

LAMPIRAN

PERANCANGAN REAKTOR

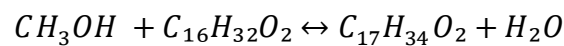
Jenis : *Continuous Stirred Tank Reactor*

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara distilat asam lemak minyak sawit dan metanol.

Kondisi Operasi :

- Suhu : 70°C
- Tekanan : 1,5 atm
- Konversi : 90%
- Waktu tinggal : 1 jam
- Konstanta kecepatan reaksi : 32,8 m³/kmol.jam (US Patent No. 2838574)
- Sifat Reaksi : Eksotermis

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor :



Biodiesel dari Distilat Asam Lemak Minyak Sawit dan Metanol

1. Mekanisme Reaksi

Proses pembuatan *Biodiesel* (C₁₇H₃₄O₂) ini berlangsung didalam reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) dengan menggunakan katalis asam

sulfat pada suhu 70°C dan tekanan 1,5 atm. Reaksi antara bahan baku DALMS dengan metanol dengan rasio mol yaitu 1 : 1

2. Tinjauan Kinetika

Reaksi antara *palmitic acid* dengan *methanol* termasuk reaksi orde dua.

Reaksi : *Palmitic acid* + *methanol* \longrightarrow *Methyl ester* + Air

Persamaan kecepatan reaksi :

$$-ra = k.C_A.C_B \dots\dots\dots (1)$$

$$-ra = C_{Ao} \frac{dx_A}{dt} = rC_{Ao}^2 (1 - x_A).(M - x_A) \dots\dots\dots (2)$$

Jika :

$$M = \frac{C_{Bo}}{C_{Ao}} \dots\dots\dots (3)$$

$$-ra = k.C_{Ao}^2 [1 - x_A][M - x_A] \dots\dots\dots (4)$$

Dengan:

C_{Ao} = Konsentrasi *Palmitic acid* mula-mula, kmol/L

C_{Bo} = Konsentrasi *Methanol* mula-mula, kmol/L

X_A = Konversi dari *Methyl ester*

(Levenspiel- chemical reaction engineering.3rd edition)

3. Tinjauan Termodinamika

Tinjauan secara termodinamika ditujukan untuk mengetahui sifat reaksi (endotermis/eksotermis) dan arah reaksi (reversible/irreversible).

Penentuan panas reaksi berjalan secara eksotermis atau endotermis dapat

dihitung dengan perhitungan panas pembentukan standar (ΔH^0_f) pada tekanan $P = 1$ atm dan $T = 298$ K.



Harga ΔH^0_f masing – masing komponen pada suhu 298 K dapat dilihat pada Tabel A.1

Tabel A.1 Harga ΔH^0_f Masing-Masing Komponen

Komponen	harga ΔH^0_f (kJ/mol)
Palmitic acid (PA)	-644,669
Methanol (M)	-238,66
Methyl ester (ME)	-865,6
Air	-241,8

(Yaws, 1999)

$$\begin{aligned} \text{Total } \Delta H^0_{r298K} &= \Delta H^0_f \text{ produk} - \Delta H^0_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H^0_f \text{ ME} + \Delta H^0_f \text{ air}) - (\Delta H^0_f \text{ PA} + \Delta H^0_f \text{ M}) \\ &= (-865,6 + (-241,8)) - (-644,669 + (-238,66)) \\ &= -224,071 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Karena ΔH_R pada reaksi di reaktor bernilai negatif (-), maka reaksi bersifat eksotermis. Penurunan suhu operasi dapat mengakibatkan kenaikan harga K (konstanta kesetimbangan). Hal ini sesuai dengan persamaan berikut :

$$\frac{d \ln K}{d T} = \frac{\Delta H}{RT}$$

Dari perhitungan diatas didapatkan ΔH_R di reaktor :

$$\Delta H_R = -224,071 \text{ kJ/mol}$$

4. 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 isothermal 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.

5. Dasar Pemilihan Koil Pendingin

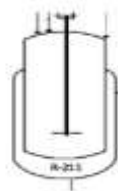
Luas area transfer panas reaktor lebih besar dibandingkan dengan luas selimut reaktor.

6. Dasar Pemilihan Pengaduk

Menentukan jenis pengaduk dilihat berdasarkan nilai viskositas cairan yang diaduk dan volume cairan yang diaduk. Sehingga dipilih pengaduk tipe Flat Blade Turbines Impellers dengan pertimbangan sebagai berikut:

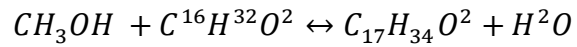
- a. Cocok untuk cairan dengan viskositas mencapai 40000 cP
- b. Cocok untuk volume fluida sampai dengan 100 m³.

7. Neraca Massa di Sekitar Reaktor



Gambar A.1. Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Reaksi di dalam reaktor:



Tabel 1. Komposisi dengan Perhitungan Kapasitas Reaktor

Umpan Masuk:

Komponen	BM	Kg/jam	Kmol/jam
CH ₃ OH	32	322,3200	10,0725
H ₂ O methanol	18	0,4842	0,0269
H ₂ SO ₄	98	25,7856	0,2631
H ₂ O asam sulfat	18	0,5262	0,0292
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	256	2578,5602	10,0725
H ₂ O asam palmitat	18	286,5067	15,9170

Umpan Keluar:

Komponen	BM	Kg/jam	Kmol/jam
CH ₃ OH	32	32,2320	1,0073
H ₂ O methanol	18	0,4842	0,0269
H ₂ SO ₄	98	25,7856	0,2631
H ₂ O asam sulfat	18	0,5262	0,0292
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	256	257,8560	1,0073
H ₂ O asam palmitat	18	286,5067	15,9170
C ₁₇ H ₃₄ O ₂	270	2447,6177	9,0653
H ₂ O metil palmitat	18	163,1745	9,0653

Total umpan keluar = 3214,1830 kg/jam

8. Optimasi Reaktor

1. Mencari Laju Alir Volumetrik (Fv)

Komponen	Kg/Jam	Kmol/Jam	ρ (Kg/m ³)	Fv(m ³ /Jam)
CH ₃ OH	32,232	1,007	743,942	0,003
H ₂ SO ₄	25,786	0,263	1777,272	0,055
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	257,856	1,007	847,622	0,607
C ₁₇ H ₃₄ O ₂	2447,618	9,065	850,000	4,249
H ₂ O	450,692	25,038	985,367	0,057
Total	3214,183	36,381	5204,203	4,970

2. Mencari Jumlah Reaktor

$$\text{Konversi (x)} = 90\%$$

$$\text{Konstanta laju reaksi (k)} = 0,00049 \text{ /menit}$$

$$= 1,780 \text{ /jam}$$

- Mencari nilai τ dan volume pada masing-masing jumlah reaktor

- Untuk 1 Reaktor

$$\tau = 1,677 \text{ jam}$$

$$k = 1,780/\text{jam}$$

$$x = 0.90$$

$$F_v = 4,970 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V = 6,559 \text{ m}^3$$

$$= 1732,716 \text{ Gallon}$$

- Untuk 2 Reaktor

$$\tau = 0,561 \text{ jam}$$

$$k = 1,780/\text{jam}$$

$$x = 0.90$$

$$Fv = 4,970 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V = 2,195 \text{ m}^3$$

$$= 579,945 \text{ Gallon}$$

- Untuk 3 Reaktor

$$\tau = 0,330 \text{ jam}$$

$$k = 1,780/\text{jam}$$

$$x = 0.90$$

$$Fv = 4,970 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V = 1,290 \text{ m}^3$$

$$= 340,864 \text{ Gallon}$$

- Untuk 4 Reaktor

$$\tau = 0,233 \text{ jam}$$

$$k = 1,780/\text{jam}$$

$$x = 0.90$$

$$Fv = 4,970 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V = 0,910 \text{ m}^3$$

$$= 240,408 \text{ Gallon}$$

- Mencari nilai X pada setiap reactor

- Untuk 1 Reaktor

$$V = 6,559 \text{ m}^3$$

$$X = 0.9$$

- Untuk 2 Reaktor

$$V_1 = V_2 = 2,195 \text{ m}^3$$

$$X_1 = 0.85$$

$$X_2 = 0.9$$

- Untuk 3 Reaktor

$$V_1 = V_2 = V_3 = 1,291 \text{ m}^3$$

$$X_1 = 0.70$$

$$X_2 = 0.85$$

$$X_3 = 0.9$$

- Untuk 4 Reaktor

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = 0,910 \text{ m}^3$$

$$X_1 = 0.62$$

$$X_2 = 0.70$$

$$X_3 = 0.85$$

$$X_4 = 0.9$$

Optimasi Reaktor

n	V1	V2	V3	V4
1	1732,716			
2	579,945	579,945		
3	340,864	340,864	340,864	
4	240,408	240,408	240,408	240,408

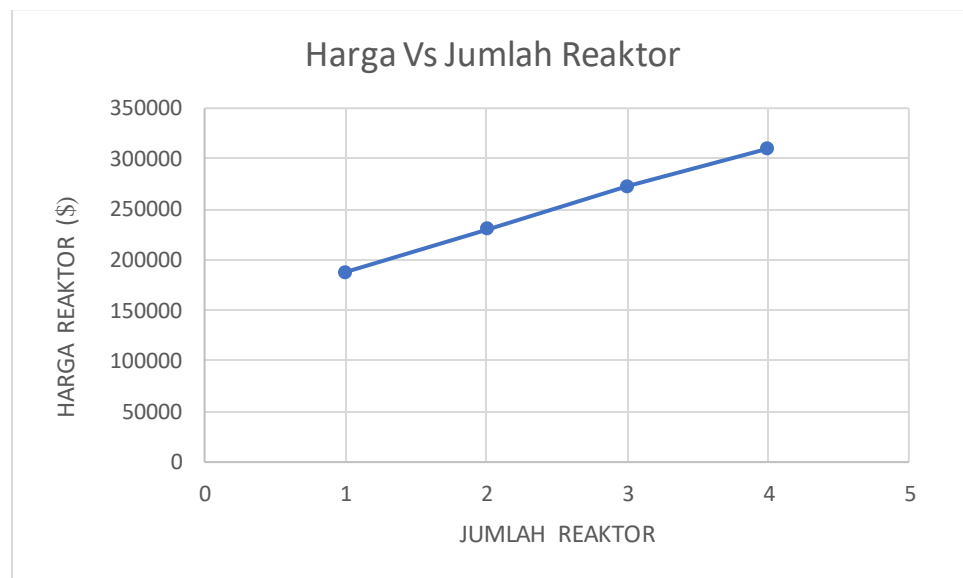
n	X1	X2	X3	X4
1	0,90			
2	0,85	0,85		
3	0,70	0,70	0,70	
4	0,62	0,62	0,62	0,62

n	V*1,2	Harga (\$)	Harga Total (\$)
1	2079,260	187900	187900
2	695,933	115000	230000
3	409,037	90700	272100
4	288,489	77500	310000

Ditinjau dari harga, maka digunakan 1 reaktor, dengan volume masing-masing :

$$V_{\text{shell}} = 6,559 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{over design}} = 7,871 \text{ m}^3$$



Gambar grafik perbandingan harga vs jumlah reaktor

9. Menghitung Densitas dan Kecepatan laju Alir Volumetrik

$$\text{Suhu} = 70^{\circ}\text{C}$$

$$= 343 \text{ K}$$

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 reaktor(Kg/m ³)
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0,27973	0,26805	0,2947	776	847,622
CH ₃ OH	0,27197	0,27192	0,23310	512,58	743,942
C ₁₇ H ₃₄ O ₂					850,000
H ₂ SO ₄	0,42169	0,19356	0,2857	925	1777,272
KOH	0,30810	0,15400	0,28571	2605,86	1858,065
K ₂ SO ₄					2660,000
H ₂ O	0,34710	0,27400	0,28571	647,13	985,367

Komponen	Kg/Jam	Kmol/Jam	xi(Fraksi Massa)	ρ (Kg/m ³)	ρ camp
CH ₃ OH	32,232	1,007	0,010	743,942	7,460
H ₂ SO ₄	25,786	0,263	0,008	1777,272	14,258
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	257,856	1,007	0,080	847,622	68,000
C ₁₇ H ₃₄ O ₂	2447,618	9,065	0,762	850,000	647,280
H ₂ O	450,692	25,038	0,140	985,367	138,168
Total	3214,183	36,381	1,000	5204,203	875,166

Densitas campuran = 875,166 kg/m³

volume cairan = *V shell* – *V bottom*

volume cairan = 7,871 – 0,849

volume cairan = 7,021 m³

10. Menghitung Dimensi Reaktor

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

volume reaktor menjadi:

volume alat = 1,2(*volume cairan*)

$$\text{volume alat} = 1,2 \times 7,021 \text{ m}^3$$

$$\text{volume alat} = 8,426 \text{ m}^3 = 27,644 \text{ ft}^3$$

Bentuk reaktor yang dipilih yaitu vertical vessel dengan formed head, maka:

$$D : H$$

$$1 : 1$$

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

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

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

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 75,462}{3,14}}$$

$$D = 2,156 \text{ m}$$

$$= 84,895 \text{ in}$$

$$= 7,075 \text{ ft}$$

$$H = 2,156 \text{ m}$$

$$= 84,895 \text{ in}$$

$$= 7,075 \text{ ft}$$

11. 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 Hidrostatik

Tekanan sistem (P)

$$P_{Tot} = P_{Hidrostatik} + P_{Operasi}$$

P operasi = 1,5 atm

P operasi = 22,0439 psi

$$P_{Hidrostatik} = \frac{\rho gh}{gc}$$

$$P_{Hidrostatik} = 875,166 \times 1,924 \text{ m}$$

$$P_{Hidrostatik} = 1683,505 \text{ kg/m}^2 = 6,808 \text{ psi}$$

$$P_{Tot} = 22,0439 \text{ psi} + 2,395 \text{ psi}$$

$$P_{Tot} = 24,438 \text{ psi}$$

$$P_{design} = 1,2 \times 24,438 = 29,326 \text{ psi}$$

Pertimbangan: cairan dalam reaktor tidak mengandung zat yang menyebabkan korosi.

Dari Brownell halaman 254, dipilih bahan konstruksi *Stainless steel SA-167*

Grade 3 Type 304 dan diperoleh data-data sebagai berikut:

- Allowable stress (f) = 18750 psia
- Sambungan yang dipilih = *double welded butt joint*
- Efisiensi sambungan (E) = 85%
- Corrosion allowance (C) = 0,125 in
- Jari-jari reaktor (ri) = 1,078 in
- Tekanan (P) =

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

$$P = 22,0439 + 2,395 = 24,438 \text{ psia}$$

Menghitung Tebal Shell

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

$$t_s = \frac{29,326 \times 1,078 \text{ psi}}{(18750 \text{ psi} \times 0,850 - 0,6(29,326))} + 0,125$$

$$t_s = 0,127 \text{ in}$$

Sehingga berdasarkan tabel 5.7 Brownell and Young digunakan ketebalan *shell* standar sebesar 0,188 in.

$$\text{ID shell} = 84,895 \text{ in}$$

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

$$= 84,895 + (2 \times 0,188)$$

$$= 85,270 \text{ in}$$

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

$$\text{OD} = 90 \text{ in}$$

$$= 2,286 \text{ m}$$

Standarisasi dari tabel 5.7 Brownell and Young diperoleh sebagai berikut:

$$\begin{aligned} icr &= 5,500 \text{ in} \\ r &= 90 \text{ in} \\ ID &= OD - 2ts \\ &= 90 - (2 \times 0,188) \\ &= 89,625 \text{ in} \\ &= 2,276 \text{ m} \\ &= 7,4688 \text{ ft} \end{aligned}$$

12. 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

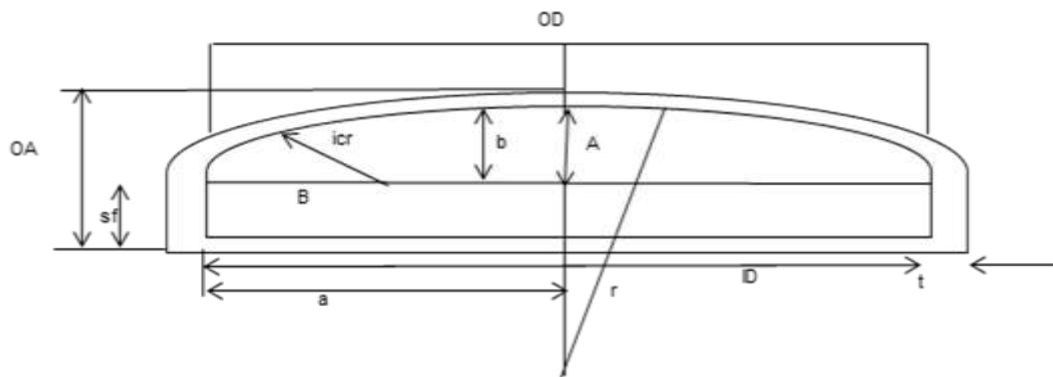
3. *Eliptical Dished head*

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

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

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

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{90000}{5,500}} \right)$$

$$W = 1,761$$

$$t_h = \frac{7,282 \times 90000 \times 1,761}{2 \times 18750 \times 0,850 - 0,2 \times 7,282} + 0,125$$

$$t_h = 0,161 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young, dipilih t_h standar $3/16$ in (0,188 in).

Berdasarkan tabel 5.8 Brownell and Young dipilih nilai sf sebesar 2 in (0,051 m).

$$ID = OD - 2t_s$$

$$= 90000 - (2 \times 0,188)$$

$$= 89,625 \text{ in}$$

$$= 2,276 \text{ m}$$

$$a = ID/2$$

$$= 89,625/2$$

$$= 44,813 \text{ in}$$

$$AB = a - irc$$

$$= 44,813 - 5,500$$

$$= 39,313 \text{ in}$$

$$BC = r - irc$$

$$= 90000 - 5,500$$

$$= 84,500 \text{ in}$$

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

$$AC = \sqrt{(84,500)^2 - (39,313)^2}$$

$$AC = 74,798 \text{ in}$$

$$b = rc - AC$$

$$= 90000 - 74,798$$

$$= 15,202 \text{ in} = 0,386 \text{ m}$$

$$AO = sf + b + th$$

$$= 0,188 + 15,202 + 2$$

$$= 17,389 \text{ in} = 0,442 \text{ m}$$

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

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

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

$$\begin{aligned} V_{dish} &= 0,000049 \times (84,895^3) \\ &= 29,981 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

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

$$V_{head} = 2 \times (0,011 + 29,981)$$

$$V_{head} = 59,984 \text{ ft}^3 = 1,699 \text{ m}^3$$

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

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} \times 84,895 \text{ in}^2 \times \left(\frac{2}{144}\right)$$

$$V_{sf} = 68,756 \text{ in}^3$$

$$= 0,011 \text{ ft}^3$$

Sehingga volume reaktor adalah:

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

$$V_{reaktor} = 7,871 + 159,984 = 9,570 \text{ m}^3$$

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

$$V_{Bottom} = 0,5 \times 1,699$$

$$V_{Bottom} = 0,849 \text{ m}^3$$

$$V_{Cairan} = V_{Shell} - V_{Bottom}$$

$$V_{Cairan} = 7,871 - 0,849$$

$$V_{Cairan} = 7,021 \text{ m}^3$$

Tinggi cairan dapat dihitung dengan cara:

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

$$h_{cairan} = \frac{4 \times 7,021 \text{ m}^3}{3,14 \times (2,156 \text{ m})^2}$$

$$h_{cairan} = 1,924 \text{ m} = 6,311 \text{ ft}$$

13. Menghitung Spesifikasi Pengaduk

a. Menghitung Viskositas

$$P = 1,5 \text{ atm}$$

$$T = 70^\circ\text{C}$$

$$= 343 \text{ K}$$

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

Tabel A.2. Perhitungan viskositas

Komponen	A	B	C	D
CH ₃ OH	40.152	3.10E-01	-1.03E-03	1.46E-06

Komponen	A	B	C	D
H ₂ SO ₄	26.004	7.03E-01	-1.39E-03	1.03E-06
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	86.29	3.52E+00	-7.32E-03	6.10E-06
C ₁₇ H ₃₄ O ₂				
H ₂ O	92.053	-4.00E-02	-2.11E-04	5.35E-07

Komponen	Massa	Kmol	x	μ	μ camp (cp)
CH ₃ OH	34.076	1.065	0.010	0.322	0.003
H ₂ SO ₄	27.261	0.278	0.008	6.804	0.055
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	272.608	1.065	0.080	7.564	0.607
C ₁₇ H ₃₄ O ₂	2587.645	9.584	0.762	5.580	4.249
H ₂ O	476.476	26.471	0.140	0.403	0.057
Total	3398.066	38.463	1.000	20.674	4.970

$$\mu = 4.970 \text{ cP}$$

$$\mu = \text{lb/ft.s}$$

dipilih pengaduk jenis *Flat blades turbines impellers*. Perancangan untuk pengadukan dilakukan dengan prinsip similaritas menggunakan model sesuai dengan referensi buku Brown pada fig. 477 kurva nomor 15 halaman 507 dan tabelnya, diperoleh data sebagai berikut:

Diameter pengaduk (DI) :

$$DI/DM = \frac{1}{3}$$

$$DM (\text{D shell}) = 2,156 \text{ m}$$

$$DI/DM = \frac{1}{3}$$

$$DI = \frac{2,156 \text{ m}}{3}$$

$$DI = 0,719 \text{ m}$$

Jarak pengaduk :

$$E/DM = \frac{1}{3}$$

$$E = \frac{2,156 \text{ m}}{3}$$

$$E = 0,719 \text{ m}$$

Lebar baffle :

$$B/DM = \frac{1}{12}$$

$$B = \frac{2,156 \text{ m}}{12}$$

$$B = 0,180 \text{ m}$$

Lebar pengaduk :

$$L/DI = \frac{1}{4}$$

$$L = \frac{0,719 \text{ m}}{4}$$

$$L = 0,180 \text{ m}$$

Tinggi pengaduk :

$$W/DM = \frac{1}{5}$$

$$W = \frac{2,156 \text{ m}}{5}$$

$$W = 0,431 \text{ m}$$

$$H/DM = 1$$

$$H = 2,156 \text{ m}$$

14. Menghitung Jumlah Impeller

WELH (*Water Equivale Liquid High*)

$$WELH = h_{\text{cairan}} \times sg$$

$$sg = \frac{\rho_{\text{cairan}}}{\rho_{\text{air}}}$$

$$sg = \frac{875,166}{985,367 \text{ kg/m}^3}$$

$$sg = 0,888 \text{ kg/m}^3$$

$$\Sigma \text{ impeller} = \frac{WELH}{D}$$

$$WELH = h_{\text{cairan}} \times sg$$

$$WELH = 1,924 \text{ m} \times 0,888 \text{ kg/m}^3$$

$$WELH = 1,709 \text{ m}$$

$$\Sigma \text{ impeller} = \frac{1,709 \text{ m}}{2,156 \text{ m}}$$

$$\Sigma \text{ impeller} = 0,792 \text{ m}$$

Maka jumlah pengaduk adalah 1.

15. Putaran Pengaduk

$$\frac{WELH}{2 DI} = \left(\frac{\pi DI N}{600} \right)^2$$

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

$DI = \text{diameter pengaduk}$

$$N = \frac{600}{\pi 2,3582 \text{ m}} \sqrt{\frac{1,709 \text{ m}}{2 \times 0,719 \text{ m}}}$$

$$N = 88,336 \text{ rpm}$$

$$N = 1,472 \text{ rps}$$

Kecepatan standart motor (Wallas, 288) = 100000 rpm = 1,667 rps

16. Menghitung daya motor

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

$$Re = \frac{58,340 \text{ kg/m}^3 \times 1,667 \text{ rps} \times 2,358^2 \text{ m}^2}{6,5 \times 10^{-4} \text{ lb/fts}}$$

$$Re = 824473,322$$

17. Power Number (Po)

Power number yang didapat dari fig.10.59 Towler dan Sinnott hal 619 = 5,0

$$P = \frac{N^3 \times D_i^5 \times \rho \times P_o}{500gc}$$

$$P = \frac{1,667 \text{ rps}^3 \times 2,358 \text{ ft}^5 \times 54,635 \text{ lb/ft}^3 \times 5}{500 \times 32,150 \text{ ft/s}^2}$$

$$P = 5,216 \text{ Hp}$$

Daya motor, efisiensi motor adalah 80 % (Figur 14.38 Piters hal 514)

$$\text{Daya motor} = \frac{p}{n}$$

$$\text{Daya motor} = \frac{5,216 \text{ Hp}}{0,8}$$

Daya motor = 6,520

Dipilih Power Motor Standar = 7,5 Hp

18. Perancangan Koil Pendingin

a. Menghitung Selubung Reaktor

$$L = \pi \times D_o \times H$$

$$L = \pi \times 2,156 \text{ m} \times 2,156 \text{ m}$$

$$L = 14,600 \text{ m}^2$$

Diketahui:

$$Q_{pendinginan} = 2147467,7610 \text{ kJ/jam} = 2035799,437 \text{ btu/jam}$$

b. Menentukan Suhu LMTD

Hot fluid (heavy organic)

$$T_{in} = 70 \text{ }^\circ\text{C} = 343 \text{ }^\circ\text{K} = 158 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_{out} = 70 \text{ }^\circ\text{C} = 343 \text{ }^\circ\text{K} = 158 \text{ }^\circ\text{F}$$

Cold fluid (water)

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

$$T_{out} = 40 \text{ }^\circ\text{C} = 313 \text{ }^\circ\text{K} = 104 \text{ }^\circ\text{F}$$

Fluida panas $^\circ\text{F}$		Fluida dingin $^\circ\text{F}$	Δt
158	Lower Temp	86	72
158	Higher Temp	104	54

Rumus menentukan suhu LMTD :

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

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{72 - 54}{\ln \left[\frac{72}{54} \right]} = 62,5691^\circ\text{F}$$

c. Menghitung Luas Transfer Panas

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

Diambil harga U_d sebesar 35 btu/ft².F.jam, karena untuk fluida panas *heavy organic* dan fluida dingin air nilai U_d berkisar antara 5 sampai 75 btu/ft².F.jam. Maka diperoleh nilai luas transfer panas sebesar:

$$A = \frac{2035799,4374}{60 \times 62,5691}$$

$$A = 542,2806 \text{ ft}^2$$

$$A = 50,3779 \text{ m}^2$$

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

d. Perancangan koil pendingin

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

Suhu air keluar : 40°C = 104°F = 313,5°K

ΔT : 10°C = 18°F = 283,15 °K

T rata-rata = 35°C = 95°F = 308,15°K

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

C_p = 4,1799 Kj/kg.K = 17,9819 kcal/kmol.K

ρ = 988,0360 kg/m³

$$Q_v = Wt / \rho_{\text{air}}$$

$$Q_v = \frac{51297.57}{988,0360}$$

$$Q_v = 51,9187 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Luas Penampang A} : 51,9187 \text{ m}^3/\text{jam} / 36000 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{ID} = 0,0429 \text{ m} = 1,6875 \text{ in}$$

$$\text{NPS} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Schedule Number} = 80$$

$$\text{OD} = 2,8 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1,939 \text{ in}$$

$$\text{Luas Penampang (A'')} = 0,0014 \text{ in}^2 = 0,0155 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas Perpan/Panjang (a'')} = 0,6220 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$G_t = W/A$$

$$= 113091,77 \text{ lb/jam} / 0,0205 \text{ ft}^2$$

$$= 5520411,9927 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$v = 5520411,9927 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} / 62,8229 \text{ lb/ft}^2$$

$$v = 87872.6520 \text{ ft/jam}$$

$$= 7.4402 \text{ m/s}$$

$$= 24.41 \text{ ft/s}$$

Diambil : D spiral koil = 70% * Diameter tangki

$$\text{D spiral koil} : 59,4267 \text{ inch} = 4,9502 \text{ ft}$$

$$hio_{\text{koil}} = hio_{\text{pipa}} \left(1 + 3,5 \frac{D_{\text{koil}}}{D_{\text{spiral koil}}} \right)$$

$$hio_{\text{koil}} = hio_{\text{pipa}} \left(1 + 3,5 \frac{0,1616}{4,9502} \right)$$

$$hio_{koil} = 20851,6957 \frac{Btu}{ft^2} \cdot j \cdot F$$

e. Menentukan Luas Bidang Transfer Panas

$$A = Q_{total} / (U_d \times \Delta T_{LMTD}) :$$

$$A = \frac{2035799,4374}{60000 \times 62,5691 \frac{Btu}{j} \cdot ft^2}$$

$$A = 542.2806 \text{ ft}^2$$

f. Menentukan panjang koil

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

$$L_{pipa \text{ koil}} = \frac{33,9833 \text{ ft}^2}{0,6220 \text{ ft}^2/\text{ft}}$$

$$L_{pipa \text{ koil}} = 54.6355 \text{ ft}$$

$$= 16.6529 \text{ m}$$

g. Menentukan banyaknya lilitan

$$N_{lilitan} = \frac{54,6355 \text{ ft}}{16,4184 \text{ ft}}$$

$$N_{lilitan} = 3,3277$$

Jadi, banyaknya lilitan yaitu 4 lilitan.

h. Tinggi tumpukan koil

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

$$\text{Tinggi tumpukan koil} = (4-1) \times 0,1179 \text{ ft} + (4 \times 0,2358 \text{ ft})$$

Tinggi tumpukan koil = 1,2971 ft = 0,3954 m

Sehingga tinggi cairan total dalam reaktor setelah ada koil (Zc^2) adalah:

$$Zc = \frac{V \text{ cairan dalam shell} + V \text{ koil}}{A \text{ shell}}$$

$$Zc = \frac{7,8709 \text{ m}^3 + 0,0240 \text{ m}^3}{4,0681 \text{ m}^2}$$

$$Zc = 1,9407 \text{ m}$$

$$Zc^2 = Zc + b + s_f$$

$$Zc^2 = 23,2879 \text{ in} + 15,202 \text{ in} + 2 \text{ in}$$

$$Zc^2 = 40,4897 \text{ in} = 23,2879 \text{ m}$$

Tinggi tumpukan koil < Tinggi Cairan

$$0,876 \text{ m} < 1,403 \text{ m}$$

i. Menentukan Pressure drop

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

$$\Delta P_T = \frac{0,00446 \frac{ft^2}{in^2} \times 87872,6520 \frac{ft}{jam} \times 54,6355 \text{ ft}}{5,22 \times 10^{10} \times 0,1616 \text{ ft} \times 1}$$

$$\Delta P_T = 0.2232 \text{ psi} < 2 \text{ psi}$$