

LAMPIRAN

PERANCANGAN REAKTOR (R-01)

Jenis	: <i>Continuous Stirred Tank Reactor</i>
Fungsi	: Tempat berlangsungnya reaksi antara asam akrilat dan metanol dengan bantuan katalis asam sulfat
Kondisi Operasi	:
	<ul style="list-style-type: none"> • Suhu : 55°C • Tekanan : 1 atm • Konversi : 98% • Waktu tinggal : 70 menit (diperoleh dari patent).

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor :



1. Dasar Pemilihan Jenis Reaktor

Dipilih CSTR dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Fase reaksi cair-cair dan prosesnya kontinyu
- b. Pada reaktor alir tangki berpengaduk suhu dan komposisi campuran dalam reaktor selalu seragam. Hal ini memungkinkan melakukan suatu proses isotermal dalam reaktor CSTR.
- c. Pada reaktor alir tangki berpengaduk karena volume reaktor relatif besar dibandingkan dengan reaktor alir pipa, maka waktu tinggal juga besar, berarti zat pereaksi dapat lebih lama bereaksi didalam reaktor.

2. Dasar Pemilihan Jaket Pendingin

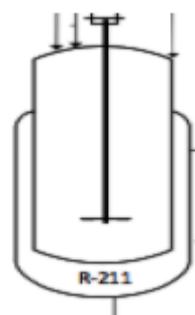
Luas area transfer panas reaktor lebih kecil dibandingkan dengan luas selimut reaktor.

3. Dasar Pemilihan Pengaduk

Menentukan jenis pengaduk dilihat berdasarkan nilai viskositas cairan yang diaduk dan volume cairan yang diaduk. Sehingga dipilih pengaduk tipe *marine propeller with 3 blades and pitch 2Di* dengan pertimbangan sebagai berikut:

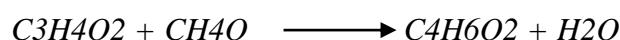
- Cocok untuk mempercepat terjadinya perpindahan massa dan panas dalam bentuk larutan pada sistem yang saling larut, karena pola aliran yang dihasilkan adalah radial.
- Cocok untuk cairan dengan viskositas mencapai 4000 cP
- Cocok untuk volume fluida sampai dengan 2000 gallon.

4. Neraca Massa di Sekitar Reaktor (R-01)



Gambar A.1. Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Reaksi di dalam reaktor:



Tabel 1. Komposisi dengan Perhitungan Kapasitas Reaktor

Umpulan Masuk:

komponen	BM	Kg/jam	Kmol/jam
C ₃ H ₄ O ₂	72,06	2580,208	35,806
H ₂ O (impuritis)	18,01	26,063	1,4471
CH ₄ O	32,04	1374,055	42,886
H ₂ O (impuritis)	18,01	28,042	2,557
H ₂ SO ₄	98,08	39,493	0,403
H ₂ O (impuritis)	18,01	0,806	0,045

Umpulan Recycle

komponen	BM	Kg/jam	Kmol/jam
C ₃ H ₄ O ₂	72,06	47,295	0,656
H ₂ SO ₄	98,08	355,44	3,624
H ₄ H ₆ O ₂	86,09	914,625	50,784

Total umpan masuk dan *recycle* adalah 5366,027 kg/jam

Umpulan Keluar:

komponen	BM	Kg/jam	Kmol/jam
C ₃ H ₄ O ₂	72,06	52,550	0,729
CH ₄ O	32,04	119,155	7,152
H ₂ SO ₄	98,08	394,934	4,027
C ₄ H ₆ O ₂	86,09	3076,293	35,733
H ₂ O	18,01	1613,095	89,567

Total umpan keluar = 5366,027 kg/jam

5. Menghitung Densitas dan Kecepatan laju Alir Volumetrik

$$\text{Suhu} = 55^\circ\text{C}$$

$$= 328 \text{ K}$$

Data densitas *liquid* diperoleh dari Table 8-1 dan 8-2, Yaws.

$$\rho = A \cdot B^{-(1-T/T_c)^n}$$

Tabel A.2. Perhitungan Densitas *Liquid*

komponen	A	B	n	Tc	ρ (kg/m ³)
C ₃ H ₄ O ₂	0,34565	0,25822	0,30701	615	10092,1889
CH ₄ O	0,27197	0,27192	0,23310	512,58	759,0307
H ₂ SO ₄	0,42169	0,19356	0,28570	925	1796,0256
H ₂ O	0,34710	0,274	0,28571	647,13	999,7097

komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi massa (xi)	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot xi$
C ₃ H ₄ O ₂	2627,5031	0,4947	10092,1889	499,2636
CH ₄ O	1374,0550	0,2587	759,0307	196,3711
H ₂ SO ₄	394,9336	0,0744	1796,0256	133,5521
H ₂ O	914,6250	0,1722	999,7097	172,1596
Total	5311,1166	1		1001,3464

Densitas campuran = 1001,3464 kg/m³

$$\text{volume cairan} = \text{waktu tinggal} \times \left(\frac{\text{massa}}{\rho} \right)$$

$$\text{volume cairan} = 1,17 \text{ jam} \times \frac{5311,1166 \text{ kg/jam}}{1001,3464 \text{ kg/m}^3}$$

$$\text{volume cairan} = 6,1880 \text{ m}^3$$

6. Menghitung Dimensi Reaktor

Perancangan reaktor ini dengan memilih *over design* sebesar 20%, sehingga volume reaktor menjadi:

$$\text{volume alat} = 1,2(\text{volume cairan})$$

$$\text{volume alat} = 1,2 \times 6,1880$$

$$\text{volume alat} = 7,4256 \text{ m}^3 = 262,2314 \text{ ft}^3$$

Reaktor yang digunakan berbentuk silinder tegak, maka:

$$V = \text{vol. silinder} + \text{vol. tutup}$$

$$V = \text{vol. silinder} + \text{vol. head}$$

Dipilih tutup berbentuk *torispherical dished head*

Dengan persamaan volume head (persamaan 5.11, Brownell) sebagai berikut:

$$V_h = 0,000049D^3$$

Sehingga persamaannya menjadi:

$$V = \frac{1}{4}\pi D^2 H + [0,000049 \cdot (D^3)]$$

Perancangan ini memilih $H = 2D$

$$V = \frac{1}{4}\pi D^2 H + [0,000049 \cdot (D^3)]$$

$$262,2314 = D^3(2/4 \times 3,124 + 0,000049)$$

$$262,2314 = D^3 \times 1,57$$

$$D^3 = 167,0211$$

$$D = 5,5071 \text{ ft} = 66,0853 \text{ in} = 1,6786 \text{ m}$$

$$H = 2 \times D$$

$$H = 2 \times 5,5071 \text{ ft}$$

$$H = 11,0142 \text{ ft} = 132,1707 \text{ in} = 3,3571 \text{ m}$$

7. Menghitung Tebal Dinding Reaktor

Digunakan persamaan dari persamaan 13.1 (Brownell and Young, 1959)

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

Keterangan:

T_s : tebal shell

- P : tekanan
 R : jari-jari
 E : efisiensi pengelasan
 C : faktor koreksi
 F : tegangan yang diijinkan (tabel 13.2, Coulson 4ed)

Mencari Tekanan Hidrostatis

$$\text{vol. cairan} = h_{cairan} \times \frac{\pi D^2}{4}$$

$$6,1880 = h_{cairan} \times 2,2118$$

$$h_{cairan} = 2,7977 \text{ m}$$

$$P_{\text{hidrostatis}} = \rho \times g \times h_{cairan}$$

$$P_{\text{hidrostatis}} = 27454,3696 \text{ N/m}^2$$

$$P_{\text{hidrostatis}} = 3,9819 \text{ psia}$$

Pertimbangan: cairan dalam reaktor mengandung asam.

Dari tabel 23-3 Perry, dipilih bahan konstruksi *Stainless Steel 316 AISI (18Cr, 12Ni, 2.5Mo)* dan diperoleh data-data sebagai berikut:

- Allowable stress (f) = 18847,948 psia
- Sambungan yang dipilih = *double welded butt joint*
- Efisiensi sambungan (E) = 80%
- Corrosion allowance (C) = 0,125 in
- Jari-jari reaktor (ri) = 33,0427 in
- Tekanan (P) =

$$P = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatis}}$$

$$P = 14,7 + 3,9819 = 18,6819 \text{ psia}$$

Menghitung Tebal Shell

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

$$t_s = \frac{18,6819 \times 33,0427}{(18847,948 \times 0,8 - 0,6(18,6819))} + 0,125$$

$$t_s = 0,1660 \text{ in}$$

Sehingga berdasarkan tabel 5.7 Brownell and Young digunakan ketebalan *shell* standar sebesar 0,1875 in.

$$\text{ID } shell = 66,0853 \text{ in}$$

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

$$= 66,0853 + (2 \times 0,1875)$$

$$= 66,4603 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 (Brownell, 1959), untuk OD standar dipilih yang terdekat yaitu:

$$\text{OD} = 72 \text{ in}$$

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

Standarisasi dari tabel 5.7 Brownell and Young diperoleh sebagai berikut:

$$icr = 4,375 \text{ in}$$

$$rc = 72 \text{ in}$$

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

$$= 72 - (2 \times 0,1875)$$

$$= 71,6250 \text{ in}$$

$$= 1,8193 \text{ m}$$

$$= 5,9688 \text{ ft}$$

$$H = 2 \times D$$

$$= 2 \times 71,6250$$

$$= 143,25 \text{ in}$$

$$= 3,6386 \text{ m}$$

$$= 11,9375 \text{ ft}$$

8. Perancangan Dimensi *Head*

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis *head* meliputi:

1. *Flanged and Standard Dished Head*

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

2. *Torispherical Flanged and Dished Head*

Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis

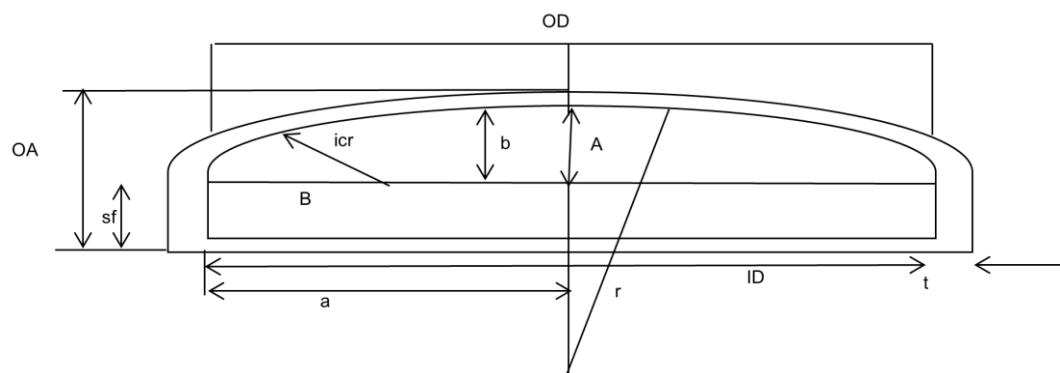
3. *Eliptical Dished head*

Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal

4. *Hemispherical Head*

Digunakan untuk tekanan operasi yang sangat tinggi, struktur kuat, dan ukuran yang tersedia sangat terbatas.

Dari pertimbangan-pertimbangan diatas dan tekanan operasi perancangan yang dibuat, maka dipilih bentuk *torispherical flanged and dished head*.



Gambar A.2. Tinggi Head

$$t_h = \frac{P \times r_c \times W}{2 \times fE - 0,2P} + C$$

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

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{72}{4,375}} \right)$$

$$W = 1,7645$$

$$t_h = \frac{18,6819 \times 72 \times 1,7645}{2 \times 18847,948 \times 0,8 - 0,2 \times 18,6819} + 0,125$$

$$t_h = 0,2037 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young, dipilih t_h standar $\frac{1}{4}$ in (0,25 in). Berdasarkan tabel 5.8 Brownell and Young dipilih nilai s_f sebesar 3 in (0,0762m).

$$ID = OD - 2t_h$$

$$= 72 - 2(0,25)$$

$$= 71,5 \text{ in}$$

$$= 1,8161 \text{ m}$$

$$a = ID/2$$

$$= 71,5/2$$

$$= 35,75 \text{ in}$$

$$AB = a - irc$$

$$= 35,75 - 4,374$$

$$= 31,375 \text{ in}$$

$$BC = rc - irc$$

$$= 72 - 4,375$$

$$= 67,625 \text{ in}$$

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

$$AC = \sqrt{(67,625)^2 - (31,375)^2}$$

$$AC = 59,9062 \text{ in}$$

$$\mathbf{b} = \mathbf{rc} - \mathbf{AC}$$

$$= 72 - 59,9062$$

$$= 12,0938 \text{ in} = 0,3072 \text{ m}$$

$$\text{AO} = \text{sf} + \mathbf{b} + \mathbf{th}$$

$$= 3 + 12,0938 + 0,25$$

$$= 15,3438 \text{ in} = 0,3897 \text{ m}$$

Volume *head* total (V_{head}) = vol.*head* (v_h) + vol.*flange* (v_{sf})

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

$$V_h = 0,000049ID^3$$

$$V_h = 0,000049 \times 71,5^3$$

$$V_h = 17,9108 \text{ ft}^3 = 0,5072 \text{ m}^3$$

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

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} \times 1,8161^2 \times 0,0762$$

$$V_{sf} = 0,1973 \text{ m}^3$$

Sehingga volume *head* total adalah:

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

$$V_{head} = 0,5072 + 0,1973 = 0,7045 \text{ m}^3$$

Kemudian menghitung luas permukaan cairan (At):

$$A_t = \frac{\pi}{4} \times D_i^2$$

$$A_t = \frac{\pi}{4} \times 1,8193^2$$

$$A_t = 2,5982 \text{ m}^2$$

Tinggi cairan dalam *shell* dapat dihitung dengan cara:

$$h_s = \frac{V_{cairan \ dalam \ shell}}{A_t}$$

$$h_s = \frac{5,4835}{2,5982}$$

$$h_s = 2,1105 \text{ m} = 83,0917 \text{ in}$$

Sehingga tinggi cairan total dalam reaktor sebelum ada koil adalah:

$$h_{total} = h_{shell} + b + s_f$$

$$h_{total} = 2,1105 + 0,3072 + 0,0762$$

$$h_{total} = 2,49 \text{ m} = 98,19 \text{ in}$$

9. Menentukan Luas Muka Reaktor

Luas muka reaktor untuk tebal *head* < 1 in, digunakan persamaan 5.12 Brownell and Young, sebagai berikut:

$$D_e = OD + \frac{OD}{42} + 2s_f + \frac{2}{3}icr$$

$$D_e = 72 + \frac{72}{42} + 2(3) + \frac{2}{3}(4,375)$$

$$D_e = 82,6310 \text{ in}$$

$$A_{total} = A_{shell} + 2A_{tiap \ head}$$

$$A_{total} = \pi DH + 2\left(\frac{\pi}{4}D_e^2\right)$$

$$A_{total} = \pi(71,625 \times 143,25) + 2\left(\frac{\pi}{4}82,6310^2\right)$$

$$A_{total} = 42937,0458 \text{ in}^2 = 27,7013 \text{ m}^2$$

10. Menghitung Spesifikasi Pengaduk

a. Menghitung Viskositas

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

$$T = 55^\circ\text{C}$$

$$= 328 \text{ K}$$

$$\log \mu = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Tabel A.2. Perhitungan viskositas

Komponen	A	B	C	D	$\mu(\text{cP})$
<chem>C3H4O2</chem>	-15,9215	2440,8	0,034383	$-2,7677 \times 10^{-5}$	0,66
<chem>CH4O</chem>	-9,0562	1254,2	0,022383	$-2,3538 \times 10^{-5}$	0,38
<chem>H2SO4</chem>	-18,7045	3496,2	0,033080	$-1,7018 \times 10^{-5}$	9,42
<chem>H2O</chem>	-10,2158	1792,5	0,017730	$-1,2631 \times 10^{-5}$	0,51

Komponen	massa	Kmol	x	$\mu(\text{cP})$	$\mu.x(\text{cP})$
<chem>C3H4O2</chem>	2627,5031	36,4627	0,2718	0,66	0,1796
<chem>CH4O</chem>	1374,0550	42,8856	0,3197	0,38	0,1207
<chem>H2SO4</chem>	394,9336	4,0266	0,0300	9,42	0,2827
<chem>H2O</chem>	914,6250	50,7843	0,3785	0,51	0,1922
Total	5311,116	134,1593	1		0,7752

$$\mu = 0,7752 \text{ cP}$$

$$\mu = 5,2088 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.s}$$

dipilih pengaduk jenis *marine propeller with 3 blades and pitch 2Di*.

Perancangan untuk pengadukan dilakukan dengan prinsip similaritas menggunakan model sesuai dengan refrensi buku Brown pada fig. 477 kurva nomor 15 halaman 507 dan tabelnya, diperoleh data sebagai berikut:

$$D_t/D_i = 3$$

$$Z_L/D_i = 3,9$$

$$Z_i/D_i = 1,3$$

b. Diameter Pengaduk (D_i)

$$D_i = \frac{D_t}{3}$$

$$D_i = \frac{71,6250}{3}$$

$$D_i = 23,8750 \text{ in} = 0,6064 \text{ m} = 1,9896 \text{ ft}$$

c. Tinggi Cairan dalam Pengadukan (Z_l)

$$Z_l = D_i \times 3,9$$

$$Z_l = 23,8750 \times 3,9$$

$$Z_l = 93,1125 \text{ in} = 2,3615 \text{ m} = 7,7594 \text{ ft}$$

d. Jarak Pengaduk dari Dasar Tangki (Z_i)

$$Z_i = D_i \times 1,3$$

$$Z_i = 23,8750 \times 1,3$$

$$Z_i = 31,0375 \text{ in} = 0,7884 \text{ m} = 2,5865 \text{ ft}$$

11. Menghitung Jumlah Pengaduk

Menghitung jumlah pengaduk (sesuai refrensi Wallas halaman 288).

Rasio tinggi permukaan cairan dan diameter tangki:

$$\frac{H}{D} = \frac{2,7977}{2} = 1,6784$$

Berdasarkan refrensi Wallas jumlah pengaduk yang dipakai adalah 1 buah.

12. Trial Nilai rpm (N)

Pada reaksi dengan transfer panas nilai Hp/1000 gallon = 1,5 – 5 dan kecepatan pengaduk (πDN) = 10 – 15 ft/s.

Dipilih $\pi DN = 18,2$ ft/s

$$N = \frac{18,2}{\pi D}$$

$$N = \frac{18,2}{\pi(1,9896)}$$

$$N = 2,9137/s = 174,8236/\text{menit}$$

13. Menghitung Nilai Reynold

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

$$Re = \frac{62,5121 \times 2,9137 \times 1,9896^2}{5,2088 \times 10^{-4}}$$

$$Re = 1384195,87$$

14. Power Number (Po)

Power number yang didapat dari fig.477 Brown adalah sebesar 0,9

$$P = \frac{N^3 \times D_i^5 \times \rho \times P_o}{gc}$$

$$P = \frac{2,9137^3 \times 1,9896^5 \times 62,5121 \times 0,9}{32,174}$$

$$P = 1348,5221 \text{ lb.ft/s}$$

$$P = 2,4519 \text{ hp}$$

Diambil Hp/1000 gallon = 1,5

$$Hp = \frac{2Hp}{1000 \text{ gallon}} \times \text{volume cairan}$$

$$Hp = \frac{1,5}{1000} \times 1634,6888$$

$$Hp = 2,4520 \text{ Hp}$$

15. Perancangan Jaket Pendingin

a. Menghitung Luas Selimut

$$L_{selimut} = \pi \times D_o \times H$$

$$L_{selimut} = \pi \times 6 \times 11,9375$$

$$L_{selimut} = 224,9025 \text{ ft}^2$$

Diketahui:

$$Q_{pendinginan} = 300.456,17 \text{ kj/jam} = 284.832,45 \text{ btu/jam}$$

b. Menentukan Suhu LMTD

Hot fluid (heavy organic)

$$\text{Tin} = 55^\circ\text{C} = 328 \text{ K} = 131 \text{ F}$$

$$\text{Tout} = 55^\circ\text{C} = 328 \text{ K} = 131 \text{ F}$$

Cold fluid (water)

$$T_{in} = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K} = 86^{\circ}\text{F}$$

$$T_{out} = 45^{\circ}\text{C} = 318 \text{ K} = 113^{\circ}\text{F}$$

Fluida panas ${}^{\circ}\text{F}$		Fluida dingin ${}^{\circ}\text{F}$	Δt
131	Higher Temp	113	18
131	Lower Temp	86	45

Rumus menentukan suhu LMTD :

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{18 - 45}{\ln\left[\frac{18}{45}\right]} = 29,4666^{\circ}\text{F}$$

c. Menghitung Luas Transfer Panas

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

Diambil harga Ud sebesar 50 btu/ft².F.jam, karena untuk fluida panas *medium organic* dan fluida dingin air nilai Ud berkisar antara 50 sampai 125 btu/ft².F.jam. Maka diperoleh nilai luas transfer panas sebesar:

$$A = \frac{284.832,45}{50 \times 29,4666}$$

$$A = 193,33 \text{ ft}^2$$

Luas selimut > A terhitung, maka luas selimut dapat mencukupi sebagai luas transfer panas sehingga digunakan jaket pendingin.

d. Kebutuhan Medium Pendingin (wc)

$$Q_c = Q_h$$

$$Q_c = w_c \times C_p c \times \Delta T_c$$

$$w_c = \frac{Q_c}{C_p c \times \Delta T_c}$$

$$w_c = \frac{300.456,17}{1.371,12}$$

$$w_c = 219,13 \text{ kmol/jam} = 3.945,56 \text{ kg/jam}$$

Menghitung kecepatan volumetrik air:

$$Q_v = \frac{m_{air}}{\rho_{air}}$$

$$Q_v = \frac{3.946,56}{0,6991} = 5.645.02 \text{ m}^2/\text{jam}$$

$$V_{air} = \frac{m}{\rho} x \theta$$

$$V_{air} = 4,53 \text{ m}^3$$

$$V_{jaket} = 1,2 \times V_{air}$$

$$V_{jaket} = 1,2 \times 4,53$$

$$V_{jaket} = 5,44 \text{ m}^3$$

e. Menentukan Dimensi Jaket Pendingin

Tinggi jaket bernilai 20% dari tinggi cairan dalam shell. Jadi tinggi jaket bernilai 2,9927 m. Sedangkan diameter jaket dapat dicari melalui persamaan:

$$V_{jaket} = V_2 - V_1$$

$$V_{jaket} = \left[\left(\frac{\pi}{4} x D j^2 \right) x H_{cairan} + 0,000049 D j^3 \right] - \left[\left(\frac{\pi}{4} x D t^2 \right) x H_{cairan} + 0,000049 D t^3 \right]$$

Diameter jaket harus bernilai 20% dari nilai diameter reaktor dengan cara trial dan error pada persamaan V_2 . Hasil trial diameter jaket diperoleh sebesar 2,0143 m. Kemudian mencari nilai V_2 sebagai berikut:

$$V_2 = \left(\frac{\pi}{4} x D j^2 \right) x H_{cairan} + 0,000049 D j^3$$

$$V_2 = \left(\frac{\pi}{4} x 2,0143^2 \right) x 2,1105 + 0,000049 (2,0143)^3$$

$$V_2 = 8,0666 + 0,004$$

$$V_2 = 8,0706 \text{ m}^3$$

Mencari nilai V_1 sebagai berikut:

$$V_1 = \left(\frac{\pi}{4} x D t^2 \right) x H_{cairan} + 0,000049 D t^3$$

$$V_1 = \left(\frac{\pi}{4} \times 1,6786^2\right) \times 2,1105 + 0,000049(1,6786)^3$$

$$V_1 = 4,6704 \text{ m}^3$$

Maka volume jaket:

$$V_{jaket} = V_2 - V_1$$

$$V_{jaket} = 8,0706 \text{ m}^3 - 4,6704 \text{ m}^3$$

$$V_{jaket} = 5,4377 \text{ m}^3$$