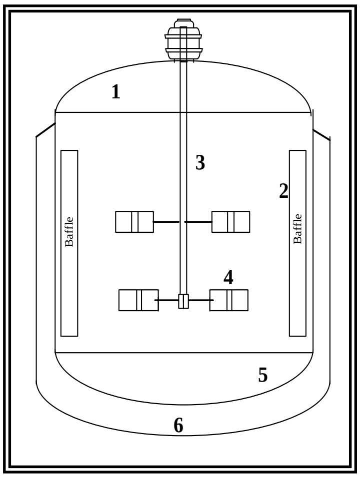
LAMPIRAN A

REAKTOR

Fungsi : Mereaksikan alkilbenzene dan oleum 20% membentuk asam alkyl benzene sulfonat sebanyak 2483,8906 kg/jam

1. Kondisi operasi, T = 55°C, P = 1 atm
2. Jenis (RATB) Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
3. Reaksi Eksotermis

$C_6H_5(C_{12}H_{25}) + H_2SO_4.SO_3 \longrightarrow C_6H_5(C_{12}H_{25}).SO_3 + H_2SO_4$



Gambar L.1. Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Keterangan :

1. Disead head
2. Baffle
3. Batang *impeller*
4. *Impeller*

5. Bottom elipsoidal
6. Jaket pemanas

A. MENGHITUNG KECEPATAN VOLUMETRIS UMPAN

Diketahui :

Komponen	Kmol/jam	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/L)	Fv (L/jam)
$C_6H_5.C_{12}H_{25}$	7,7748	1912,5989	0.873	2190,8349
$H_2SO_4.SO_3$	13,4312	2390,7486	1.915	1248,4328
total	21,2059	4303,3475		3439,2677

1. Menghitung konsentrasi umpan

Reaktan pembatas pada reaksi sulfonasi ini adalah alkilbenzene, maka alkylbenzene adalah senyawa A dan oleum 20% ($H_2SO_4.SO_3$) adalah senyawa B.

F_{A0} = mol A = 7,7748 kmol/jam

F_{B0} = mol B = 13,4312 kmol/jam

$C_{A0} = \frac{mol\ A}{Fv}$ = 0,0035 kmol/L

$C_{B0} = \frac{mol\ B}{Fv}$ = 0,0107 kmol/L

2. Menghitung konstanta reaksi

Karena dari beberapa data yang terdapat pada jurnal dan buku tidak memenuhi syarat sebagai harga konstanta reaksi maka dapat diambil asumsi sebagaiberikut :

- Reaksi orde 1,

- Reaksi irreversible,
- Kecepatan alir volumetric (Fv) masuk reactor sama dengan kecepatan alir volumetric keluar reactor.

B. PENENTUAN VOLUME REAKTOR

Karena asumsi menggunakan orde 1 maka untuk menentukan volume reactor dapat menggunakan rumus sebagai berikut :

$$C_A = C_{A_0} - C_{A_0} X_A$$
$$C_A = C_{A_0}(1 - X_A)$$

Rumus untuk orde 1 :

$$-r_A = k.C_A$$
$$-r_A = k.(C_{A_0} - C_{A_0} X_A)$$

Rumus untuk perancangan reactor dengan reaksi orde 1 :

$$V = \frac{F_{A_0}(X_{out} - X_{in})}{-r_A}$$
$$V = \frac{F_{A_0}.X_A}{-r_A}$$
$$V = \frac{F_{A_0}.X_A}{k(C_{A_0} - C_{A_0} X_A).}$$

Dari rumus perancangan diatas dapat digunakan untuk mencari volume reactor tanpa memasukan nilai konstanta reaksi dengan cara sebagai berikut :

$$V = \frac{F_{A0}.X_A}{k.(C_{A0} - C_{A0}.X_A)}$$
$$V = \frac{F_{A0}.X_A}{k.C_{A0}(1 - X_A)}$$

$$\longrightarrow \quad \frac{C_{A0}.V}{F_{A0}} = \frac{X_A}{k.(1 - X_A)}$$

Menurutbuku “Chemical Process Industries” karangan Shreve, R. N., reaksi sulfonasi berlangsung cepat yaitu kurang lebih 1 menit dengan konversi reaksi sebesar 96% sehingga :

$$\frac{C_{A0}.V}{F_{A0}} = \tau$$

$$V = \frac{\tau.F_{A0}}{C_{A0}}$$

Waktu tinggal dalam reactor (τ) = 60 menit = 1 jam

Volume = $\frac{1\ jam\ x\ 5{,}2912\ kmol/jam}{0{,}0022\ kmol/jam}$ = 2340,6126 L

C. PERANCANGAN REAKTOR

Asumsi :

- Volume cairan selama reaksi adalah tetap
- Kondisi isothermal

Volume cairan dalam reactor

Dalam perancangan dibuat dengan over design 20%, sehingga volume reactor menjadi :

V terhitung = 3439,2672 Liter = 3,4393 m^3 = 121,4566 ft^3

V design = 4127,1212 Liter = 4,1271 m^3 = 145,7479 ft^3

Menentukan diameter dan tinggi reactor

Menurut buku "Process Equipment Design" karangan Brownell and Young table 3.3, hal 43, dipilih RATB berbentuk silinder tegak dengan perbandingan D : H = 1 : 1,5

V reactor = 4127,1212 Liter

V reactor = V_{shell} + $2V_{head}$

$V\_reaktor$ = (π/4 × D^2 ×H)+ ("2 " ×"0.0847" D^3) (Brownell & Young, P.88)

= (π/4 × 〖3/2 D〗 ^3)+ ("2 " ×"0.0847" D^3)

= 1,3469 D^3

145,7479= 1,3496

Maka, D = 4,7653 ft = 57,1834 in = 1,4525 m

r = 2,3826 ft = 28,5917 in = 0,7262 m

H = 7,1479 ft = 88,7752 in = 2,1787 m

Vhead = 9,1564 ft^3= 0,2595 m

Menentukan tebal dinding reactor

Digunakan persamaan 13-12 dari buku "Process Equipment Design" karangan Brownell and Young, hal 25

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

Dimana : ts = Tebal dinding shell, in

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

Ri = Jari-jari reactor = 28,5917 in

E = Effisiensi sambungan las = 0,85

F = Tekanan maksimal yang diizinkan = 12650 psi

C = Korosi yang diijinkan = 0,125 in

Maka : ts = $\frac{17{,}64\ Psi\ x\ 28{,}5917\ in}{12650\ psi\ x\ 0{,}85 - 0{,}6\ x\ 17{,}64\ psi} x\ 0{,}125 = 0{,}1720\ in$

Digunakan tebal shell standar = 3/16 = 0,1875 in

ID shell = 57,1834 in

OD shell = ID shell + 2t

= 57,1834 in + (2 x 0,1720)

=57,5584 in

Digunakan tabel 5.7 dari buku "Process Equipment Design" karangan Brownell and Young, hal 55

OD standar =60 in

Icr =3,625 in; rc = 60 in

ID = OD – 2t

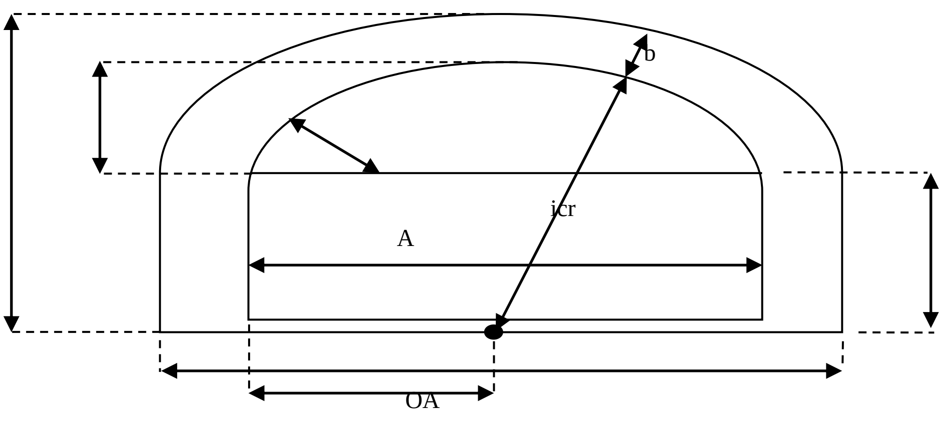
= 59,6250 in = 1,5145 m = 4,9688 ft

Menentukan ukuran head dan bottom reactor

Bahankonstruksi : Stainless Steel 304 Grade C

Bentuk head : Flanged and Dished Head (Torispherical)

Dipilih bentuk flanged and dished head (Torispherical) karena umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah, harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil.



Keterangan gambar :

ID	: diameter dalam head
OD	: dameterluar head
a	: jari-jaridalam head
t	: tebal head
r	: jari-jaridalam head
icr	: inside corner radius
b	: deep of dish
sf	: straight of flanged
OA	: tinggi head

Digunakan persamaan 13-12 dari buku, “Process Equipment Design” karangan Brownell and Young, hal 25. Tebal head dihitung dengan persamaan berikut :

$$tH = \frac{0.885.P.r}{f.E - 0.1.P} + C$$

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

Maka : t head = 0,1615 in

t head standar = 0,1875 in

Digunakan tabel 5.7 dari buku, “Process Equipment Design” karangan Brownell and Young, hal 55.

OD standar = 60 in

Icr = 3,625 in ; rc = 60 in

Dimensi untuk flanged and dished head

a = ID/2 = 29,81 in

AB $= a - icr$

= 29,81 in – 3,625

= 26,19 in

BC $= rc - icr$

= (60 – 3,625) in

= 56,375 in

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

$= \sqrt{56{,}375}^2 - \sqrt{26{,}19}^2$

= 49,9235 in

b = rc – AC

b = (60 – 49,9235) in

= 10,0765 in

Digunakan tabel 5.8 dari buku, “Process Equipment Design” karangan Brownell and Young, hal 93.

Sf (straight of flange) = 1,875 in

Jadi tinggi head total, OA = Sf + b + t_{head}

= 1,875 in + 10,0765 in + 0,1665 in

= 12,1180 in = 0,3078 m

Volume sebuah head untuk Torispherical dished head adalah :

Digunakan persamaan 5-11 dari buku “Process Equipment Design” karangan Brownell and Young, hal 88.

V_h = 0,000049 x ID^3

V_h = 0,000049 x $\frac{59{,}6250}{12\ ft}$

V_h = 10,3868 ft^3 = 0,2941 m^3

Volume flanged, V_{sf} :

V_{sf} = $\frac{3,14}{4}$ x $(1,5145)^2$ x 0,047625

V_{sf} = 0,09 m^3

Jadi, Volume head total adalah:

V_{ht} = $V_h + V_{sf}$

V_{ht} = 0,2941 m^3 + 0,09 m^3

V_{ht} = 0,3799 m^3

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

= 4,1271 m^3 – (2 x 0,3799 m^3)

= 3,37 m^3

Tinggi Shell (Hs) = 4Vs / π. ID^2

= (4 x 3,37 m^3) / (3,14) x $(1,5145 \text{ m})^2$

= 1,87 m

Tinggi reactor = Tinggi shell + (2 x tinggi head)

= 1,87 m + (2 x 0,3078 m)

= 2,4858 m

Volume cairan dalam shell = Vcairan – Vht

= 3,4393 m^3 – 0,3799 m^3

= 3,0594 m^3

Luas permukaan cairan :

$At = \frac{\pi}{4}\ x\ ID^2$

$At = \frac{3,14}{4}\ x\ (1,5145)^2$ = 1,8005 m^2

Tinggi cairan dalam shell, L = Vcairan dalam shell / At

= 3,0594 m^3 / 1,8005 m^2

= 1,6992 m

Tinggi cairan total dalam reactor, h = hs + b + sf

= 1,6992 m + 0,2559 m + 0,047626 m

= 2,0028 m

Menghitung Luas Permukaan Reaktor

Luas muka reactor untuktebal head < 1 in, digunakan persamaan 5-12 Brownell & Young, 1959.

De = OD + OD/42 + 2.sf + 2/3.icr

De = 60 + (60/42) + (2 x 1,875) + (2 x 3,25/3x3,625)

De = 67,5952 in = 1,7169 m

A total = A shell + (2 x A tiap head)

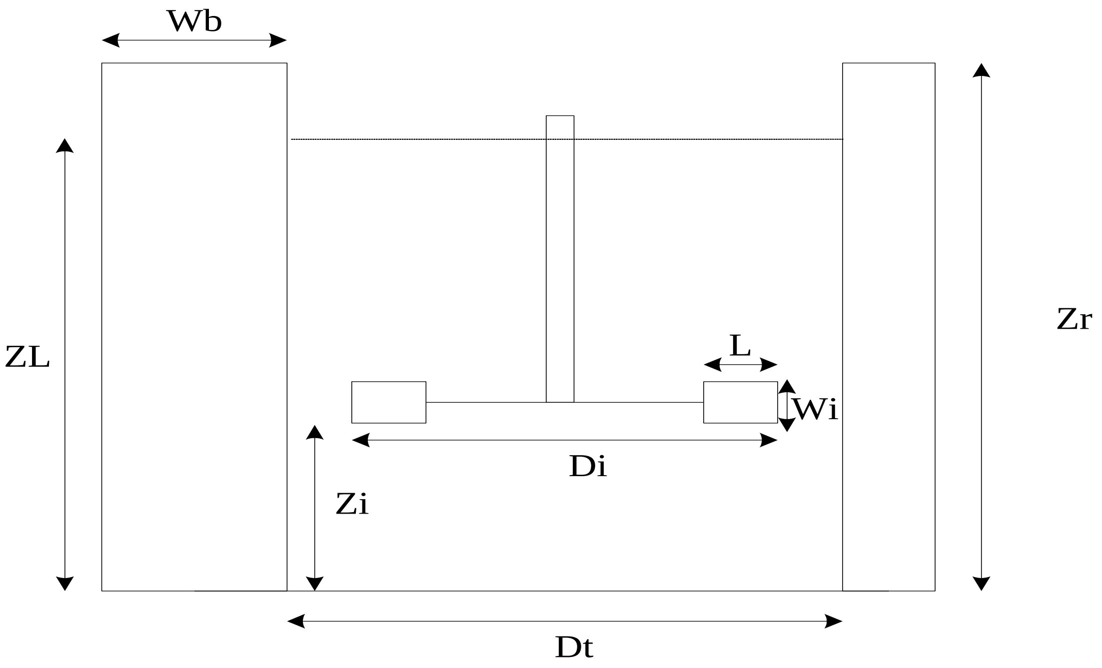
= (π x D x H) + (2 x π/4 x De^2)

= (3,14 x 59,6250 in x 89,44 in) + (2 x 3,14/4 x 67,5952 in)

= 33918,225 in^2 = 15,4311 m^2

Merancang pengaduk reaktor

komponen	μ (Cp)	Reaktor			ρ (kg/L)	Jumlah L/jam
		jumlah, kg/jam	fraksi massa, x_i	x/μ		
$C_6H_5.C_{12}H_{25}$	2.5	1912.5989	0.4337	0.1754	0.873	1669.6988
OLEUM 20%	10.31	13.4312	0.0030	0.0003	1.915	25.7207
$C_6H_5.C_{12}H_{25}.SO_3$	3.35	2483.8906	0.5633	0.1681	1.040	2583.2463
TOTAL		**4409.9207**	**1.0**	**0.3439**		**4278.7**
				2.9080		



Keterangan :

D = diameter reactor

Di = diameter pengaduk

Dt = diameter dalam reactor

Zr = tinggi reactor

ZL = tinggicairandalam reactor

Wi = tebalpengaduk

Wb= lebar baffle

Zi = jarakpengadukdaridasartangki

L = lebarpengaduk

Menggunakan pengaduk jenis turbin dengan 6 sudut (flat-blades turbine)

Diketahui :

Dt = 59,6250 in

Dt/Di = 3

ZL/Di = 2,7 – 3,9 = 3,9

Zi/Di = 0,75 – 1,3 = 1,3

Wb/Di = 0,17

L/Di = 0,25

Maka diperoleh :

Di = Dt/3 = $\frac{59{,}6250 \text{ in}}{3}$ = 19,870 in

ZL / Di = 3,9 $\longrightarrow$ ZL = 3,9 x 19,870 in = 5,0962 in

Zi/Di = 1,3 $\longrightarrow$ Zi = 1,3 x 19,870 in = 25,8375 in

Wb/Di = 0,17 $\longrightarrow$ Wb = 0,17 x 19,870 in = 3,3788 in

L/Di = 0,25 $\longrightarrow$ L = 0,25 x 19,870 in = 4,96875 in

Ringkasan Ukuran Reaktor

- Diameter dalam reactor (Dt) = 59,6250 in
- Jarak pengaduk dari dasar (Zi) = 25,8375 in
- Diameter pengaduk (Di) = 19,870 in
- Lebar pengaduk (L) = 4,96875 in
- Lebar baffle (W) = 3,3788 in

Kecepatan putar pengaduk (N)

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

Dimana :

Di = diameter pengaduk, ft

ZL = tinggicairandalamtangki, m

Sg = Spesificgrafity

WELH = Water equivalent liquid height, ft

$$\rho cairan = \frac{Massatotal}{Fv}$$ = 4409,9207 kg/jam / 4278,6658 L/jam

= 1,0307 kg/L

= 64,3431 lb/ft^3

$$Sg = \frac{\rho cairan}{\rho air}$$ = 1,0307

WELH = ZL x sg

= 2,0028 m x 1,0307

= 2,0642 m = 6,7723 ft

Jumlah pengaduk = WELH/ID = 1,3630 = 1 buah

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

N = $\frac{600}{3{,}14\ x\ 1{,}6562ft} + \sqrt{\frac{6{,}7723\ ft}{2\ x\ 1{,}6562\ ft}}$ = 164,9657 rpm = 2,7494 rps

Jadi, kecepatan pengaduk standar yang digunakan dari buku "Chemical Process Equipment" karangan S.M Walas, hal 288 adalah 190 rpm

Menghitung power pengaduk reactor

$$\mathrm{Re} = \frac{\rho \mathrm{N}\,\mathrm{Di}^2}{\mu}$$

$$Re = \frac{1{,}0307\,\frac{g}{cm3}\,x\ 3{,}1667\ rps\ x\ 50{,}4825\text{^}2cm}{0{,}02908\,\frac{g}{cm}.s}$$

= 286028,1517

Dari buku "Unit Operation" karangan G.G.Brown fig 477 diperoleh Np = 8

$$Pa = Np \cdot \rho \cdot Ni^3 \cdot Di^5$$

Dimana :

Np =	Power Number
ρ =	Densitascampuran
Di =	Diameter Pengaduk
Ni =	Kecepatanputarpengaduk

Maka :

Pa = 8 x 1,0307 gr/cm^3 x $3,1667^3$rps x $50,4825^5$ cm

= 5618107634,98377 gr.cm^2/s^3 = 5,6188 kW = 7,5349 Hp

Jika efesiensi pengaduk 80%

Digunakan buku " Plant Design and Economics for Chemical Engineers"

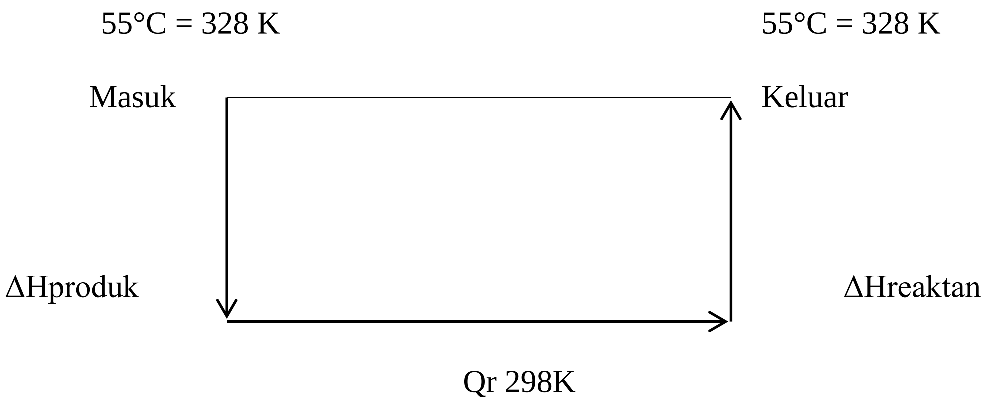
Karangan Timmerhaus, jika effisiensi pengaduk 80 %.

Maka ; Power = Pa / Eff = 7,5349/ 80% = 9,4187 Hp

Digunakan Hp standar = 10 Hp (standar NEMA)

D. NERACA PANAS REAKTOR

$C_6H_5(C_{12}H_{25}) + H_2SO_4.SO_3 \rightarrow C_6H_5(C_{12}H_{25}).SO_3 + H_2SO_4$



Komponen	**Massa, kg/jam**	**n, kmol/jam**	**∫Cp.dT (kcal/kmol)**	**ΔH_1 (kcal/jam)**
$C_6H_5.C_{12}H_{25}$	1912,5988	7,7748	385,673	2298,5274
OLEUM 20%	2390,748619	13,4312	138,9959	1866,8777
Total		21,206		4865,4051

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

ΔH_1 REAKTAN = 4865,4051 kcal/jam

Menghitung ΔH reaksi pada 328 K :

$$\Delta H_R = \Delta H_f\, produk - \Delta H_f\, \mathrm{Re}ak\tan$$

Komponen	N (kmol/jam)	ΔHf 298 K (kcal/kmol)	ΔH_{298K} (kcal/jam)
$C_6H_5.C_{12}H_{25}$	7,6119296412	-42.6817802	-325,2051348
SO_3	7,6119296412	-94.5113622	-720,1100829
$C_6H_5.C_{12}H_{25}.SO_3$	7,6119296412	-137.1931424	-1045,315218
H_2SO_4	5,811875606	-175.58286	-1020,465741

ΔH_{298K} = -1020,465741 kcal/jam

Menghitung ΔH_2 dari bahan keluaran reaktor :

Komponen	Massa, kg/jam	n, kmol/jam	Cp (kcal/kmol)	ΔH_2 (kcal/jam)
$C_6H_5.C_{12}H_{25}$	38,2520	0,1555	385.6730	59,9705
SO_3	0.0000	0,0000	138.9904	0,0000
$C_6H_5.C_{12}H_{25}.SO_3$	2483,8906	7,6193	444.0385	3383,2607
H_2SO_4	569,5638	5,8119	101.8394	591,8780

ΔH_2 = 4035,109252 kcal/jam

$$Q = \Delta H_1 + \Delta H_{298K} - \Delta H_2$$

Q = - 190,1698383 kcal/jam

Masuk	Kkal/jam	Keluar	Kkal/jam
ΔH_1	4865,4051	**ΔH_2**	4035,109252
ΔH_{298K}	-1020,465741	**Q**	- 190,1698383
Total	3844,3944	**Total**	3844,3944

E. PERANCANGAN JAKET PENDINGIN

Suhu air masuk : 30°C = 86°F = 303 K

Suhu air keluar : 40°C = 104°F = 313 K

ΔT : -10°C= -50°F = -283 K

T rata-rata : 35°C = 95°F = 308 K

Sifat fisis air pada 313 K : (Table 2-355,Perry,1984)

Cp = 4,1799 kj/kg.K = 17,982 kkal/kmol.K

ρ = 988,036 kg/m^3

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan :

Qw = Qout-Qin

Qw = beban pendingin = 830,296 kJ

Menghitung kebutuhan air :

$$m_w = \frac{Qw}{Cp(Tout - Tin)}$$

m_w= 20,017 kg

Perancangan Jaket Pendingin

Pendingin yang digunakan untuk menjaga suhu reactor tetap 55°C

Pendingin : Air

P = 1 atm

T = 30°C = 86°F

Jaket pemanas dirancang dengan alasan:

- Reaksi yang berlangsung dalam reaktor berpengaduk bersifat eksotermis, sehingga membutuhkan air pendingin. Karena reaksi terjadi pada suhu 90ºC, maka tetapharus menjaga suhu tersebut agar tetap konstan. Untuk menjaga agar suhu di dalam reaktor tetap pada 90ºC dengan menggunakan air pendingin.
- Menentukan ukuran jaket pendingin dan kecepatan air pendingin.

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

= 60 in + (2 x 0,2106 in)

= 60,4212 in

= 1,5347 m

Luas permukaan yang dibutuhkan :

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

$$A = \frac{786{,}969}{7{,}184 x 10{,}046}$$

= 10,904 ft^2

= 1,013 m^2

Tebal dinding jaket (tj) :

Bahan : *Carbon Steel Plate SA-285 grade C*

H jaket = 72,3757 in =6,0313 ft

$$Ph = \frac{(H - 1) x 64{,}425}{144}$$

tebal jaket :

$$tj = \frac{14,7 \text{ psia x } 4,8495 \text{ ft}}{12500 \text{ psia x } 0,8 - 0,2\,14,7 \text{ psia}} + 0,125$$

tj = 0,2106 in

maka dipilih standart tebal jaket = 0,25 in