

LAMPIRAN

LAMPIRAN A

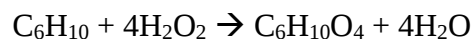
REAKTOR

Jenis	: Reaktor alir tangki berpengaduk (RATB)
Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi antara sikloheksena (C_6H_{10}) dan hidrogen peroksida (H_2O_2) 30% dengan bantuan katalis asam sulfat (H_2SO_4), asam fosfat (H_3PO_4), dan asam tungstat (H_2WO_4) menjadi asam adipat ($C_6H_{10}O_4$)
Kondisi operasi	: Suhu = 80 °C ; Tekanan = 1 atm
Konversi	: 94%

Alasan pemilihan :

1. Reaksi berlangsung pada fase cair
2. Reaksi eksotermis
3. Terdapat pengaduk sehingga suhu dan komposisi cairan dalam reaktor yang selalu homogen bisa terpenuhi

A. Kinetika Reaksi



Pada proses reaksi antara sikloheksena dan hidrogen peroksida terjadi reaksi dekomposisi, sehingga reaksi tersebut termasuk reaksi orde satu (Roland F.B. dan Irwin W.S., 1951).

Persamaan reaksi orde 1 :

$$(-r_A) = k \cdot C_A$$

Dimana : $(-r_A)$ = Laju reaksi

k = Konstanta laju reaksi, $m^3/kmol.jam$

C_A = Konsentrasi C_6H_{10} , $kmol/m^3$

Nilai konstanta laju reaksi (k) = $3,72E-03 \text{ s}^{-1}$ (Vayssie and Elias, 1997)

Berdasarkan data dari hasil penelitian diketahui bahwa : (Wen, dkk., 2012)

1. Konversi sebesar 0,94
2. Perbandingan mol $C_6H_{10} : H_2O_2 = 1 : 4,4$

- Neraca Massa

- a. Neraca massa umpan

Arus 7

Tabel 1 Neraca massa umpan (Arus 7)

Komponen	Berat (kg)	Fraksi Berat	BM	Kmol	Fraksi mol
H ₂ O ₂	1372,2100	0,2952	34	40,3591	0,1845
H ₂ O	3203,7074	0,6892	18	177,9837	0,8135
H ₂ SO ₄	18,3233	0,0039	98	0,1870	0,0009

H ₃ PO ₄	8,5576	0,0018	98	0,0873	0,0004
H ₂ WO ₄	45,8406	0,0099	249,85	0,1835	0,0008
Total	4648,6390	1,0000		218,8006	1,0000

Arus 8

Tabel 2 Neraca massa umpan (Arus 8)

Komponen	Berat (kg)	Fraaksi Berat	BM	Kmol	Fraaksi mol
C ₆ H ₁₀	752,1472	1,0000	82	9,1725	1,0000
Total	752,1472	1,000		9,1725	1,000

b. Neraca massa keluaran reaktor

Tabel 3 Neraca massa keluaran reaktor

Komponen	Berat (kg)	Fraaksi Berat	BM	Kmol	Fraaksi mol
C ₆ H ₁₀ O ₄	1258,83757	0,2331	146	8,6222	0,0373
C ₆ H ₁₀	45,1288	0,0084	82	0,5504	0,0024
H ₂ O ₂	0,0000	0,0000	34	0,0000	0,0000
O ₂	93,9267	0,0174	32	2,9352	0,0127
H ₂ O	3930,1716	0,7277	18	218,3429	0,9456
H ₂ SO ₄	18,3233	0,0034	98	0,1870	0,0008
H ₃ PO ₄	8,5576	0,0016	98	0,0873	0,0004
H ₂ WO ₄	45,8406	0,0085	249,85	0,1835	0,0008
Total	5400,7862	1,0000		230,9084	1,000

- Massa jenis komponen

$$T = 80\text{ }^{\circ}\text{C} = 353,15\text{ K}$$

$$T_{\text{avg pendingin}} = 40\text{ }^{\circ}\text{C} = 313,15\text{ K}$$

$$\text{Densitas} = A \cdot B^{\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

$$\text{Densitas} = \frac{g}{ml}; T = K)$$

Tabel 4 Densitas komponen

Komponen	A	B	n	T _c	1-(T/T _c)	density (ρ), g/ml	ρ, (kg/m ³)
C ₆ H ₁₀ O ₄	0,3216	0,19313	0,28571	809	0,5635	1,2987	1298,7036
C ₆ H ₁₀	0,2771	0,26547	0,28571	560,4	0,3698	0,7518	751,8488
H ₂ O ₂	0,43776	0,2317	0,38	730,15	0,5163	1,3654	1365,3626
O ₂	0,436	0,2906	0,2924	154,58	-1,2846	0,2741	274,0909
H ₂ O	0,325	0,27	0,23	647,13	0,4543	0,9686	968,6050
H ₂ SO ₄	1,4915	0,79186	0,2713	924	0,6178	1,8305	1830,4650
H ₃ PO ₄	1,79505	0,96491	0,15872	1030	0,6571	1,8560	1856,0498
H ₂ WO ₄						4,0500	4050,0000
Total						12,3951	12395,1258

Tabel 5 Densitas campuran

Komponen	BM	ρ (kg/m ³)	F _w (kg/jam)	F _v (m ³ /jam)	Fraksi Berat	ρ · X (kg/m ³)
C ₆ H ₁₀ O ₄	146	1298,7036	0,0000	0,0000	0,0000	0
C ₆ H ₁₀	82	751,8488	752,1472	7,1833	0,1393	104,7071596
H ₂ O ₂	34	1365,3626	1372,2100	3,9556	0,2541	346,9058249
O ₂	32	274,0909	0,0000	0,0000	0,0000	0
H ₂ O	18	968,6050	3203,7074	5,5758	0,5932	574,5695177
H ₂ SO ₄	98	1830,4650	18,3233	2,9505	0,0034	6,210247636
H ₃ PO ₄	98	1856,0498	8,5576	2,9098	0,0016	2,940929749
H ₂ WO ₄	249,85	4050,0000	45,8406	1,3335	0,0085	34,37545997
Total	757,8500	12395,1258	5400,7862	23,9086	1,0000	1069,7091

ρ campuran

: 1069,71 kg/m³

Volume cairan (F_v)	: 23,91 m ³ /jam
Konsentrasi C ₆ H ₁₀ (C_{A0})	: 0,38 kmol/m ³
Konsentrasi H ₂ O ₂ (C_{B0})	: 1,69 kmol/m ³
Konsentrasi C ₆ H ₁₀ O ₄ (C_{C0})	: 0,36 kmol/m ³
Konsentrasi H ₂ O (C_{D0})	: 9,13 kmol/m ³
N_{A0}	: 9,17 kmol

Menghitung C_A , C_B , C_C , C_D

$$C_A = C_{A0} - C_{A0} \cdot X = 0,02 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_B = C_{B0} - C_{A0} \cdot X = 1,33 \text{ kmol/m}^3$$

Menghitung r_A

$$-r_A = k \cdot C_A$$

$$-r_A = k (C_{A0} - C_{A0} \cdot X) = 0,31 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$$

- Optimasi jumlah reaktor

Asumsi dalam perhitungan reaktor :

$$F_v \text{ konstan} \rightarrow F_{V0} = F_{V1} = F_{V2} = F_{Vn}$$

Tujuan optimasi : Mendapatkan jumlah dan volume optimal ditinjau dari konversi dan harga reaktor.

Reaktor 1 (n = 1)

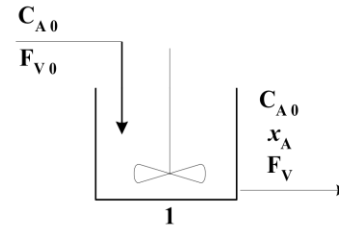
Persamaan neraca massa

$$F_{V0} \cdot C_{A0} - (F_{V0} \cdot C_A + r_A \cdot V) = 0$$

$$F_{V0} \cdot (C_{A0} - C_A) = r_A \cdot V$$

$$V = \frac{Fv(C_{A1} - C_{A2})}{-r_A}$$

$$V = \frac{Fv[C_{A0}(1 - X_{A0}) - C_{A0}(1 - X_{A1})]}{k \cdot C_{A0}(1 - X_{A1})}$$



Dari persamaan di atas dapat disimpulkan bahwa untuk menghitung volume reaktor dengan jumlah tertentu dapat dihitung dengan rumus sebagai berikut :

$$V = \frac{Fv(X_{A1} - X_{A0})}{k \cdot (1 - X_{A1})}$$

Untuk mengetahui jumlah reaktor dilakukan optimasi dengan menggunakan harga reaktor yang diambil dari <http://matche.com/equipcost/reaktor.html> untuk mempertimbangkan jumlah reaktor dengan harga minimal.

n = 1

Reaktor ke -	Xa, N-1	Xa, N	V, m ³	Error V
1	0 %	94 %	28,00	0,00
			28,00	0,00

n = 2

Reaktor ke -	Xa, N-1	Xa, N	V, m ³	Error V
1	0 %	76 %	5,51	0,00
2	76 %	94 %	5,51	0,00
			11,02	0,00

n = 3

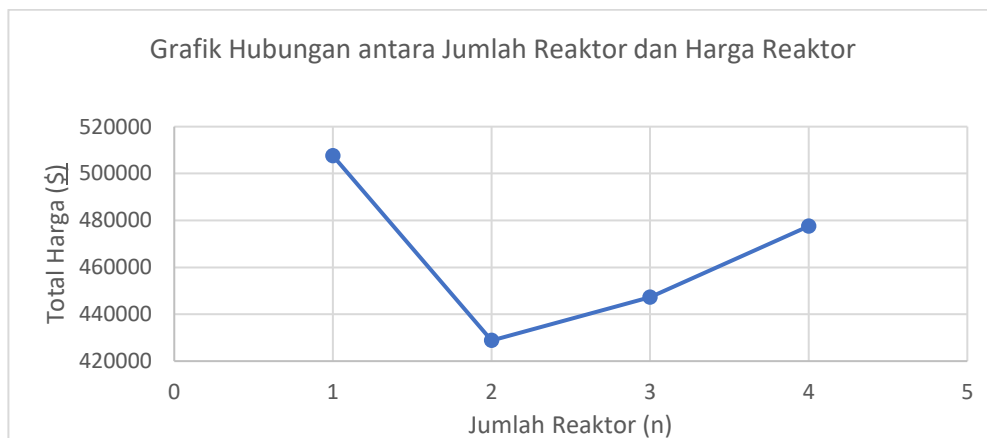
Reaktor ke -	Xa, N-1	Xa, N	V, m ³	Error V
1	0 %	61 %	2,78	0,00
2	61 %	85 %	2,78	0,00
3	85 %	94 %	2,78	0,00
			8,33	0,00

n = 4

Reaktor ke -	Xa, N-1	Xa, N	V, m ³	Error V
1	0 %	51 %	1,82	0,00
2	51 %	76 %	1,82	0,00
3	76 %	88 %	1,82	0,00
4	88 %	94 %	1,82	0,00
			7,30	0,00

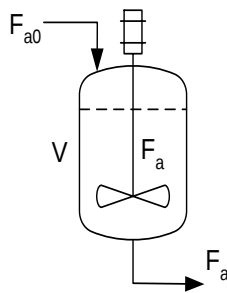
n	Konversi	Volume (m ³)	Error V	Volume (dm ³)	1,2 V (dm ³)	Volume (gal)	t (jam)	Error t	Harga (US\$)	Total Harga (US\$)
1	94%	28,00	0,00	28001,91	33602,29	8876,79	1,41	0,00	507.600	507.600
2	76%	5,51	0,00	5509,49	6611,39	1746,55	0,28	0,00	214.400	428.800
	94%	5,51	0,00	5509,49	6611,39	1746,55	0,28	0,00	214.400	
3	61%	2,7	0,00	2778,22	3333,86	880,71	0,14	0,00	149.100	447.300
	85%	2,78	0,00	2778,16	3333,80	880,70	0,14	0,00	149.100	
	94%	2,78	0,00	2778,23	3333,87	880,72	0,14	0,00	149.100	
4	51%	1,82	0,00	1824,02	2188,83	578,23	0,09	0,00	119.400	477.600
	76%	1,82	0,00	1824,02	2188,82	578,23	0,09	0,00	119.400	
	88%	1,82	0,00	1824,06	2188,87	578,24	0,09	0,00	119.400	
	94%	1,82	0,00	1823,99	2188,80	578,22	0,09	0,00	119.400	

n	Total Harga (US\$)
1	507.600
2	428.800
3	447.300
4	477.600



Berdasarkan hasil optimasi, didapatkan harga paling ekonomis dengan menggunakan 2 buah reaktor dengan masing-masing volume shell reaktor (V) sebesar 1746,55 gallon = 6,61 m³.

B. Perancangan Reaktor



Gambar 1 Skema reaktor berpengaduk

Perbandingan diameter dan tinggi reaktor 1:1 (D:H = 1:1) (Brownell, hal 43)

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

$$Volume\ shell = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot Volume\ shell}{\pi}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 6,61}{3,14}} = 2,04\ m = 80,10\ in = 6,68\ ft$$

$$D = H$$

$$H = 2,04\ m = 80,10\ in = 6,68\ ft$$

Bentuk reaktor dipilih : *vertical vessel* dengan *formed head*.

Untuk P operasi 1 atm dipilih bentuk *torespherical dished head* (Brownell, hal 88).

$$V_{dish} = 0,000049 D_s^3$$

Dimana : D_s = Diameter shell, in

$$V_{dish} = \text{Volume dish, ft}^3$$

$$V_{dish} = 0,000049 * (80,10^3) = 25,18 \text{ ft}^3$$

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} D^2 \frac{sf}{12}$$

Dipilih $sf = 2$ in

$$V_{sf} = \frac{3,14}{4} 6,68^2 \frac{2}{12} = 5,83 \text{ ft}^3 = 0,17 \text{ m}^3$$

$$V_{head} = 2(V_{dish} + V_{sf})$$

$$V_{head} = 2*(25,18 \text{ ft}^3 + 5,83 \text{ ft}^3) = 62,03 \text{ ft}^3 = 1,76 \text{ m}^3$$

$$V_{reaktor} = V_{shell} + V_{head}$$

$$V_{reaktor} = (6,61 + 1,76) \text{ m}^3 = 8,37 \text{ m}^3$$

Spesifikasi reaktor adalah sebagai berikut :

Diameter shell : 2,04 m

Tinggi shell : 2,04 m

Volume shell : 6,61 m³

Volume head : 1,76 m³

Volume reaktor : 8,37 m³

$$V_{bottom} = 0,5V_{head}$$

$$V_{bottom} = 0,5 * 1,76 \text{ m}^3 = 0,88 \text{ m}^3$$

$$V_{cairan} = V_{shell} - V_{bottom}$$

$$V_{cairan} = 6,61 - 0,88 \text{ m}^3 = 5,73 \text{ m}^3$$

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

$$h_{cairan} = \frac{4 \times 5,73}{3,14 \times 2,04^2} = 1,76 \text{ m} = 5,79 \text{ ft}$$

- Menghitung tebal shell (ts)

$$ts = \frac{Pr}{(f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + C \quad (\text{Pers 13.1 Brownell, 1959 hal 254})$$

Dimana :

Ts : Tebal shell

P : Tekanan

R : Jari-jari = 1/2D

E : Efisiensi pengelasan

C : Faktor koreksi

F : Tegangan yang diijinkan (Tabel 13.2 Coulson 4th ed, hal 812)

Tekanan sistem (P)

$$P_{total} = P_{hidrostatik} + P_{operasi}$$

$$P_{operasi} = 1 \text{ atm} = 14,69 \text{ psi}$$

Tekanan hidrostatik

$$P_{hidrostatik} = \frac{\rho g h}{g c}$$

$$P_{hidrostatik} = (1069,71 * 0,0643) * 32,2 * 5,79 / 32$$

$$= 3889,62 \text{ lb/ft}^2$$

$$= 27,01 \text{ lb/in}^2$$

$$= 27,01 \text{ psi}$$

$$P_{total} : 41,70 \text{ psi}$$

$$P_{design} : 45,87 \text{ psi}$$

$$r : 40,05 \text{ in}$$

$$E : 0,8$$

$$C : 0,125$$

$$F : 18750,00 \text{ psi}$$

$$ts = \frac{45,87 \times 40,05}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 45,87} + 0,125 = 0,25 \text{ in}$$

$$ts \text{ standart} = 0,31 \text{ in (5/16")} \quad (\text{Tabel Brownell hal 350})$$

- Menghitung tebal head (th)

$$th = \frac{Pr_w}{2fE - 0,2P} + C \quad (\text{Pers 7.77 Brownell, 1959 hal 138})$$

$$P = P_{\text{design}} - P_{\text{lingkungan}}$$

$$P = 45,87 - 14,69 = 31,18 \text{ psi}$$

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

$$OD = 80,10 \text{ in} + 2 * 0,31 \text{ in} = 80,73 \text{ in} = 2,05 \text{ m}$$

Dicari ukuran OD standart pada Tabel 5.7 Brownell, maka didapat :

$$OD : 132 \text{ in}$$

$$ts : 0,31 \text{ in}$$

$$icr : 8 \text{ in}$$

$$r : 130 \text{ in}$$

$$E : 0,8$$

$$C : 0,125$$

$$F : 18750 \text{ N/mm}^2 = 18750 \text{ psi}$$

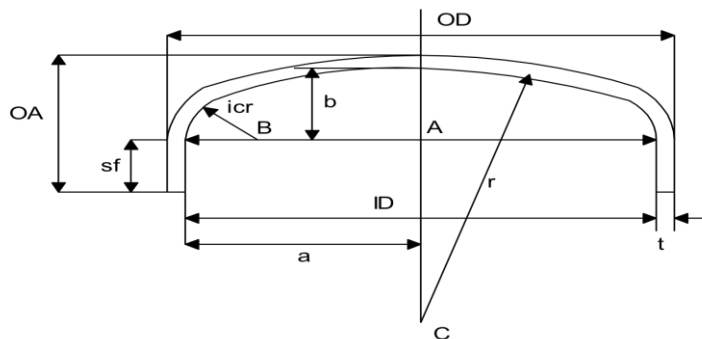
$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)$$

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{130}{8}} \right) = 1,76 \text{ in}$$

$$th = \frac{31,18 \times 130 \times 1,76}{2 \times 18750 \times 0,8 - 0,2 \times 31,18} + 0,125 = 0,36 \text{ in}$$

Th standart = 0,44 in (Tabel Brownell hal 88)

- Menghitung tinggi head



Gambar 5.8 Brownell hal 87

Pada Tabel 5.4 Brownell hal 87 dengan th sebesar 5/8" maka didapatkan nilai sf = 1,5 – 3,5, maka dipilih sf 2,5 in

$$ID = OD - 2ts$$

$$ID = 132 - (2 * 0,31) = 131,38 \text{ in}$$

$$a = ID/2$$

$$a = 131,38 / 2 = 65,69 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$AB = 65,69 - 8 = 57,69 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$BC = 130 - 8 = 122 \text{ in}$$

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

$$AC = \sqrt{122^2 - 57,69^2} = 107,50 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$b = 130 - 107,50 = 22,50 \text{ in}$$

$$h_{\text{head}} = th + b + sf$$

$$h_{\text{head}} = 0,44 + 22,50 + 2,5 = 25,44 \text{ in} = 0,65 \text{ m}$$

$$h_{\text{reaktor}} = 2h_{\text{head}} + h_{\text{shell}}$$

$$h_{\text{reaktor}} = (2 * 0,65) + 2,04 = 3,33 \text{ m}$$

C. Menghitung Spesifikasi Pengaduk

- Menghitung viskositas

$P = 1 \text{ atm} ; T = 80 \text{ }^{\circ}\text{C} = 353,15 \text{ K}$

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

Tabel 6 Densitas Cair

Komponen	fraksi	ρ , kg/m ³	ρ , g/ml	ρ , x	μ , cp	μ , x	T, $^{\circ}\text{C}$	T,x
C6H10	0,1393	751,8488	0,7518	104,7072	0,3129	0,0436	83,000	11,559
H2O2	0,2541	1365,3626	1,3654	346,9058	0,6169	0,1567	150,2	38,162
H2O	0,5932	968,6050	0,9686	574,5695	0,3523	0,2090	100,000	59,319
H2SO4	0,0034	1830,4650	1,8305	6,2102	5,7068	0,0194	337,000	1,143
H3PO4	0,0016	1856,0498	1,8560	2,9409	9,4659	0,0150	158,000	0,250
H2WO4	0,0085	4050,0000	4,05	34,3755	0,0000	0,0000	1473,000	12,502
Total	1,0000	10822,3312	10,8223	1069,7091		0,4436		122,937

Penentuan berdasarkan :

T operasi : 80 $^{\circ}\text{C}$

μ : 0,44 cP = 0,0003 lb/fts = 0,0004 kg/m.s

ρ : 1069,71 kg/m³ = 66,90 lb/ft³ = 0,04 lb/in³

V tangki : 8,37 m³

Berdasarkan Gambar 10.57 hal 472 Coulson, $\mu L = 2 \text{ Ns/m}^2$ dan volume = 8,37 m³

Pengaduk yang dipilih yaitu pengaduk turbin, dengan alasan :

- Jenis pengaduk ini efektif untuk jangkauan viskositas yang sangat luas
- Pencampuran sangat baik, bahkan dalam skala mikro

Dari Rase, hal 356 diketahui :

$$D_i / D_R = 1/3$$

$$E = D_i = 1$$

$$W = D_i / 5$$

$$L = D_i / 4$$

$$B = D / 10$$

$$\text{Diameter reaktor (DR)} : 2,03 \text{ m}$$

$$\text{Diameter pengaduk (DI)} : 0,68 \text{ m}$$

$$\text{Pengaduk dari dasar (E)} : 0,68 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi pengaduk (W)} : 0,14 \text{ m}$$

$$\text{Lebar pengaduk (L)} : 0,17 \text{ m}$$

$$\text{Lebar baffle (B)} : 0,20 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah impeller} = \text{WELH} / D \quad \text{Dimana WELH} = \text{Water Equivalent Liquid High}$$

$$\text{WELH} = \text{Tinggi bahan} * sg$$

$$\text{WELH} = \text{Tinggi bahan} \times \frac{\rho L}{\rho_{air}}$$

$$\text{WELH} = 1,76 \times \frac{1069,71}{968,61}$$

$$\text{WELH} = 1,95 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah impeller} = 1,95 / 2,04 = 0,96 \approx 1$$

- Menghitung jumlah putaran pengaduk

$$\frac{WELD}{2DI} = \left(\frac{\pi \cdot DI \cdot N}{600} \right)^2 \quad (Rase, 1977 \text{ hal } 345)$$

$$N = \frac{600}{\pi \cdot DI \cdot 0,3048} \sqrt{\frac{WELD}{2DI}}$$

$$N = \frac{600}{3,14 \times 0,68 \times 0,3048} \sqrt{\frac{1,95}{2 \times 0,68}} = 102,93 \text{ rpm} = 1,72 \text{ rps}$$

Kecepatan (N) standar = 125 rpm = 2,08 rps

Jenis motor : *fixed speed belt*

Alasan pemilihan : harga murah dan mudah mengganti bagian-bagiannya

- Menghitung bilangan reynold

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

$$Re = \frac{0,68^2 \times 1069,71 \times 125}{0,44} = 138630,11$$

$N_p = P_o = 7$

(Gambar 4.77 Brown hal 507)

$$P = \frac{N^3 \cdot Di^5 \cdot \rho \cdot N_p}{550 \cdot g}$$

$$P = \frac{125/60^3 \times 0,68/0,3048^5 \times 1069,71/16,019 \times 7}{550 \times 32,17} = 13,03 \text{ Hp}$$

Standar NEMA = 15 Hp

Efisiensi motor = 0,87 (Gambar 14-38, Peters & Timmerhaus 1991 hal 521)

$$\text{Daya motor} = P / \eta$$

$$\text{Daya motor} = 13,03 / 0,87 = 14,97 \text{ Hp}$$

$$\text{Standar NEMA} = 15 \text{ Hp}$$

D. Menentukan Tebal Shell (ts)

Bahan konstruksi : Stainless steel SA 167 type 316

$$ts = \frac{P \cdot r}{(fE - 0,6P)} + C \quad (\text{Brownell, hal 140})$$

Dimana :

Ts : Tebal shell

P : Tekanan dalam vessel = 14,69 psia

r : jari-jari reaktor = 1,02 m = 40,06 in

E : Efisiensi pengelasan = 0,8

C : Faktor korosi = 0,125

F : Tegangan yang diijinkan = 18750 psia

- Menentukan tekanan (P)

$$\text{Phidrostatis} = \text{Tinggi cairan} \cdot \rho_{\text{mix}}$$

$$\text{Phidrostatis} = 1,76 \text{ m} \cdot 1069,71 \text{ kg/m}^3 = 1887,28 \text{ kg/m}^2 = 2,68 \text{ psi}$$

$$\text{Preaksi} = 14,69 \text{ psi}$$

$$\text{Poperasi} = \text{Preaksi} + \text{Phidrostatis}$$

$$P_{\text{operasi}} = 14,69 + 2,68 = 17,37 \text{ psi}$$

$$P_{\text{desain}} = 1,2 * P_{\text{operasi}} = 20,84 \text{ psi}$$

$$ts = \frac{P \cdot r}{(fE - 0,6P)} + C$$

$$ts = \frac{20,84 \times 40,05}{18750 \times 0,8 - 0,6 * 20,84} + 0,125 = 0,18 \text{ in}$$

$$\text{Tebal standar} = 0,19 \text{ in} = 0,005 \text{ m}$$

- Menghitung tebal head

Dari Tabel 5.7 Brownell didapatkan :

OD : 80,46 in

OD standar : 132 in

Ts : 0,19 in

Icr : 8 in

r : 130 in

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

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{130}{8}} \right) = 2,78 \text{ in}$$

$$th = \frac{P \cdot r \cdot w}{(2fE - 0,2P)} + C$$

$$th = \frac{14,69 \times 130 \times 2,78}{2 \times 18750 \times 0,8 - 0,2 \times 14,69} + 0,125 = 0,30 \text{ in}$$

Th standar = 0,3125 in

E. Perancangan Pemanas

Tabel 7 Neraca panas

Komponen	Input		Output
	arus 7	Arus 8	Arus 5
C ₆ H ₁₀	0,0000	73.879,1439	3420,3437
H ₂ O ₂	195.124,0241	0,0000	0,0000
H ₂ O	736.217,0298	0,0000	903159,6313
C ₆ H ₁₀ O ₄	0,0000	0,0000	146508,4474
O ₂	0,0000	0,0000	4785,1659
H ₂ SO ₄	1.477,9226	0,0000	1477,9226
H ₃ PO ₄	61,0706	0,0000	70,7127
H ₂ WO ₄	22,3422	0,0000	22,3422
Sub Total	1006781,53333		1059444,5658
panas reaksi	12211586,6418		
beban pendingin			12158923,6094
TOTAL	13218368,1751		13218368,1751

$$Q_{in} = Q_{out} = 13218368,1751$$

Pendingin yang digunakan :

Suhu air masuk : 30 °C

Suhu air keluar : 50 °C

cP air : 100,16 kJ/kg.C

- Menghitung kebutuhan air pendingin

Beban panas = $Q_{out} - Q_{in}$

Beban panas = 12.158.923,61 kJ

$Q = m \cdot c_p \cdot dt$

$dt = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$

$Q = 12.158.923,61\text{ kJ/jam} = 11.526.659,58\text{ Btu/jam}$

$m = 6.6069,58\text{ kg/jam} = 13.381,13\text{ lb/jam}$

Suhu fluida panas reaktor (in out) : $80\text{ }^{\circ}\text{C}$

Suhu masuk media pendingin (air) : $30\text{ }^{\circ}\text{C}$

Suhu keluar media pendingin (air) : $50\text{ }^{\circ}\text{C}$

Fluida panas ($^{\circ}\text{F}$)	Fluida dingin	$\Delta T, ^{\circ}\text{F}$
176,0000	86,0000	90,0000
176,0000	122,0000	54,0000

- Menghitung LMTD

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

$\Delta T_{LMTD} = 70,47\text{ }^{\circ}\text{F}$

Nilai U_d untuk medium viskositas berat dan air adalah $50 - 125\text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam}$

Diambil $U_d = 75\text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam}$

Panas yang harus diberikan oleh media pemanas sebesar 12.158.923,61 kJ/jam =
11.525.046,08 Btu/jam

- Menghitung luas transfer panas yang dibutuhkan

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

$$A = \frac{11.526.659,58}{75 \times 70,47} = 2180,78 \text{ ft}^2 = 202,59 \text{ m}^2$$

Menghitung luas selubung reaktor

$$A = \pi \cdot D \cdot H$$

$$A = 3,14 \times 2,04 \times 2,04 = 13,00 \text{ m}^2$$

Karena luas selubung reaktor lebih kecil daripada luas yang diperlukan untuk transfer panas maka pendingin yang digunakan adalah koil.

F. Perancangan Koil Pendingin

Suhu air masuk : 30 °C = 86 °F = 303,15 K

Suhu air keluar : 50 °C = 122 °F = 313,15 K

ΔT : 20 °C = 36 °F = 283,15 K

T rata-rata : 40 °C = 104 °F = 308,15 K

Sifat fisis air pada T rata-rata (Perry 1984 Tabel 2-355)

Cp : 4,18 kJ/kg.K = 17,98 kcal/kmol.K

$$\rho : 988,04 \text{ kg/m}^3$$

$$V \text{ air pendingin} = m \text{ air pendingin} / \rho \text{ air pendingin}$$

$$V \text{ air pendingin} = 6069,58 / 988,04 = 6,14 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- Menentukan diameter minimum koil

Untuk aliran dalam koil/tube, batasan kecepatan antara 10 – 30 m/s (Coulson hal 534).

Dipilih :

$$\text{Kecepatan pendingin} : 10 \text{ m/s}$$

$$\text{Debit air pendingin} : 6,14 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Kecepatan} : 10 \text{ m/s} = 36.000 \text{ m/jam}$$

$$\text{Luas penampang A} : 0,0002 \text{ m}^2 = 0,0018 \text{ ft}^2 = 0,2645 \text{ in}^2$$

$$A = \frac{\pi \cdot ID^2}{4}$$

$$ID : 0,0147 \text{ m} = 0,58 \text{ in}$$

Dipilih diameter standar (Kern Tabel 11 hal 844)

$$IPS : 0,8 \text{ in}$$

$$\text{Sc number} : 40$$

$$OD : 1,05 \text{ in} = 0,09 \text{ ft} = 0,03 \text{ m}$$

$$ID : 0,82 \text{ in} = 0,07 \text{ ft} = 0,02 \text{ m}$$

$$\text{Luas penampang (A')} : 0,53 \text{ in}^2 = 0,0037 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas penpan/panjang} : 0,28 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

- Menghitung h_i

$$\rho \text{ air pendingin} : 1000,62 \text{ kg/m}^3 = 62,44 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ air pendingin} : 0,67 \text{ cP} = 1,61 \text{ lb/ft.jam}$$

$$k \text{ air pendingin} : 3,02 \text{ W/m.K}$$

$$C_p \text{ air pendingin} : 25.981,46 \text{ kJ/kmol} = 1443.41 \text{ kJ/kg} = 620,67 \text{ Btu/lb}$$

G_t = kecepatan aliran massa / luas penampang

$$G_t = W / A$$

$$G_t = 13.381,13 / 0,0037 = 3.608.394,13 \text{ lb/ft}^2.\text{jam}$$

$$v = G_t / \rho = 3.608.394,13 / 62,44 = 57.791,13 \text{ ft/jam} = 4,89 \text{ m/s} = 16,05 \text{ ft/s}$$

Jadi kecepatan pendingin yang digunakan masih dalam batasan

$$\text{Bilangan reynold} = ID \cdot G_t / \mu$$

$$Re = (0,07 \cdot 3.608.394,13) / 1,61 = 153.931,53 \quad (\text{Turbulen} > 4.000)$$

$$j_H = 340 \quad (\text{Kern Gambar 24 hal 834})$$

$$j_H = \frac{h_i \cdot D}{k} \left(\frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14}$$

$$h_i = 340 \times \frac{1,75}{0,07} \times \frac{1,75}{620,67 \times 1,61}^{-\frac{1}{3}} \times 1 = 71.845,45 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam.F}$$

Menentukan h_{io}

$$h_{io} = h_i \cdot (ID / OD)$$

$$h_{io} = 71.845,45 * (0,07 / 0,09) = 56.381,57 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam.F}$$

Untuk koil, harga h_{io} harus dikoreksi dengan faktor koreksi

(Kern, hal 721)

$$h_{io_{koil}} = h_{io_{pipa}} \left(1 + 3.5 \frac{D_{koil}}{D_{spiral_{koil}}} \right)$$

Diambil : $D_{spiral \text{ koil}} = 70\% * D_{tangki}$

$$D_{spiral \text{ koil}} = 0,7 * 80,10 = 56,07 \text{ in} = 4,67 \text{ ft}$$

$$h_{io_{koil}} = \left(1 + 3,5 \frac{0,07}{4,67} \right) \times 56.381,57 = 59281,54 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam.F}$$

Menentukan h_o

Untuk tangki berpengaduk yang dilengkapi dengan koil, maka koefisien perpindahan panas dihitung dengan : (Kern pers 20.4 hal 722)

$$h_o = 0.87 \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{L_p^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.4}$$

$$L_p = D_i : 2,23 \text{ ft}$$

$$N : 125 \text{ rpm} = 2,08 \text{ rps} = 7500 \text{ rpj}$$

$$\rho : 1069,71 \text{ kg/m}^3 = 66,75 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu : 0,44 \text{ cP} = 1,07 \text{ lb/ft.jam}$$

$$C_p : 156,71 \text{ kJ/kg} = 37,43 \text{ Btu/lb}$$

$$k : 2,28 \text{ Btu/ft.jam.F}$$

$$OD : 1,05 \text{ in} = 0,09 \text{ ft}$$

$$D : 131,38 \text{ in} = 10,94 \text{ ft}$$

$$\mu / \mu_w : 1$$

$$h_o = 0,87 \times \frac{2,28}{10,94} \times \frac{2,23^2 \times 7500 \times 66,75^{\frac{2}{3}}}{1,07} \times \frac{37,43 \times 1,07^{\frac{1}{3}}}{2,28} \times 1$$

$$= 8234,41 \text{ Btu/jam.ft}^2.F$$

Menentukan U_c

$$U_c = \frac{h_o * h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$U_c = 7230,12 \text{ Btu/jam.ft}^2.F$$

Menentukan U_d

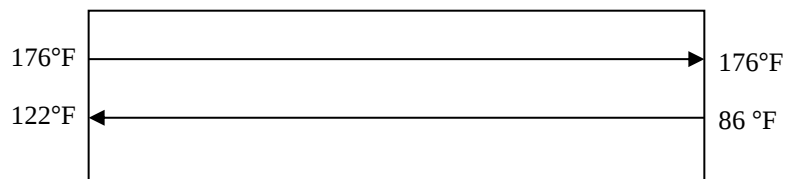
$$U_d = \frac{h_d * U_c}{h_d + U_c}$$

Untuk kecepatan alir 10 m/s maka nilai $RD = 0,0005$ (Kern tabel 12 hal 845), sehingga diperoleh nilai h_d

$$h_d = 1 / Rd = 2000 \text{ Btu/jam.ft}^2.F$$

$$U_d = 1566,64 \text{ Btu/jam.ft}^2.F$$

Menentukan luas bidang transfer panas



$$A = \frac{Q_{total}}{U_d \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$A = \frac{11.526.659,58}{70,47 \times 1566,64} = 104,40 \text{ ft}^2$$

Menentukan panjang koil

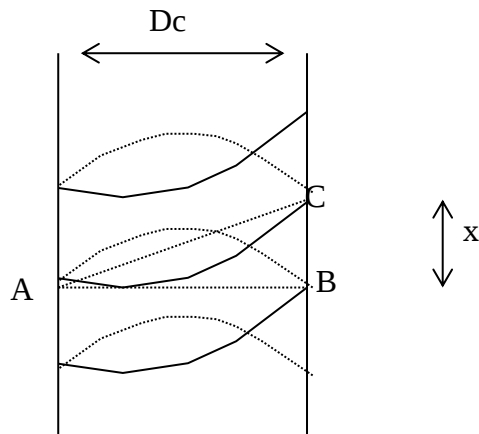
$$L \text{ pipa koil} = A / a''$$

$$L \text{ pipa koil} = 104,40 / 0,275 = 379,64 \text{ ft} = 115,71 \text{ m}$$

Menentukan jumlah lengkungan koil

$$D_c = 0,6 * \text{ID tangki reaktor}$$

$$D_c = 0,6 * 131,38 = 78,83 \text{ in} = 6,57 \text{ ft}$$



$$AB = ID$$

$$BC = x$$

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

$$AC = \sqrt{ID^2 + x^2}$$

$$\text{Busur } AB = \frac{1}{2} \pi \cdot Dc$$

$$\text{Busur } AC = \frac{1}{2} \pi \cdot AC$$

Diambil : $x = OD$

$$X = 1 \cdot 1,05 = 1,05 \text{ in} = 0,088 \text{ ft}$$

Panjang satu putaran

K lilitan = $\frac{1}{2}$ putaran miring + $\frac{1}{2}$ putaran datar

$$K \text{ lilitan} = 1/2\pi(Dc) + 1/2\pi(AC)$$

$$K \text{ lilitan} = 1/2\pi(Dc) + 1/2\pi((Dc^2 + x^2)^{1/2})$$

$$K \text{ lilitan} = (0,5 \cdot 3,14 \cdot 6,57) + (0,5 \cdot 3,14 \cdot [6,57^2 + 0,09^2]^{0,5}) = 20,63 \text{ ft} = 247,52 \text{ in} = 6,29 \text{ m}$$

Menentukan banyaknya lilitan

$$N \text{ lilitan} = L \text{ pipa koil} / L \text{ lilitan}$$

$$N \text{ lilitan} = 379,64 / 20,63 = 18,41 \approx 19$$

Menentukan tinggi tumpukan dan tinggi cairan setelah ada koil

$$\text{Tinggi tumpukan koil} = (N \text{ lilitan} - 1) \cdot x + N \text{ lilitan} \cdot OD$$

$$\text{Tinggi tumpukan koil} = (19-1) \cdot 0,0875 + (19 \cdot 0,0875)$$

$$\text{Tinggi tumpukan koil} = 3,24 \text{ ft}$$

Tinggi cairan dalam shell akan naik karena adanya volume dari koil.

Asumsi : Semua koil tercelup di dalam cairan

Tinggi cairan setelah ditambah koil (Z_c) = (V cairan dalam shell + V koil) / A shell

$$V \text{ cairan dalam shell} = 5,73 \text{ m}^3$$

$$V \text{ koil} = \pi * (\text{OD koil})^2 * L \text{ pipa koil}$$

$$V \text{ koil} = 3,14 * (0,02667)^2 * 115,71$$

$$V \text{ koil} = 0,26 \text{ m}^3$$

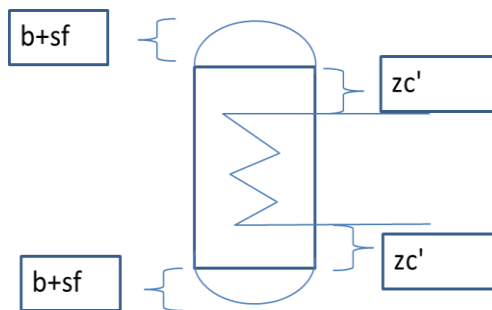
$$A \text{ shell} = \pi * (D \text{ shell})^2 * 1/4$$

$$A \text{ shell} = 3,14 * (2,04)^2 * 1/4$$

$$A \text{ shell} = 3,25 \text{ m}^2$$

$$Z_c = (5,73 + 0,26) / 3,25$$

$$Z_c = 1,84 \text{ m} = 72,59 \text{ in}$$



Tinggi cairan di dalam reaktor setelah ada koil (Z_{c2})

$$Z_{c2} = Z_c + b + sf$$

$$Z_{c2} = 72,59 + 22,50 + 2,5$$

$$Z_{c2} = 97,59 \text{ in} = 2,48 \text{ m}$$

Jarak dari dasar tangki ke bagian bawah koil

$$= (\text{tinggi cairan setelah ada koil} - \text{tumpukan koil}) / 2$$

$$hk = (2,48 - 0,99) / 2 = 0,75 \text{ m}$$

$$b + sf = 22,50 + 2,5 = 25,00 \text{ in} = 0,64 \text{ m}$$

Asumsi dikatakan benar jika :

1. Tinggi tumpukan koil < tinggi cairan (1,99 m < 1,88 m)
2. Jarak dasar tangki ke bagian bawah koil (hk) > (b+sf) yaitu 0,80 m > 0,64 m

Menentukan pressure drop

$$\text{faktor friksi, } f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}}$$

Untuk Re = 153931,53 maka dapat dihitung nilai koefisien friksi :

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{153931,53^{0,42}} = 0,005 \text{ } ft^2/in^2$$

Karena yang mengalir dalam tube adalah steam, s = 1 dan perbedaan suhu tidak terlalu

besar, sehingga bisa diasumsikan μ/μ_w , maka $\theta_t = 1$

$$\Delta P_T = \frac{f \times v^2 \times L}{5,22 \times 10^{10} \times ID \times s \times \theta_t}$$

$$\Delta P_T = \frac{0,005 \times 57791,13^2 \times 379,64}{5,22 \times 10^{10} \times 0,07 \times 1} = 1,86 \text{ psi} < 2 \text{ psi}$$

KESIMPULAN		
Fungsi	Mereaksikan C ₆ H ₁₀ dan H ₂ O ₂ dengan bantuan katalis H ₂ SO ₄ , H ₃ PO ₄ , dan H ₂ WO ₄ menjadi C ₆ H ₁₀ O ₄	
Jenis	Reaktor alir tangki berpengaduk	
Jumlah	2 reaktor	
Kondisi Operasi		
Tekanan operasi	1 atm	14,69 psi
Suhu operasi	80 oC	353 K
Spesifikasi		
Dimensi Reaktor		
Bahan konstruksi	Stainless stell SA 167 type 316	
Diameter shell	2,03 m	
Tinggi shell	2,03 m	
Volume shell	6,61 m3	
Volume head	1,76 m3	
Volume reaktor	8,37 m3	
Tinggi reaktor	3,33 m	
Tinggi head	0,65 m	
Tebal shell	0,31 in	
Tebal head	0,44 in	
Flat Blade Turbines Impellers		
Jenis impeller	Turbin 6 blade disk standar	
Diameter pengasuk (DI)	0,68 m	
Jarak pengaduk (E)	0,68 m	
Tinggi pengaduk (W)	0,14 m	
Lebar pengaduk (L)	0,17 m	
Lebar baffle (B)	0,20 m	

Jumlah baffle	4 buah
Jumlah turbin	6 buah
Jumlah impeller	1 buah
Kecepatan pengadukan	125 rpm
Power pengadukan	15 Hp
Koil Pendingin	
Panjang koil (L)	115,71 m
Tinggi tumpukan koil	0,99
Jumlah lilitan	19