R-01)



Kode Alat : R-01

Jenis : Reaktor berpengaduk dilengkapi jaket pemanas

Bahan : *Stainless Steel SA 167 grade 3 type 304*

Fungsi :Tempat berlangsungnya reaksi pembentukan, *Bis Hidroksiethyl terephtalate* dan hasil sampingnya

Kondisi operasi : Temperatur = 250 ^{o}C

Tekanan = 1 atm

= 14,70 ps

1. NERACA MASSA

Reaksi : PTA + 2EG → BHET + $2H_2O$

Masuk Reaktor:

- **ARUS1**

Komponen	Kmol/Jam	Fraksi Mol	BM	Kg/Jam	Fraksi Berat
EG	162,627	0,528	62	10.082,846	0,408
PTA	81,313	0,264	166	13.498,003	0,546
H2O	64,156	0,208	18	1.154,813	0,047
TOTAL	308,096	1,000		24.735,661	1,000

- **ARUS 2**

KOMPONEN	Kmol/Jam	Fraksi Mol	BM	Kg/Jam	Fraksi Berat
Antimony Trioxide	0,813	1,000	291	236,622	1,000

Keluar Reaktor

- **ARUS3**

KOMPONEN	Kmol/Jam	Fraksi Mol	BM	Kg/Jam	Fraksi Berat
EG	16,263	0,072	62	1.008,285	0,210
H2O	210,520	0,928	18	3.789,363	0,790
TOTAL	226,783	1,000		4.797,647	1,000

- **ARUS 4**

KOMPONEN	Kmol/Jam	Fraksi Mol	BM	Kg/Jam	Fraksi Berat
BHET	73,182	0,891	254	18588,214	0,921
PTA	8,131	0,099	166	1349,800	0,067
AT	0,813	0,010	291	236,622	0,012
TOTAL	82,126	1,000		20174,636	1,000

NM Total Reaktor

Komponen	IN		OUT	
	ARUS 3	**ARUS 4**	**ARUS 5**	**ARUS 6**
BHET				18588,214
PTA	13498,003			1349,800
EG	10082,846		1008,285	
H2O	1154,813		3789,363	
AT		236,622		236,622
TOTAL	24972,283		24972,283	

2, MENGHITUNG DENSITAS DAN KECEPATAN LAJU ALIR VOLUMETRIC PADA 250C

- **Menghitung Viskositas Produk Pada Suhu Operasi**

Log μ = A + B/T + CT + DT2

T = 250 C = 523 K

Komponen	A	B	C	D	log μ	μ, cp	μ,x
EG	-16,973	3118,600	0,033	0,000	-4,039	0,000	0,000
H2O	-10,216	1792,500	0,018	0,000	-0,944	0,114	0,090

Komponen	A	B	C	D	log μ	μ, cp	μ,x
BHET					0,014	1,034	0,953
PTA	-47,188	10175	0,074	0,000	0,227	1,688	0,113
AT					0,000	0,000	0,000
TOTAL						2,835	1,155

- **Menghitung Densitas Produk Pada Suhu 200 C**

Density = A.B –(1-T/Tc) ^ n

T = 250 C = 523 K

Komponen	A	B	n	Tc	ρ, kg/m3	x.ρ
EG	0,325	0,255	0,172	645,000	972,682	204,421
H2O	0,347	0,274	0,286	643,130	850,035	671,389
BHET					1.300,000	1197,775
PTA	0,392	0,181	0,286	1113,000	1.693,542	113,308
Katalis AT	1,724	0,300	0,286	2765,720	5.400,972	63,346
TOTAL						2.250,240

- **Menghitung Densitas Pada Suhu Operasi**

Density = A. B –(1-T/Tc) ^ n

T = 250C = 523 K

Komponen	A	B	n	Tc	ρ kg/m3	ρ,x	xi/pi	Fv
EG	0,325	0,255	0,172	645	972,682	396,488	0,000	10,366
PTA	0,392	0,181	0,286	1113	1.693,542	924,149	0,000	7,970
H2O	0,347	0,274	0,286	643	850,035	39,685	0,000	1,359
Katalis AT	1,724	0,300	0,286	2765	5.400,972	5.400	1,000	0,044
TOTAL					8917,231	6761,295	0,001	19,739

- **Menghitung kecepatan laju alir volumetrik (Fv)**

$$Fv = \frac{\text{Massa, kg/jam}}{\text{Densitas, kg/m}^3} = 19{,}739 = 19738{,}663 \text{ l/jam}$$

- **Menghitung Konsentrasi Umpan**

ca0 dihitung berdasarkan kelarutan PTA dalam EG pada suhu operasi dengan persamaan kelarutan

Kelarutan PTA dalam Etilen Glikol:

$\ln c = 1.19 - \frac{1240}{T}$ = 0,230

dimana c adalah konsentrasi TPA pada mol / kg larutan dan T dalam satuan(sumber: Yahya Banat dan Ziad Abu El-Rub,2001)

Konsentrasi EG (CB0)	=	162,627	kmol/jam	162626,541	gmol/jam
		19,739	m^3/jam	19738,663	l/jam
	=	8,239	kmol/m^3	8,239	gmol/l

$$C_A = C_{AO}(1 - X_A) = 0.4135$$

3. MENGHITUNG HARGA K

T = 250°C = 523 K

K = 0.0314

Harga konstanta kecepatan reaksi (k) dihitung berdasarkan data percobaan Frederick. j. sebelits. Dkk, untuk du pont de Nemours and company (us patent no 3,057,909. Oct 9, 1962) persamaan kecepatan reaksi:

$$-rA = k.C_A.C_{B^2}$$

$$-rA = -\frac{dC_A}{dt} = k.C_A.C_{B^2}$$

$$C_A = C_{A0}.(1 - X_A)$$

$$dC_A = -C_{A0}.dX_A$$

$$C_B = C_{B0} - 2\,X_A.C_{A0}$$

$$C_B = C_{A0}.\left(\frac{C_{Bo}}{C_{A0}} - 2\,X_A\right)$$

$$C_B = C_{A0}.(m - 2\,X_A)$$

Dengan k= konstanta kecepatan reaksi Sehingga

$$-\frac{dC_A}{dt} = kC_{A0}.(1 - X_A).C_{A0}{}^2.(m - 2\,X_A)$$

$$C_{A0}\frac{dX_A}{dt} = kC_{A0}{}^3.(1 - X_A).(m - 2\,X_A)^2$$

$$\frac{dX_A}{dt} = kC_{A0}{}^2.(1 - X_A).(m - 2\,X_A)^2$$

$$kdt = \frac{dX_A}{C_{A0}{}^2.(1 - X_A).(m - 2\,X_A)^2}$$

$$\int_{t0}^{t1} kdt = \frac{1}{C_{A0}{}^2}\int_{X0}^{X}\left(\frac{dX_A}{(1 - X_A).(m - 2\,X_A)^2}\right)$$

Maka: $A(m - 2X_A)^2 + B(1 - X_A)(m - 2X_A) + C(1 - X_A) = 1$

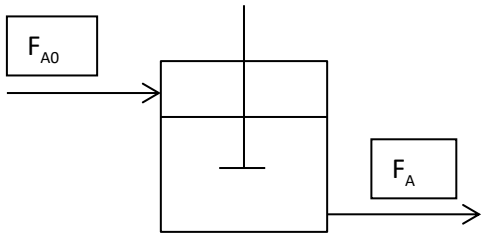
$$k = \frac{1}{t_1\, C_{A0}{}^2} \int_{X0}^{X} \left(\frac{A}{(1 - X_A)} + \frac{B}{(m - 2\,X_A)} + \frac{C}{(m - 2\,X_A)^2} \right)$$

$$k = \frac{1}{t\, C_{A0}{}^2} \left(A \int_{X0}^{X} \frac{dX_A}{(1 - X_A)} + B \int_{X0}^{X} \frac{dX_A}{(m - 2\,X_A)} + C \int_{X0}^{X} \frac{dX_A}{(m - 2\,X_A)^2} \right)$$

$$k = \frac{1}{t\, C_{A0}{}^2} \left(A \ln\left(\frac{1}{(1 - X_A)} \right) + \frac{B}{2} \ln(m - 2\,X_A) + \frac{C}{2} \frac{1}{(m - 2\,X_A)} \right)$$

4. Menentukan Volume *Shell*, Waktu Tinggal, dan Optimasi Harga Reaktor

a) Jika menggunakan 1 buah reaktor



neraca masssa disekitar RATB:

R input – R output – R reaksi = R akumulasi

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

$$F_V . C_{A0} - F_V . C_A - (-rA)V = 0$$

$$F_V . C_{A0} - F_V . C_A (1 - X_A) - k . C_A . C_{B^2} . V = 0$$

$$F_V . C_{A0} - F_V . C_A (1 - X_A) - k . C_{A0} (1 - X_A) C_{A0}{}^2 . (m - 2\,X_A)^2 V = 0$$

$$F_V . C_{A0} . X_A - k C_{A0}{}^3 . (1 - X_A) . (m - 2\,X_A)^2 V = 0$$

$$V = \frac{F_V . X_A}{k C_{A0}{}^2 . (1 - X_A) . (m - 2\,X_A)^2}$$

$$= \frac{17.764,796}{0,031 \times 0,053 \times 0,100 \times 35,86 \times 1,80}$$

$$= \frac{17.764,796}{0,192} \quad l$$

$$= 92.385,825 \quad l$$

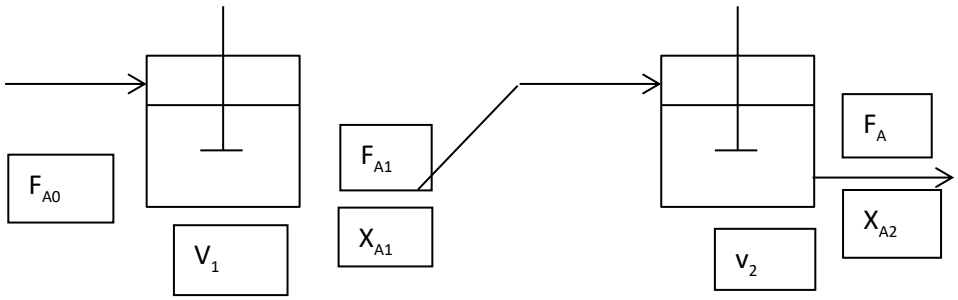
waktu tinggal reaktor

$$\theta = \frac{V}{F_V}$$

$$= \frac{92.385,825 \quad l}{19.738,663 \quad l/jam}$$

$$= 4,680 \quad jam$$

b) Jika menggunakan 2 buah reaktor



Dirancang V2=V1

- Reaktor 1

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

$$F_V . C_{A0} . X_A - kC_{A0}{}^3 . (1 - X_A) . (m - 2\,X_A)^2 V = 0$$

$$V = \frac{F_V . X_A}{kC_{A0}{}^2 . (1 - X_A) . (m - 2\,X_A)^2}$$

$$= \frac{9869{,}331}{0{,}031 \times 0{,}053 \times 0{,}500 \times 35{,}867 \times 1{,}000}$$

$$= \frac{9869{,}331}{1{,}007}$$

$$= 9799{,}446 \text{ l}$$

waktu tinggal reaktor

$$= \frac{9869{,}331 \text{ l}}{19738{,}663 \text{ l/jam}}$$

= 0.5 jam

= 30 menit

- Reaktor 2

$$V = \frac{F_V (X_{A2} - X_{A2}}{k C_{A0}{}^2 . (1 - X_{A2}) . (m - 2\, X_A)^2}$$

$$= \frac{7895{,}465}{0{,}031 \times 0{,}053 \times 0{,}100 \times 35{,}867 \times 1{,}800}$$

$$= \frac{7895{,}465}{0{,}192}$$

$$= 41060{,}367 \text{ l}$$

waktu tinggal reaktor

$$= \frac{41060{,}367 \text{ l}}{19738{,}663 \text{ l/jam}}$$

= 2,080 jam

mencari harga reaktor

$$Eb = Ea\left(\frac{cb}{ca}\right)^{0,6}$$

aries newton : *Chemical Engineering Cost Estimation*-Newton hal:15

jika menggunakan 1 reaktor	jika menggunakan 2 reaktor	jika menggunakan 3 reaktor
$ 1.984.792,969	$ 516.503,090	$ 306.437,670
	$ 1.220.128,866	$ 298.063,584
		$ 1220128,866
total harga	total harga	total harga
$ 1.984.792,969	$ 1.736.631,956	$ 1.824.630,120

hasil optimasi reaktor

jumlah reaktor	vi, m3	harga
1	92,386	1.984.792,969
2	50,860	1.736.631,956
3	49,085	1.824.630,120

jadi menggunakan 2 reaktor karena biaya yang digunakan lebih sedikit serta waktu tinggal yang lebih sedikit.

5. MENGHITUNG DIAMETER *SHELL*

$$D = \sqrt[3]{\frac{4xVshell}{\pi}}$$

= 5.0325 m

= 198.1315 in

6. MENGHITUNG WAKTU TINGGAL

$$Tmin = \frac{V}{FV}$$

$$= \frac{9.869,331 \text{ m3}}{19.738,663 \text{ m3/jam}}$$

= 0,500 jam

= 30,000 menit

7. MENGHITUNG V*HEAD*

V*HEAD* = 2 x (V*shell* + Vsf)

= 2 x (0,000049 x D3 + ((∏/4 D2. sf)/144))

(pers. 5.11. Brownell, 1959:88)

Standart straight flange (sf) antara 1,5 - 2

V*HEAD* = 490,702 ft3

= 13,897 m3

VREAKTOR =

= 64,756 m3

= 17.106,853 gall

= 2286,599 ft3

Dari perhitungan didapatkan spesifikasi reaktor sebagai berikut :

Diameter *Shell*	4,016	m	158,125	in
Tinggi *Shell*	4,016	m	158,125	in
Volume *Shell*	50,860	m3	2.002,351	in
Volume *Head*	13,897	m3	547,112	in
Volume Reaktor	64,756	m3	2.549,463	in

8. MENGITUNG VOLUME DAN TINGGI CAIRAN DALAM *SHELL*

- **Volume Cairan dalam *Shell***

Volume *Bottom* = 0.5 x volume *head*

= 0.5 x 13,897

=10.90905 m^3

Volume Cairan = volume *shell* – volume *bottom*

= 43,911 m^3

Tinggi Cairan dalam *Shell*

$$h = \frac{.V}{\pi .D^2 / 4}$$

$$= \frac{43,911}{50,652}$$

= 3,468 m^3

= 11,377 ft

9. MENENTUKAN TEBAL *SHELL* (ts)

Dirancang menggunakan *stainless steel*

(Pers. 13.1, Brownell & young, 1959; hal 254)

$$ts = \frac{P.r}{(f.E - 0,6.P)} + C$$

Dalam hubungan ini :

ts = tebal *shell*, in

r = jari-jari

= 0.5 x 158,125 = 79,063 in

E = effisiensi penggelasan = 0.8

C = faktor korosi = 0.125

f = tegangan yang diijinkan = 18750 psi

Menghitung tekanan :

P hidrostatis = tinggi cairan.ρmix

= 4.283,262 kg/m2

= 6,079 psi

Preaksi = 1 atm

= 14,7 psia

Poperasi = Preaksi + Phidrostatis

= 20,779 psia

Pdesain = 1.1 x P abs = 29,545 psia

P = tekanan dalam reaktor

= 29,545 psia

p abs = poperasi + phidrostatis = 26,859 psia

sehingga : digunakan tebal standar 5/16 in (0.3125 in)

$$ts = \frac{P.r}{(f.E - 0{,}6.P)} + C$$

ts = 0,272 in

10. MENENTUKAN TEBAL *HEAD* (th) dan TEBAL *BOTTOM*

P = Pdesain - Pudara luar

= 14,845 psi

OD = ID + 2ts

= 158,669 in

Dari tabel 5-7 Brownell, hal 90 untuk OD = 192 in

Ts = 0,3125 in

Icr = 11 ½ in

r = 170 in

$w = \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}}\right)$ = 1,7112 in

Sehingga :

(Pers. 7.77, Brownell & young, 1959; hal 138)

$$th = \frac{P.r.w}{(2.f.E - 0{,}2.P)} + C$$

= 0,260 in

(digunakan tebal standar 5/16 in)

= 3.1871,24718

= 0,171269329

= 0,2962 in

11. MENETUKAN TINGGI REAKTOR TOTAL

untuk th = ¼ in pada tabel 5.6 Brownell & young, hal 88 diperoleh sf = 1 ½ - 2 1/3 Diambil sf = 2

keterangan :

ID = diameter dalam *head*

OD = diameter luar *head*

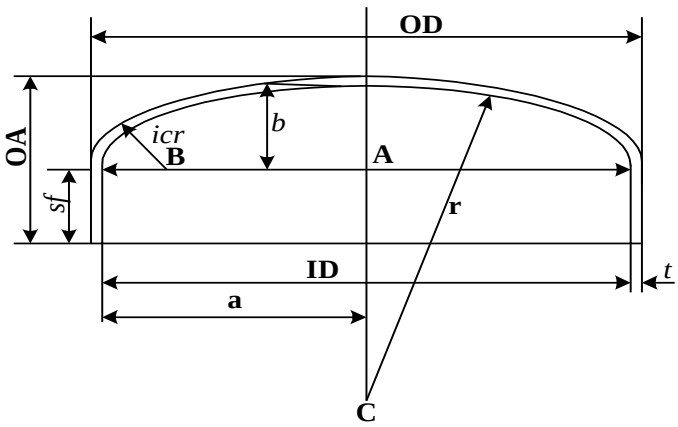
t = tebal *head*

r = jari-jari *dish*

icr = jari-jari dalam sudut *dish*

b = tinggi *head*

sf = *straight flange*



ID	= OD standart - (2*ts)	= 191.375	in
a	$= \frac{ID}{2}$	= 95,688	in
AB	$= \frac{ID - icr}{2}$	= 84,188	in
BC	= r – irc	= 158 ½	in
AC	$= (BC2 - AB2)^{1/2}$	= 134,293	in
b	= r – AC	= 35,707	in

tinggi *head* total (OA) = sf + b + th

= 37,894 in

= 0,963 in

tinggi reaktor total = 2 x tinggi *head* total + tinggi *shell*

= 1,925 + 4,016

=5,941 m

12. MENENTUKAN JENIS PENGADUK YANG DIGUNAKAN

Penentuan berdasarkan

T operasi = 193 C

μ = 1.0007 cp

ρ = 2250,240 kg/m3

= 140,478 lb/ft3

= 0,081 lb/in3

V tangki = 64,756 m3

Berdasarkan fig 10.57 hal 419 Coulson.

μ_l = 1 Ns/m^2

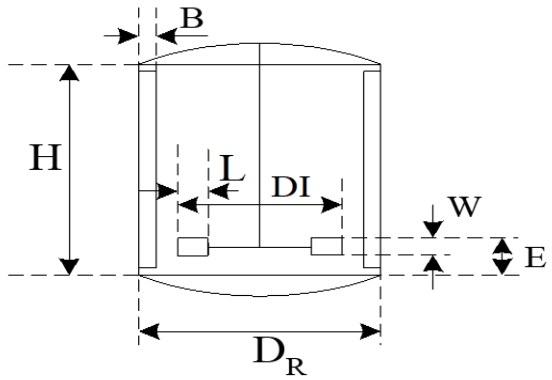
Volume = 64,756 m^3

dapat digunakan pengaduk turbin Dipilih : *Turbin 6 blade disk standar*, karena

- Hp turbin tidak dipengaruhi Viskositas diatas reynold 500-1000
- Percampuran sangat baik, bahkan dalam skala mikro
- Cocok untuk cairan viskositas rendah

Dari Rase, hal 356 : Dipilih :

Di/DR	= 1/3
L	=Di/4
E	=Di = 1
B	=D/10
W	= Di /5
Diameter reaktor	= 4,016 m
Diameter pengaduk	= 1,339 m
Pengaduk dari dasar	= 1,339 m
Tinggi Pengaduk	= 0,268 m
Lebar Pengaduk	= 0,335 m
Lebar baffle	= 0,402 m



Dimana WELH adalah Water Equivalen Liquid High

WELH = tinggi bahan x sg

= tinggi bahan x $\frac{\rho \text{ cairan}}{\rho \text{ air}}$

= 3,468 x $\frac{2250,240}{}$

376,877

= 20,705 m

å impeller = $\frac{WELH}{D}$ = $\frac{20,705}{4,016}$

= 5,155

Putaran Pengaduk

$$\frac{WELH}{2.DI} = \left(\frac{\pi.DI.N}{600}\right)^2$$ (Rase, 1977, hal. 345)

$$N = \frac{600}{\pi.DI/0,3048}.\sqrt{\frac{WELH}{2.DI}}$$

N = 69,843 rpm

= 1,164 rps

Dengan :

N = 69,843 rpm = 1,164 rps

P = 2250,240 kg/m^3 = 140,473lbm/ft^3

Gc = 32,2 ft/s^2

μ = 1,155 Cp = 0,001 lb/ft.s

Di = 1,339 m = 4,392 ft

Bilangan reynold (Re) = Di2*N*ρ/μ

= 4.063.522,185

Dari fig.477 Brown hal 507, Re .

Np = Po = 7

P = N^3*Di^5*ρ*Np/550gc

P = 143,181 hp

Efisiensi motor = 91%

Daya motor $= \frac{P}{\eta}$ = 143,181 Hp

dipakai standar NEMA = 75 Hp

D.2 Perancangan pendingin

Neraca panas reaktor

Komponen	**Masuk**	**Keluar**
EG	4794298,547	727154,807
PTA	3201942,260	509594,414
Antimony Trioxide	3590,184	5026,258
BHET		9789548,586
H2O	18,891	3239685,021
SUB TOTAL	7999849,882	14271009,086
Panas Reaksi	-68680289,740	
Pendingin	7158502,811	
TOTAL	15158397,959	15158397,959

- **Menghitung kebutuhan air pendingin**

pendingin yang digunakan adalah air dengan suhu masuk 30 C keluar 50 C

m = 7158502,811 kj/jam

Cp air = 4.179 j/gr ºC = 4.179 kj/kg ºC

m = 125.37 kj/kg

m = 57099,009 kg/jam

Suhu fluida panas reaktor = 250 ºC =523 º F

Suhu masuk media pendingin (air) = 30 ^oC = 303 ^{o} F

Suhu keluar media pendingin (air) = 50 ^oC = 323 ^{o} F

Fluida panas (°F)	Fluida dingin	ΔT, °F
523	323	200
523	303	220

- **Menghitung LMTD**

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

ΔT LMTD = $\frac{-20}{-0.09531018}$

ΔT LMTD = 209.8411737 F

Menghitung luas transfer panas :

Nilai UD untuk medium organik dan air adalah = 50 – 125 Btu/ft2.F.jam

Dalam perhitungan ini diambil nilai UD sebesar = 125 Btu/ft2.F.jam

Panas yang harus diambil oleh media pendingin sebesar = 7158502,811 kJ/jam

A = $\frac{Q}{\text{UD.}\Delta\text{T LMTD}}$

= 174,835 ft^2 = 32.5181 m^2

Menghitung luas selubung reaktor :

A = ∏. D. H = 57,099 m^2

Vair = 57,099 m^3/jam

Diameter dalam jaket (D1) :

D1 = DR + (2 x ts)

=122,680 m = 6828.4248 in

Tinggi jaket = Tinggi shell

=4,016 m = 158,125 in

Asumsi jarak jaket

= 18,550 in = 0,471 m

Diameter luar jaket (D2) :

D2 = D1 + (2 x jarak jaket)

= 4867,006 in = 123,622 m

r =2433,503

Luas yang dilalui air (A) := 282407,993in^2 = 182,198 m^2

Kecepatan air : v = 0,313m/jam

Tebal dinding jaket (tj) : Bahan *Stainless steel SA-167 (type 304)*

H jaket = 158,125 in

Ph = 0,089 psia

P desain = P operasi – PH = 20,691 psia

Tj = 4.9749 in

Dipakai tebal jaket standar = 5/16 in (Brownell & Young, 1959)

13. KESIMPULAN

Bahan Reaktor	*Stainless Steel SA 167 grade 3 type 304*
Tekanan operasi	1,000
Suhu operasi	250,000
Diameter shell	4,016
Tinggi tangki total	5,941
Jenis pengaduk	Turbin dengan 6 *blade disk* standar
Jenis motor	*Variable-speed belt* (33-200 rpm)
Daya motor	75,000
Tebal *shell*	0,188
Tebal *head*	0,188
Bahan jaket	*Stainless Steel SA 167 grade 3 type 304*
Tinggi jaket	4,016
Tebal jaket	5/16
Beban pendingin	7158502,811