

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., "*Chemical Engineering Cost Estimation*", Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1955.
- Biro Pusat Statistik. "*Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*", Indonesia foreign. Trade Statistic Import. Yogyakarta, 2000-2004.
- Brown, G.G., "*Unit Operation*", Modern Asia Edition, John Willey and Sons. Inc., New York, 1978.
- Brownell, L.E., and Young, E.H., "*Process Equipment Design*", 2nd Ed., John Willey and Sons. Inc., New York, 1959.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., "*Chemical Engineering Design*", 6nd Ed., vol 6, Pergamon Press, Oxford, 1983.
- Faith, Keyes & Clark., "*Industrial Chemical*", 4th ed, John Willey and Sons, Inc., New York, 1955.
- Fogler, Scott H., "*Elements of Chemical Reaction Engineering*", 3rd ed, Prentice Hall International Inc., USA, 1999.
- Kern, D.Q., "*Process Heat Transfer*", International Student Edition, Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1983.
- Ketta, Mc. J.John, "*Chemical Processing Handbook*", Marcel Dekker Inc, New York, 1993.
- Ludwig, E.E., "*Applied Process Design for Chemical an Petrochemical Plant*", vol 1,2,3, Gulf Publishing Company, Houston, 1965.
- Perry, J.H., and Chilton. C.H., "*Chemical Engineering Hand Book*", 6th Ed., Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1984.
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., "*Plant Design and Economic for Chemical Engineer's*", 3rd ed., Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1968.
- Powell, S., "*Water Condition for Industry*", Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1954.
- Rase, H.F., "*Chemical Reactor Design for Process Plant vol. I and II, Principles and Techniques*", Willey and Sons, Inc, New York, 1977.
- Rase, H.F., and Barrow M.H., "*Project Engineering of Process Plants*", Willey and Sons, Inc, New York, 1957.
- Smith, J.M., and Van Ness, H.C., "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic*", 3rd edition, Mc. Graw Hill Book Kogokusha Ltd, Tokyo, 1975.

Treyball, E., "*Mass Transfer Operation*", International Student Edition, Koagakusha Company, Tokyo.

Wallas, S.M., "*Chemical Process Equipment*", Mc. Graw Hill Book Koagakusha Company, Tokyo, 1959.

Yaws, C.L., "*Thermodynamic and Physical Property Data*", Gulf Publishing Co., Houston, 1980.





REAKTOR

Tugas : Mereaksikan Asam Asetat dan Etanol untuk mendapatkan produk berupa Etil Asetat dengan menggunakan katalis Asam Sulfat.

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Kondisi Operasi : Endotermis

Suhu : 100°C

Tekanan : 2 atm

A. Menghitung Kecepatan Volumetris

Persamaan reaksi : $\text{CH}_3\text{COOH} + \text{C}_2\text{H}_5\text{OH} \rightarrow \text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5 + \text{H}_2\text{O}$

Karena Asam Asetat (CH_3COOH) adalah reaktan pembatas, maka Asam Asetat sebagai senyawa A dan Etanol ($\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$) sebagai senyawa B.

Komponen	Mol	Massa	Densitas	Fv
	Kmol/jam	Kg/jam	Kg/Li	Li/jam
Asam Asetat	22.7273	1363.6364	0.9608	1419.2718
Etanol	22.7273	1045.4545	0.7116	1469.1604
Etil asetat	0.0000	0.0000	0.7976	0.0000
H ₂ O	1.1620	26.3160	0.9579	27.4726
H ₂ SO ₄	0.0155	1.5229	1.7393	0.8756
TOTAL	46.9321	2436.9299		2916.7805

Kecepatan Volumetrik total sebesar 2916.7805 Liter/jam

B. Menghitung Konsentrasi Umpan

Komponen	Mol (Kmol/jam)	Fv (Li/jam)	Konsentrasi (kmol/li)
Asam Asetat	22.7273	1419.2718	0.0078
Etanol	22.7273	1469.1604	0.0078
Etil asetat	0.0000	0.0000	0.0000
H ₂ O	1.1620	27.4726	0.0005
Total	46.9165	2915.9048	0.0161

Konsentrasi awal Asam Asetat sebesar 0,0078 kmol/liter dan konsentrasi awal Etanol sebesar 0,0078 kmol/liter.

C. Optimasi Reaktor

❖ Menghitung jumlah reaktor

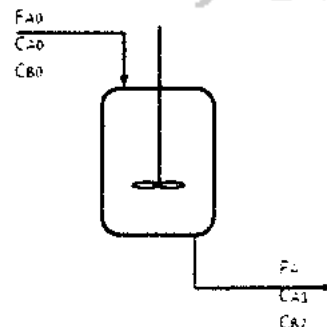
Asumsi :

- Reaksi orde 1 $(-r_A) = k \cdot C_A$
- Pengadukan sempurna, sehingga konsentrasi keluar reaktor sama dengan konsentrasi di dalam reaktor.
- Kecepatan volumetrik (F_v) masuk reaktor sama dengan keluar reaktor.
- Kondisi Endotermis Steady State.

Penentuan jumlah reaktor yang paling optimum berdasarkan total harga pembelian reaktor yang paling minimum. Perhitungan harga reaktor menggunakan persamaan "Six Tenth Factor".

$$E_b = E_d(C_b / C_d)^{0.6} \quad (\text{Chem. Eng. Cost Estimation, R.S. Aries})$$

Steady State



R. input + R. output + R. disappearance by reaction = accumulation

$$F_{A0} - F_A - (r_A) \cdot V = 0 \quad (\text{Fogler, p.39, eg.2-11})$$

$$F_A = F_{A0} (1 - X_A) \quad (\text{Fogler, p.37, eg.2-10})$$

$$F_{A0} - F_{A0} (1 - X_A) = (r_A) \cdot V$$

$$F_{A0} \cdot X_A = (r_A) \cdot V \quad (\text{Fogler, p.39, eg.2-12})$$

$$V = \frac{F_{A0} - F_A}{-r_A} \quad (\text{Fogler, p.11, eg.1-6})$$

$$V = \frac{F_{A0} \cdot X_A}{-r_A} \quad (\text{Fogler, p.39, eg.2-13})$$

$$F_{A0} = C_{A0} \cdot F_V$$

$$V = \frac{C_{A0} \cdot F_V \cdot X_A}{-r_A}$$

$$-r_A = k \cdot C_A$$

$$-r_A = k \cdot C_{A0} (1 - X_A)$$

$$V = \frac{C_{A0} \cdot F_V \cdot X_A}{k \cdot C_{A0} (1 - X_A)}$$

$$V = \frac{F_V \cdot X_A}{k \cdot (1 - X_A)}$$

Dengan menggunakan excel diperoleh hasil perhitungan sebagai berikut :

☉ Untuk 1 reaktor

Diketahui :

$$F_V = 2916,7805 \text{ Liter/jam}$$

$$k = 0,6428 \text{ /jam}$$

$$C_{A0} = 0,0078 \text{ kmol/liter}$$

$$= 7,7942 \text{ mol/liter}$$

$$C_{B0} = 0,0078 \text{ kmol/liter}$$

$$= 7,7942 \text{ mol/liter}$$

$$X_{A0} = 0$$

$$X_{A1} = 0,9$$

$$V = \frac{F_v \cdot X_A}{k \cdot (1 - X_A)} \quad \theta = \frac{V}{F_v}$$

$$\text{Volume reaktor sebesar} = 40839,4459 \text{ liter}$$

$$\text{Waktu tinggal } (\theta) = 14,0015 \text{ jam}$$

☉ Untuk 2 reaktor

$$X_{A1} = 0,6838$$

$$X_{A2} = 0,9$$

$$\text{Volume reaktor sebesar} = 9811,8024 \text{ liter}$$

$$\text{Waktu tinggal } (\theta) = 3,3639 \text{ jam}$$

☉ Untuk 3 reaktor

$$X_{A1} = 0,6837$$

$$X_{A2} = 0,8222$$

$$X_{A3} = 0,9$$

$$\text{Volume reaktor sebesar} = 5624,4906 \text{ liter}$$

$$\text{Waktu tinggal } (\theta) = 1,9283 \text{ jam}$$

☉ Untuk 4 reaktor

$$X_{A1} = 0,7661$$

$$X_{A2} = 0,8238$$

X_{A3}	= 0,8673
X_{A4}	= 0,9
Volume reaktor sebesar	= 4829,5394 liter
Waktu tinggal (θ)	= 1,6558 jam

© Untuk 5 reaktor

X_{A1}	= 0,3690
X_{A2}	= 0,6019
X_{A3}	= 0,7488
X_{A4}	= 0,8415
X_{A5}	= 0,9
Volume reaktor sebesar	= 2654,0793 liter
Waktu tinggal (θ)	= 0,9099 jam

❖ Menghitung harga reaktor

$$E_b - E_a \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^{0.6} \quad (\text{p.13. 1955. Aries \& Newton})$$

dimana :

C_a = Kapasitas Alat A

C_b = Kapasitas Alat B

E_a = Harga Alat A

E_b = Harga Alat B

Kondisi operasi = 29,4 psia

Dari fig 16-35, p. 731, Timmerhaus

Basis yang digunakan untuk kapasitas 10000 = 40000 \$

Harga untuk 1 Reaktor

Volume reaktor = 40839,4459 liter
= 10788,6738 gallon
Harga alat (Eb) = 166663.6273 \$

Harga untuk 2 Reaktor

Volume reaktor = 9811,8024 liter
= 2592,0120 gallon
Harga alat (Eb) = 70834,0707 \$

Harga untuk 3 Reaktor

Volume reaktor = 5624,4906 liter
= 1485,8378 gallon
Harga alat (Eb) = 50727,4276 \$

Harga untuk 4 Reaktor

Volume reaktor = 4829,5394 liter
= 1275,8333 gallon
Harga alat (Eb) = 46295,2415 \$

Harga untuk 5 Reaktor

Volume reaktor = 2654,0793 liter
= 701,1358 gallon
Harga alat (Eb) = 32325,2032 \$

❖ Menentukan jumlah reaktor yang dipakai

Jumlah	Konversi (X)	Vol. Reaktor (gallon)	Harga / Unit (\$)	Harga Total (\$)	Waktu Tinggal (Jam)
1	X1 = 0.9	10788.6738	166663.6273	166663.6273	14.0015
2	X1 = 0.6838 X2 = 0.9	2592.0120	70834.0707	141668.1414	3.3639
3	X1 = 0.6837 X2 = 0.8222 X3 = 0.9	1485.8378	50727.4276	152182.2827	1.9283
4	X1 = 0.7661 X2 = 0.8238 X3 = 0.8673 X4 = 0.9	1275.8333	46295.2415	185180.9659	1.6558
5	X1 = 0.3690 X2 = 0.6019 X3 = 0.7488 X4 = 0.8415 X5 = 0.9	701.1358	32325.2032	161626.0161	0.9099

Grafik hubungan antara harga total reaktor vs jumlah reaktor



Gambar hubungan antara jumlah reaktor dengan harga total reaktor

Pertimbangan volume : $V_1 > V_2 > V_3 > V_4 > V_5$

Pertimbangan harga untuk reaktor : $R_1 > R_2 < R_3 < R_4 > R_5$

Dipasang RA/B sebanyak 2 buah disusun seri.

Volume reaktor = 9811,8024 liter
 = 2592,0120 gallon

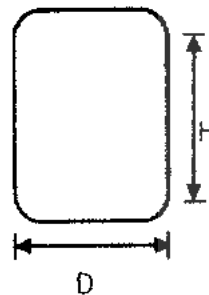
Dari Tabel 6 Peters diperoleh over design 20 %.

Volume reaktor = 11774,1629 liter
 = 11,7742 m³

D. Perancangan Reaktor

Menentukan Diameter dan Tinggi Reaktor

Dari table 2.3, p.342, Rase,H. F., bentuk reaktor dipilih silinder tegak dengan *torispherical dished head* dengan perbandingan H : D = 1,5 : 1.



$$V_{\text{shell}} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H$$

$$V_{\text{shell}} = \frac{\pi}{4} \cdot (1.5D)^3$$

$$D^3 = \frac{4 \cdot V}{3.14 \times 1.5}$$

$$ID = D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 11,776150}{3.14 \times 1.5}}$$

Diameter (D)

$$= 2,1544 \text{ m}$$

$$= 84,8183 \text{ in}$$

Karena perbandingan diameter (D) dengan tinggi (H) adalah 1 : 1,5, maka :

$$\text{Tinggi (H)} = 1,5 \times D$$

$$= 1,5 \times 2,1544 \text{ m}$$

$$= 3,2316 \text{ m}$$

$$= 127,2274 \text{ in}$$

Menentukan Tebal Dinding (*Shell*) Reaktor

Dipilih : Konstruksi tangki “*Stainless Steel SA. 283 Grade C*”.

(*tabel Appendix D, Item 4, p-342, Brownell and Young*)

Dari eq. 13.1, P-254. *Brownell and Young*

$$t_{\text{Shell}} = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6p} + c$$

Dimana :

t_s = Tebal shell, in

P = Tekanan, psi

r = Jari-jari silinder dalam, in

f = Maksimum *allowable stress*, psi

(*Tabel 13.1, P-254, Brownell&Young*)

E = Efisiensi pengelasan

(*Tabel 13.2, P-255, Brownell&Young*)

C = Faktor korosi

Dari tabel diperoleh :

E = 0,85 (*single welded butt joint*)

f = 12650 psi

c = 0,125 in

Tekanan operasi = 29,4 psi

Tekanan design = 39,8895 psi

Jari-jari reaktor = 42,4091 in

Tebal *Shell* = 0,2817 in

Tebal *Shell* standar = 0,3125 in (5/16 in)

Menentukan Tebal *Head* Reaktor

Konstruksi *head* : *Stainless steel SA. 283 Grade C*

Bentuk *Head* : *Flanged and Dished Head (Torispherical)*

Dari eq. 13-12, P-258, *Brownell and Young*

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 p \cdot r}{f \cdot E - 0,1p} + c$$

Dari tabel 5.7, p. 90, *Brownell and Young* diperoleh standarisasi :

$r = 90$ in

Tebal *Head* = 0,4206 in

Tebal *Head* standar = 0,4375 in (7/16 in)

Menentukan Ukuran *Head* Reaktor

Bentuk : *Flanged and Dished Head (Torispherical)*

Bahan : *Stainless steel SA. 283 Grade C*

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis *head* meliputi :

1. *Flanged & Standard Dished Head*

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

2. *Torispherical Flanged & Dished Head*

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

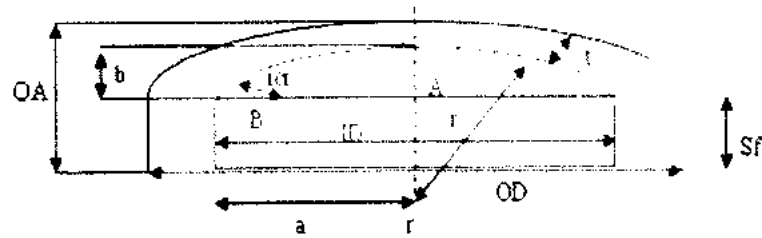
3. *Elliptical Dished Head*

Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal.

4. *Hemispherical Head*

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

(P-87 Brownell, 1959)



Keterangan gambar :

ID : Diameter dalam Head (-84.8183 in)

OD : Diameter luar Head

a : Jari-jari dalam Head

t : Tebal Head

r : Jari-jari luar dish

icr : Jari-jari dalam sudut dish

b : Tinggi Head

Sf : Straight Flange

OA : Tinggi Head total

Dari gambar di atas :

$$\begin{aligned}
 a &= ID / 2 \\
 &= 42,4091 \text{ in} \\
 &= 1,0772 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= a - icr \\
 &= 36,9091 \text{ in} \\
 &= 0,9375 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - icr \\
 &= 84,5000 \text{ in} \\
 &= 2,1463 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$b = r - ((BC^2 - AB^2)^{0,5})$$

$$= 13,9871 \text{ in}$$

$$= 0,3553 \text{ m}$$

$$sf = 3,5000 \text{ in} \quad (\text{tabel 5.6 Brownell, p-88})$$

$$= 0,0889 \text{ m}$$

$$OA = t_{head} + b + sf$$

$$= 17,9246 \text{ in}$$

$$= 0,4553 \text{ m}$$

$$\text{Jadi tinggi Head total} = 17,9246 \text{ in}$$

Menghitung Luas Larutan dalam Reaktor

$$\text{Luas permukaan cairan (A)} = (\pi/4) \cdot ID^2$$

$$= 5647,3972 \text{ in}^2$$

$$= 3,6435 \text{ m}^2$$

$$\text{Volume Head (VH)} = 29,8995 \text{ in}^3$$

$$= 0,0005 \text{ m}^3$$

$$= 0,0173 \text{ ft}^3$$

$$\text{Vol. larutan pada bagian Shell} = \text{Vol. larutan dalam reaktor} - \text{vol. head}$$

$$= 718492,8646 \text{ in}^3$$

$$= 11,7740 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Shell (VS)} = Vr - (2 \cdot VH)$$

$$= 10,7738 \text{ m}^3$$

$$= 657458,9862 \text{ in}^3$$

$$= 380,4740 \text{ ft}^3$$

$$= 10773,8232 \text{ liter}$$

Tinggi *Shell* (HS)

$$= (4VS / \pi ID^2)$$

$$= 2,9570 \text{ m}$$

$$= 116,4181 \text{ in}$$

$$= 9,7015 \text{ ft}$$

Tinggi reaktor

$$= \text{Tinggi Shell} + 2 \cdot \text{tinggi Head}$$

$$= 3,8676 \text{ m}$$

$$= 152,2672 \text{ in}$$

$$= 12,6889 \text{ ft}$$

Tinggi cairan dalam *Shell* (L)

$$= \text{vol. larutan dalam shell} \cdot A$$

$$= 3,2315 \text{ m}$$

$$= 127,2255 \text{ in}$$

$$= 10,6021 \text{ ft}$$

Tinggi larutan dalam *Shell* dan *Head*

Tinggi larutan

$$= \text{tinggi larutan dalam shell} + \text{tinggi head}$$

$$= 3,6868 \text{ m}$$

$$= 145,1501 \text{ in}$$

$$= 12,0958 \text{ ft}$$

Volume reaktor

$$= \text{Volume shell} + \text{volume head}$$

$$= 10,7743 \text{ m}^3$$

$$= 10774,3132 \text{ liter}$$

Menghitung Luas Permukaan Dalam dan Luas Permukaan Luar

Luas permukaan dinding dalam

$$\begin{aligned}\text{Luas dinding shell (A}_s\text{)} &= \pi \cdot \text{ID} \cdot \text{H} \\ &= 21.8608 \text{ m}^2 \\ &= 33884,3788 \text{ in}^2 \\ &= 235.3082 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Luas dinding head (A}_h\text{)} &= (2 \times 1,22 \times \pi) \cdot (4 \times \text{ID}^2) \\ &= 0,4127 \text{ m}^2 \\ &= 639,6552 \text{ in}^2 \\ &= 4,4421 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Luas total (A}_i\text{)} &= \text{A}_s + \text{A}_h \\ &= 22,2725 \text{ m}^2 \\ &= 34524,0340 \text{ in}^2 \\ &= 239,7502 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Luas permukaan dinding luar

$$\begin{aligned}\text{Luas dinding shell (A}_s\text{)} &= \pi \times (\text{ID} + t_{\text{shell}}) \times \text{H} \\ &= 21,9414 \text{ m}^2 \\ &= 34009,2207 \text{ in}^2 \\ &= 236,1751 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Luas dinding head (A}_h\text{)} &= (2 \times 1,22) / 4 \times (\text{ID} + 2 \cdot t_{\text{head}})^2 \\ &= 0,1288 \text{ m}^2 \\ &= 199,5730 \text{ in}^2 \\ &= 1,3859 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

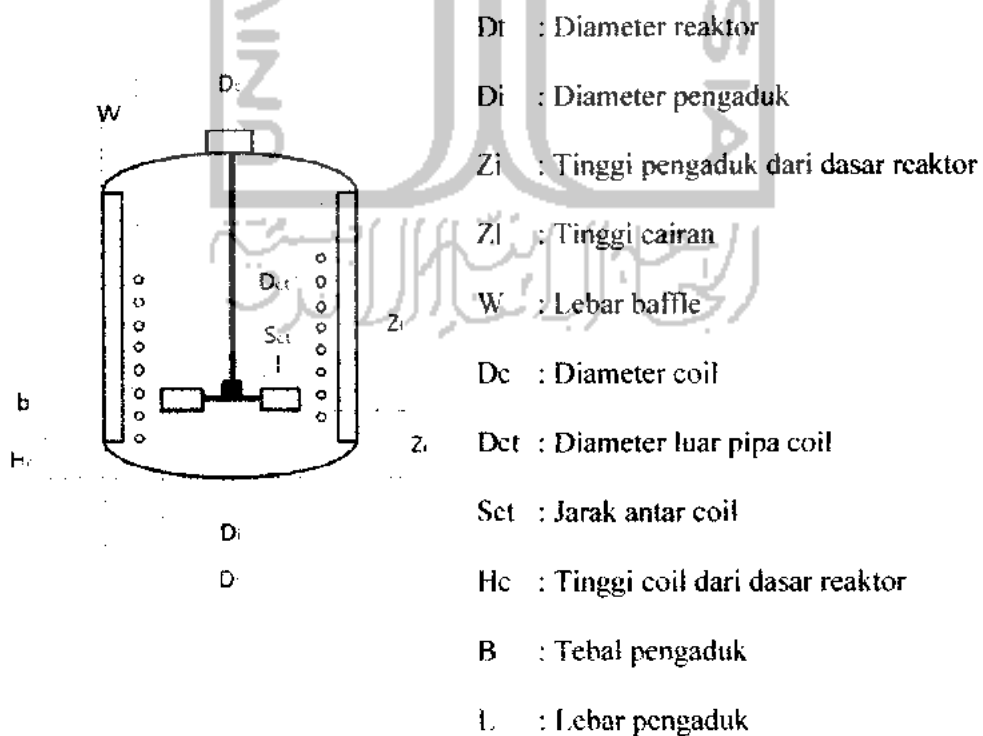
$$\begin{aligned} \text{Luas total (A}_0) &= A_{so} + A_{ho} \\ &= 22.0701 \text{ m}^2 \\ &= 34208,7936 \text{ in}^2 \\ &= 237,5611 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menentukan Ukuran dan Power Pengaduk

Dari Yaws dapat diketahui viskositas (μ) masing-masing komponen pada 100°C :

Komponen	Kmol	Xmol	μ (cP)	$\sum \mu$ (cP)
Etil Asetat	0,0000	0,0000	0,2200	0,0000
Asam Asetat	22,7273	0,4843	0,4700	0,2276
Etanol	22,7273	0,4843	0,3300	0,1598
Air	1,4620	0,0312	0,2700	0,0084
Asam Sulfat	0,0155	0,0003	1,7000	0,0006
	46,9321			0,3964

Larutan dalam reaktor memiliki viskositas yang rendah sehingga dapat dipilih pengaduk tipe Turbin dengan 6 flat blades. Jumlah baffle yang digunakan adalah 4 buah.



Dari tabel 477 (Brown, p-507) diperoleh data sebagai berikut :

D_i/D_t	= 3	D_c/D_t	= 0.7	H_c/D_t	= 0.15
Z_i/D_i	= 0.75 - 1.3	D_{ct}/D_t	= 0.03125 - 0.1458	Z_1/D_i	= 2.7 - 3.9
W/D_i	= 0.04	S_{ct}/D_{ct}	= 2.00 - 4.00		

Diameter pengaduk (D_i) = $D_t/3$

= 0.7181 m
 = 28.2728 in

= 2.3561 ft

Z_i/D_i = 1

Tinggi pengaduk dari dasar Reaktor (Z_i)

Tinggi pengaduk = D_i

= 0.7181 m

= 28.2728 in

= 2.3561 ft

Lebar Baffle (W) = 0.04 D_i

= 0.0287 m

= 1.1309 in

= 0.0942 ft

Tinggi cairan (Z_1) = 3.9 D_i

= 2.8007 m

= 110.2637 in

= 9.1886 ft

Tinggi *coil* dari dasar reaktor (H_c)

$$\begin{aligned}
 H_c &= 0,15 D_t \\
 &= 0,3232 \text{ m} \\
 &= 12,7227 \text{ in} \\
 &= 1,0602 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 D_c/D_i &= 0,0375 \\
 \text{Diameter luar pipa } coil \text{ (} D_c \text{)} &= 0,0375 D_i \\
 &= 0,0269 \text{ m} \\
 &= 1,0602 \text{ in} \\
 &= 0,0884 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 S_c/D_c &= 2 \\
 \text{Jarak antar } coil \text{ (} S_c \text{)} &= 2 D_c \\
 &= 0,0539 \text{ m} \\
 &= 2,1205 \text{ in} \\
 &= 0,1767 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b/D_i &= 1/5 \\
 \text{Tebal pengaduk (} b \text{)} &= 1/5 D_i \\
 &= 0,1436 \text{ m} \\
 &= 5,6546 \text{ in} \\
 &= 0,4712 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 l/d &= 1/4 D_i \\
 \text{Lebar pengaduk (} l \text{)} &= 1/4 D_i \\
 &= 0,1795 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$= 7,0682 \text{ in}$$

$$= 0,5890 \text{ ft}$$

$$D_c/D_t = 0,7$$

$$D_c = 0,7 D_t$$

$$= 1,5081 \text{ m}$$

$$= 59,3728 \text{ in}$$

$$= 4,9477 \text{ ft}$$

Menentukan Kecepatan Putar Pengaduk

Dari Rase, p.345. eq-8.8 :

$$\frac{WELH}{2.D_i} = \left[\frac{\pi.D_i.N}{600} \right]^2$$

Dimana :

WELH : Water equivalent liquid height

: $Z_l \times spgr$

Z_l : Tinggi cairan, m

N : Kecepatan putaran pengaduk, rpm

Diketahui :

$$Spgr = 0,8404$$

$$WELH = Z_l \times Spgr$$

$$= 3,0981 \text{ m}$$

$$= 121,9716 \text{ in}$$

$$= 10,1643 \text{ ft}$$

$$N = \frac{600}{\pi \cdot D_i} \left[\frac{WELH}{2 \cdot D_i} \right]^{1/2}$$

Kecepatan putar pengaduk (N) = 119,1146 rpm
 = 1,9852 rps
 = 7146,8768 rph

Jumlah pengaduk = $\frac{WELH}{D}$
 = 1,4380
 = 1 buah

Kekuatan pengaduk (P) = $(N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot d^5) / gc$

Dimana :

P : Daya pengaduk, lb.ft/s

N_p : Power number

N : Kecepatan putar pengaduk, rps

ρ : Densitas campuran, lb/ft³

d : Diameter pengaduk, ft

gc : Gravitasi, ft.lbm/s².lbf

N_{Re} = $(N \cdot d^2 \cdot \rho) / \mu$

1 Hp = 550,0003 ft.lbf/s

Jadi harga N_{Re} = 2169533,8320

Karena N_{re} lebih dari 2100, maka jenis alirannya adalah turbulen.

Dari H.F. Rase, p.345 :

N_p (konstanta) = 5,5 untuk N_{Re} lebih dari 10000

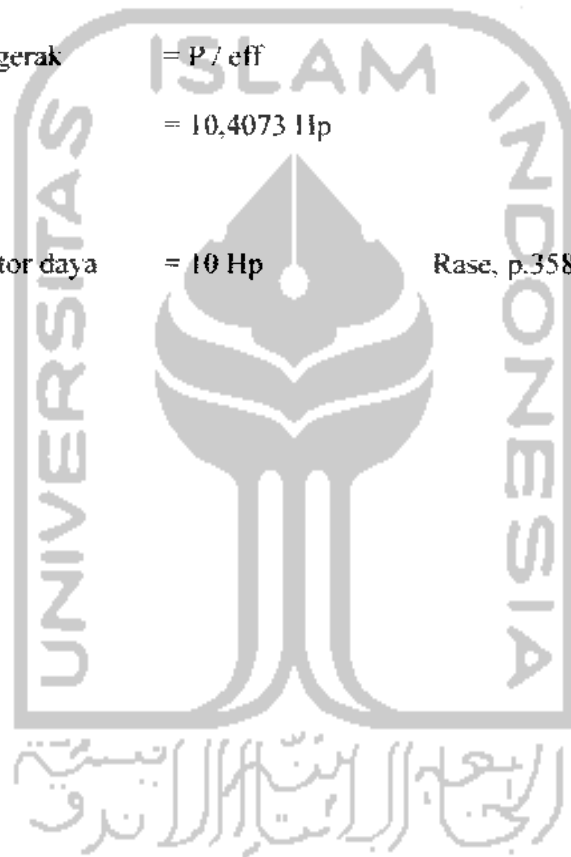
$$\begin{aligned} \text{Kekuatan pengaduk (P)} &= 5094,3831 \text{ lb.ft/s} \\ &= 9,2625 \text{ Hp} \end{aligned}$$

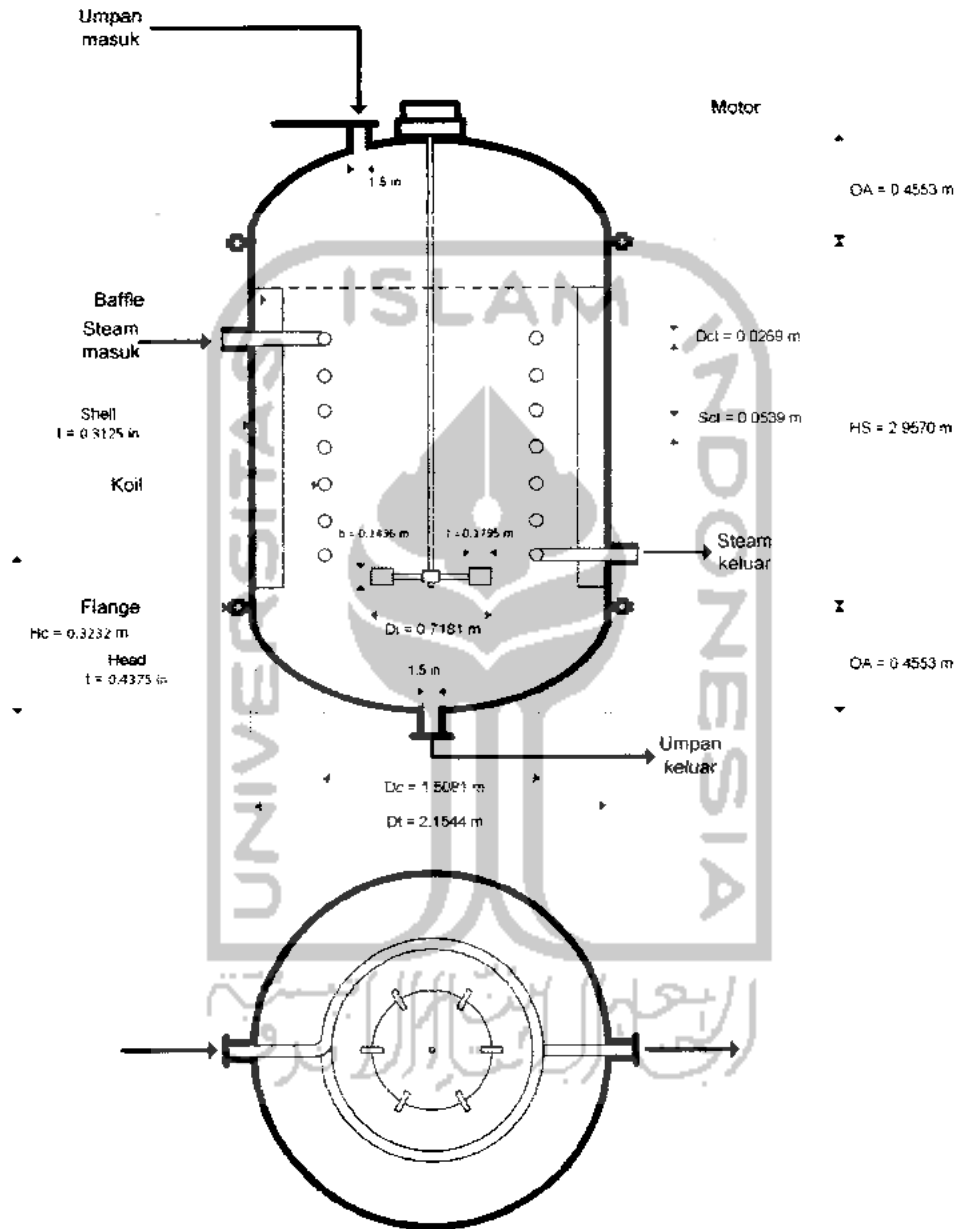
Dari Timmerhous, p.521, fig.14-38 :

$$\text{Efisiensi motor penggerak (eff)} = 89\%$$

$$\begin{aligned} \text{Daya motor penggerak} &= P / \text{eff} \\ &= 10,4073 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Maka dipakai motor daya} = 10 \text{ Hp} \quad \text{Rase, p.358, standar NEMA}$$





Gambar Reaktor 2