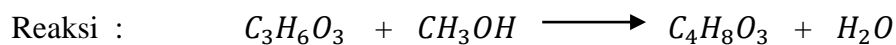


## LAMPIRAN

### REAKTOR

Jenis	: Reaktor alir tangki berpengaduk/RATB <i>(Continuousn Stirred Tank Reactor)</i>
Fungsi	: Tempat berlangsungnya reaksi antara <i>methanol, asam laktat, air dan asam sulfat.</i>
Kondisi Operasi	: Suhu : 42 °C Tekanan : 1 atm Konversi : 80% <i>(Trope and Kobe, 1950)</i>

Reaksi yang terjadi didalam reaktor:



1. Dasar pemilihan jenis reaktor:

Dipilih RATB dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Fase reaksi padat-cair dan prosesnya kontinyu
- Pada Reaktor Alir Tangki Berpengaduk suhu dan komposisi campuran dalam reaktor selalu seragam. Hal ini memungkinkan melakukan suatu proses isothermal dalam reaktor RATB.
- 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 di dalam reaktor.

2. Dasar pemilihan koil:

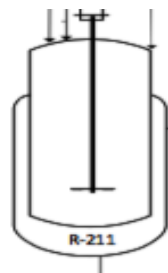
- Luas area transfer panas reaktor lebih besar dibandingkan dengan luas area transfer jaket ke reaktor.

3. Dasar pemilihan pengaduk (*Fig. 10.57 Coulson, 1983*) yaitu:

Dipilih pengaduk tipe *Turbine with 6 flat blade*

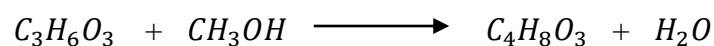
- Cocok untuk mempercepat terjadinya perpindahan massa dan panas dalam bentuk larutan pada sistem yang saling larut, karena pola aliran yang dihasilkan adalah radial.
- Cocok untuk viskositas campuran sampai dengan  $5 \times 10^4$  cP.
- Cocok untuk volume fluida sampai dengan 20.000 galon ( $2.673\text{ft}^3$ )

A. Neraca Massa di sekitar Reaktor (R-01)



Gambar A.1 Reaktor R-01

Reaksi di reaktor:



**Tabel 1. Komposisi Dengan Perhitungan Kapasitas Reaktor**

Umpan masuk:

Komponen	kg/jam	fraksi massa	BM	Kmol/jam	Fraksi mol
CH3OH	2664,4674	0,1813	32,0400	83,1607	0,1263
H2O	9953,9341	0,6773	18,0200	552,3826	0,8391
C3H6O3	1872,0000	0,1274	90,0600	20,7861	0,0316
C4H8O3	194,2289	0,0132	104,0800	1,8662	0,0028
H2SO4	12,4390	0,0008	98,0200	0,1269	0,0002
	14697,0694	1		658,3224	1

Produk :

Komponen	kg/jam	fraksi massa	BM	Kmol/jam	Fraksi mol
CH3OH	2131,6770	0,1450	32,0400	66,5317	0,1011
H2O	10253,5871	0,6977	18,0200	569,0115	0,8643
C3H6O3	374,4000	0,0255	90,0600	4,1572	0,0063
C4H8O3	1924,9663	0,1310	104,0800	18,4951	0,0281
H2SO4	12,4390	0,0008	98,0200	0,1269	0,0002
	14697,0694	1		658,3224	1

**B. Menghitung densitas dan kecepatan laju alir volumetric pada T= 42°C**

Menghitung massa jenis komponen

T = 42 °C

315,15 K

$$\text{Density} = A \left[ B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n} \right]$$

Komponen	A	B	n	Tc	density ( $\rho$ ), g/ml	$\rho$ , (kg/m <sup>3</sup> )
CH3OH	0,42169	0,19356	0,2857	925	1,811978878	1811,978878
H2O	0,2882	0,262	0,28571	532,8	0,81303377	813,0337701
C3H6O3	0,3471	0,274	0,28571	687,13	1,02868056	1028,68056
C4H8O3	0,26785	0,26475	0,243	508,31	0,765818563	765,8185628

Komponen	kg/jam	fraksi	$\rho$ , kg/m <sup>3</sup>	$\rho$ , x	Fv =m/ $\rho$
CH3OH	2.131,677	0,145	792	114,872	2,692
H2O	10.253,587	0,698	998	696,267	10,274
C3H6O3	374,400	0,025	1.049	26,723	0,357
C4H8O3	1.924,966	0,131	1.093	143,157	1,761
H2SO4	12,439	0,999	1.840	981,019	15,084
Total	14.697,069	1,998	5.772	1.962,038	30,167

- Menghitung kecepatan laju alir volumetrik (Fv)

$$Fv = \frac{\text{Massa, kg/jam}}{\text{Densitas, kg/m}^3}$$

$$Fv = \frac{\text{Massa, kg/jam}}{\text{Densitas, kg/m}^3} = 15,0905 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- Menghitung konsentrasi umpan

$$\begin{aligned}
 1. \text{ Konsentrasi } C_3H_6O_3 \text{ (} C_{A0} \text{)} &: \frac{20,786}{15,09} \text{ kmol/jam} \\
 &: \frac{1,377}{15,09} \text{ kmol/m}^3 \\
 &: 0,091 \text{ kmol/jam} \\
 2. \text{ Konsentrasi } CH_3OH \text{ (} C_{B0} \text{)} &: \frac{83,1607}{15,09} \text{ kmol/jam} \\
 &: \frac{5,511}{15,09} \text{ kmol/m}^3 \\
 &: 0,365 \text{ kmol/jam} \\
 3. \text{ Konsentrasi H}_2\text{SO}_4 \text{ (} C_{c0} \text{)} &: \frac{0,1269}{15,0905} \text{ kmol/jam} \\
 &: 0,0084 \text{ kmol/m}^3 \\
 &: 0,0084 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

### C. Menghitung harga K

Didapat dari jurnal (Mgaidi et al, 2004) kinetika reaksi mengikuti orde 1.

$$k : 0,0856/\text{menit}$$

$$k : 5,1378/\text{jam}$$

Asumsi-asumsi dalam perhitungan ini:

- Pengadukan sempurna sehingga konsentrasi keluar reaktor sama dengan konsentrasi dalam reaktor.
- Kecepatan volumetrik (Fv) masuk reaktor sama dengan kecepatan volumetrik keluar reaktor.

### D. Menghitung $C_A$ , $C_B$ , $C_C$ , $C_D$ , $C_E$

$$1. C_A = C_{A0} - C_{A0} \cdot X$$

$$= 5,511 \frac{\text{kmol}/\text{m}^3}{\text{kmol}/\text{jam}} - 5,511 \frac{\text{kmol}/\text{m}^3}{\text{kmol}/\text{jam}} \times 0,8$$

$$= 1,1022 \frac{\text{kmol}/\text{m}^3}{\text{kmol}/\text{jam}}$$

$$2. C_B = C_{B0} - C_{B0} \cdot X$$

$$= 15,09 \frac{\text{kmol}/\text{m}^3}{\text{kmol}/\text{jam}} - 5,511 \frac{\text{kmol}/\text{m}^3}{\text{kmol}/\text{jam}} \times 0,8$$

$$= 10,681 \frac{\text{kmol}/\text{m}^3}{\text{kmol}/\text{jam}}$$

$$3. C_C = C_{c0} - C_{c0} \cdot X$$

$$= 1,377 \frac{\text{kmol}/\text{m}^3}{\text{kmol}/\text{jam}} - 5,511 \frac{\text{kmol}/\text{m}^3}{\text{kmol}/\text{jam}} \times 0,8$$

$$= -3,031 \frac{\text{kmol}/\text{m}^3}{\text{kmol}/\text{jam}}$$

$$4. C_D = C_{D0} - C_{D0} \cdot X$$

$$= 0,0084 \frac{\text{kmol/m}^3}{\text{kmol/jam}} - 5,511 \frac{\text{kmol/m}^3}{\text{kmol/jam}} \times 0,8$$

$$= 4,417 \frac{\text{kmol/m}^3}{\text{kmol/jam}}$$

E. Menghitung rB

$$-r_B = k \cdot C_A \cdot C_B$$

$$-r_B = k(C_{A0} - C_{B0} \cdot X)$$

$$-r_B = 1,1022/\text{jam} \cdot (5,137 \text{ kmol/m}^3)$$

$$= 5,663 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$$

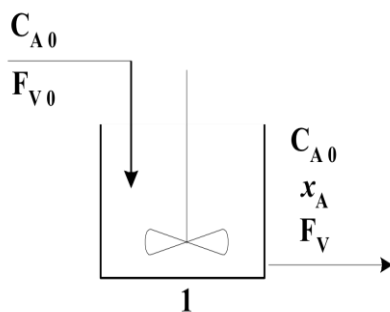
F. Optimasi reaktor

Asumsi : Fv = konstan; inert tidak mempengaruhi reaksi; CB = konstan

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

- Untuk 1 buah Reaktor (N=1)

Persamaan NM



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

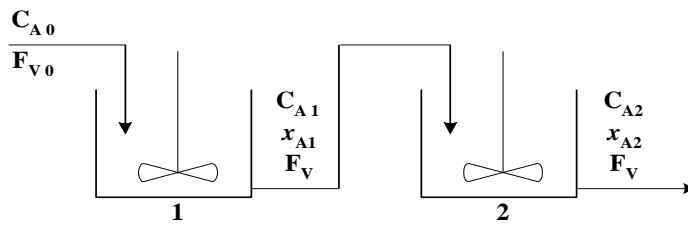
$$F_{V0} \cdot (C_{A0} - C_A) = r_A \cdot V$$

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

$$= \frac{F_V(C_{A0}(1 - X_{A0}) - C_{A0}(1 - X_{A1}))}{k C_{A0}(1 - X_{A1})}$$

$$= \frac{F_V(X_{A1} - X_{A0})}{k(1 - X_{A1})} \dots\dots\dots(1)$$

- Untuk 2 buah reaktor (N=2)



Persamaan NM

Rate of input - Rate of output = Rate of accumulation

$$F_V \cdot C_{A1} - F_V \cdot C_{A2} - r_A \cdot V = 0$$

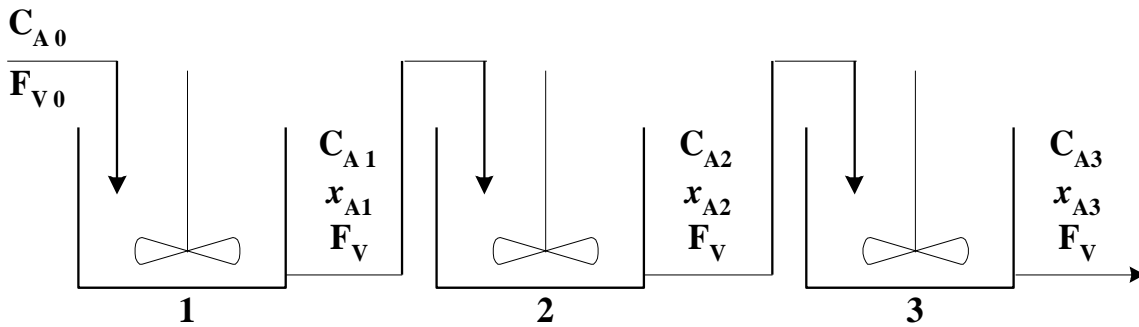
$$F_V \cdot (C_{A1} - C_{A2}) = r_A \cdot V$$

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

$$= \frac{F_V(C_{A0}(1 - X_{A1}) - C_{A0}(1 - X_{A2}))}{k C_{A0}(1 - X_{A2})}$$

$$= \frac{F_V(X_{A2} - X_{A1})}{k(1 - X_{A2})} \dots\dots\dots(2)$$

– Untuk 3 buah reaktor (N=3)



Persamaan untuk reaktor 1

Analog persamaan 1

$$\boxed{V = \frac{F_V(X_{A1} - X_{A0})}{k(1 - X_{A1})}}$$

Persamaan untuk reaktor 2

Analog persamaan 2

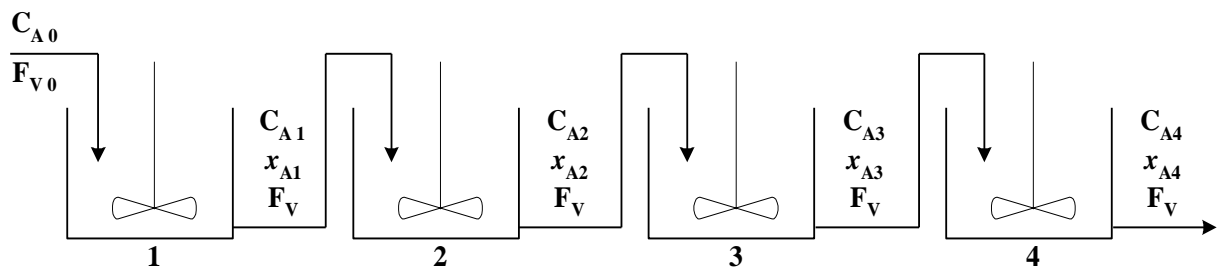
$$V = \frac{Fv(X_{A2} - X_{A1})}{k(1-X_{A2})}$$

Persamaan untuk reaktor 3

Analog persamaan 2

$$V = \frac{Fv(X_{A3} - X_{A2})}{k(1-X_{A3})}$$

– Untuk 4 buah reaktor (N=4)



Persamaan untuk reaktor 1

Analog persamaan 1

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

Persamaan untuk reaktor 2

Analog persamaan 2

$$V = \frac{Fv(X_{A2} - X_{A1})}{k(1-X_{A2})}$$

Persamaan untuk reaktor 3

Analog persamaan 2



$$V = \frac{Fv(X_{A3} - X_{A2})}{k(1 - X_{A3})}$$

Persamaan untuk reaktor 4

Analog persamaan 2

$$V = \frac{Fv(X_{A3} - X_{A2})}{k(1 - X_{A3})}$$

Dengan,

1.  $F_{A0}$  = Laju mol reaktan mula-mula, mol/menit
2.  $F_{A1}$  = Laju mol reaktan keluar, mol/menit
3.  $V$  = Volume reaktor,  $m^3$
4.  $Fv$  = Laju volumetrik reaktan,  $m^3$ /menit
5.  $C_{A0}$  = Konsentrasi reaktan mula-mula, mol/ $m^3$ .menit
6.  $X$  = Konversi

Volume reaktor dihitung untuk berbagai nilai konversi. Hasil yang diperoleh ditampilkan dalam tabel.

n	$X_{A1}$	$X_{A2}$	$X_{A3}$	$X_{A4}$
1	0,9300	-	-	-
2	0,7354	0,9300	-	-
3	0,4221	0,6660	0,9300	-
4	0,2584	0,4501	0,6017	0,9300

\*Mencari nilai V\*

Diketahui :

$$C_{A0} = 1,377 \text{ kmol/m}^3$$

$$k = 5,138 \text{ /jam}$$

$$Fv = 15,09 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$X = 0,800$$

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

$$V = \frac{8,1838.(X_{A0} - X_{A1})}{0,2520.(1 - X_{A1})}$$

$$V = \frac{8,1838.(0,8)}{0,2520.(1 - 0,8)}$$

$$V = 129,9015m^3$$

n	V <sub>1</sub>	V <sub>2</sub>	V <sub>3</sub>	V <sub>4</sub>
1	39,0222	-		
2	8,1642	8,1642		
3	2,1451	2,1451	11,0773	
4	1,0237	1,0237	1,1179	13,7752

n	V	1.2 x V
1	39,022	46,827
2	8,164	9,797
3	2,145	2,574
4	1,024	1,228

Untuk mengetahui jumlah reaktor dilakukan optimasi:

Dengan menggunakan data harga reaktor yang di ambil dari

<http://www.matche.com/equipcost/Reactor.html> untuk mempertimbangkan jumlah

reaktor dengan harga minimal. Dipilih *Low Alloy* sebagai bahan pembuat reaktor.

1 m<sup>3</sup> = 264,172 gallons

n	V (m <sup>3</sup> )	V (gal)	Harga @ (US \$)	Harga alat (US \$)
1	46,827	12370,274	341800.000	341800.000
2	9,797	2588,114	264200.000	528400.000
3	2,574	679,999	130100.000	390300.000
4	1,228	324,506	87900.000	351600.000

Harga reaktor (<http://www.matche.com/equipcost/Reactor.html> , diakses Minggu, 7 Januari pukul 20.00 WIB)

#### G. Menghitung Dimensi Reaktor

Perbandingan diameter dan tinggi reaktor yang optimum 1:1 (D:H = 1:1)

(Brownell, hal:43)

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

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

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

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 46,827 \text{ m}^3}{3,14}}$$

$$= 3,907 \text{ m} \times \frac{1 \text{ in}}{0,0254 \text{ m}}$$

$$= 153,830 \text{ in}$$

$$= 153,830 \text{ in} \times \frac{1 \text{ in}}{0,3048 \text{ in}}$$

$$= 12,819 \text{ ft}$$

**D = H**

$$= 3,907 \text{ m} \times \frac{1 \text{ in}}{0,0254 \text{ m}}$$

$$= 153,830 \text{ in}$$

$$= 153,830 \text{ in} \times \frac{1 \text{ ft}}{0,3048 \text{ in}}$$

$$= 12,819 \text{ ft}$$

(Brownell, hal :88)

$$V_{\text{dish}} = 0.000049 D_s^3$$

Dimana :

$D_s$  : diameter shell, in

$V_{\text{dish}}$  : volume dish,  $\text{ft}^3$

$$V_{\text{dish}} = 0,000049 \times (193,784 \text{ in})^3$$

$$V_{\text{dish}} = 356,577 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{sf}} = \frac{\pi}{4} D^2 \frac{\text{sf}}{144}$$

Dipilih sf : 2 in

$$V_{\text{sf}} = \frac{3,14}{4} \times (153,830 \text{ in})^2 \times \frac{2 \text{ in}}{144}$$

$$V_{\text{sf}} = 21,500 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{Head}} = 2 (V_{\text{dish}} + V_{\text{sf}})$$

$$V_{Head} = 2 \times (178,368 + 21,500) ft^3$$

$$V_{Head} = 399,737 ft^3$$

$$V_{Head} = 399,737 ft^3 \times 0,02832 m^3 / ft^3$$

$$V_{Head} = 11,321 m^3$$

$$V_{Reaktor} = V_{shell} + V_{Head}$$

$$V_{Rk} = (46,827 + 11,321) m^3$$

$$= 58,147 m^3$$

Spesifikasi Reaktor adalah sebagai berikut:	
Diameter shell =	3,907 m
Tinggi shell =	3,907 m
Volume shell =	46,827 m <sup>3</sup>
Volume head =	11,321 m <sup>3</sup>
Volume reaktor =	58,147 m <sup>3</sup>

- Volume Bottom

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

$$V_{Bottom} = 0,5 \times 11,321 m^3$$

$$= 5,660 m^3$$

- Volume Cairan

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

$$V_{\text{cairan}} = (46,827 - 5,660)m^3 \\ = 41,166m^3$$

- Tinggi Cairan

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

$$h_{\text{cairan}} = \frac{4 \times 41,166m^3}{3,14 \times (3,907m)^2} \\ = 3,435m \\ = 3,435m \times \frac{1ft}{0,3048m} \\ = 11,270ft$$

- a) Menghitung tebal shell (ts)

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

$$ts = \frac{Pr}{(fE - 0.6P)} + C$$

(*Pers. 13.1, Brownell & Young, 1959 hal. 254*)

Keterangan :

Ts : tebal shell

P : tekanan

R : jari - jari

:  $\frac{1}{2}D$

E : efisiensi pengelasan (E = 0.85)

C : faktor koreksi (C = 0.125)

F : tegangan yang diijinkan (tabel 13.2 Coulson 4ed, hal: 812)

- Tekanan sistem (P)

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

$$\begin{aligned} P_{\text{Operasi}} &= 1,000 \text{ atm} \\ &= 1,000 \text{ atm} \times 14,69 \\ &= 14,69 \text{ psi} \end{aligned}$$

- Tekanan Hidrostatik

$$P_{\text{Hidrostatik}} = \frac{\rho g h}{g_c}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{Hidrostatik}} &= \frac{5772 \text{ kg/m}^3 \times 0,62428 \times 32,2 \times 12,219 \text{ ft}}{32} \\ &= 46480,516 \text{ lb/ft}^2 \\ &= \frac{46480,516 \text{ lb/ft}^2}{144} \\ &= 322,781 \text{ lb/in}^2 \\ &= 322,781 \text{ psi} \end{aligned}$$

(brownell, hal 140)

$$\begin{aligned} \cdot P_{\text{total}} &= P_{\text{Hidrostatik}} + P_{\text{Operasi}} \\ &= (322,781 + 14,690) \text{ psi} \\ &= 377,471 \text{ psi} \end{aligned}$$

(Over design 10%)

$$\begin{aligned} \bullet P_{\text{designe}} &= 1,1 \times 377,471 \\ &= 371,218 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\bullet R = 0,5 \times D$$

$$=0,5 \times 153,830 \text{ in}$$

$$= 76,915 \text{ in}$$

- $E = 0,85$
- $C = 0,125$
- $F = 240 \text{ N/mm}^2$   
 $= 34809,0576$

(Coulson hal 254 diperoleh low alloy steel 240 N/mm<sup>2</sup> pada suhu 200 °C)

$$ts = \frac{Pr}{(fE - 0.6P)} + C$$

$$ts = \frac{371,218 \text{ psi} \times 76,915 \text{ in}}{(34809,0576 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 371,218 \text{ psi})} + 0,125$$
$$= 1,0973 \text{ in}$$

Dari tabel Brownell hal 350 tentang tebal shell, dipilih:

$$\begin{aligned} Ts \text{ standart} &= 1,0973 \text{ in} \\ &= 1 \frac{1}{8} \text{ in} \end{aligned}$$

b) Menghitung tebal head (th)

(Persamaan 7.77 Brownell and Young, 1959 hal. 138)

$$th = \frac{Pr_w}{(2fE - 0.2P)} + C$$

$$P = P_{\text{Design}} - P_{\text{Lingkungan}}$$



$$P = (371,218 - 14,690) \text{ psi}$$

$$= 356,528 \text{ psi}$$

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

$$OD = (153,830 + 2 \times 1,0973) \text{ in}$$

$$= 3,963 \text{ in}$$

Mencari ukuran OD standart pada tabel 5.7 *Brownell and Young, 1959 hal. 90*. Dari

Tabel Brownell di dapat:

OD	=	156 in
Ts	=	1,250 in
Icr	=	9,3750 in
r	=	120 in
E	=	0,850
C	=	0,1250
F	=	240 N/mm <sup>2</sup>
	=	34809,058 psi

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

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

$$= \frac{1}{4} \times \left( 3 + \sqrt{\frac{120}{9,375}} \right)$$

$$w = 1,644 \text{ in}$$

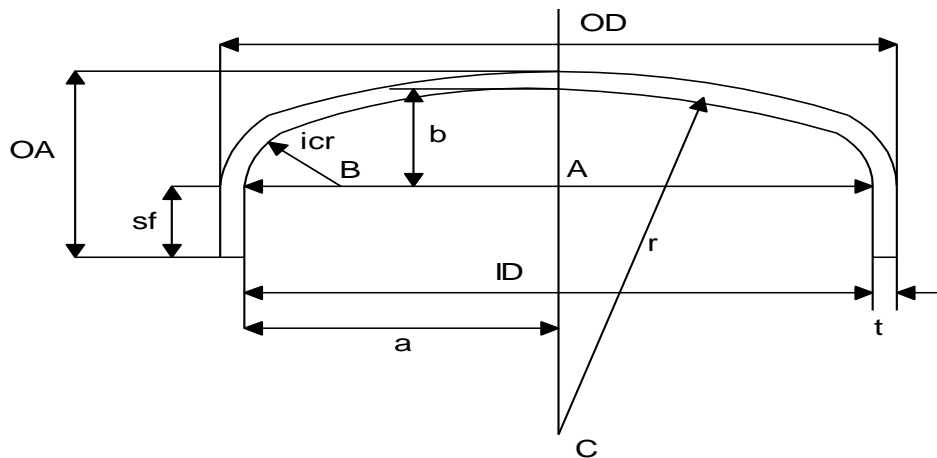
$$th = \frac{356,528 \text{ psi} \times 120 \text{ in} \times 1,644}{(2 \times 34809,057 \text{ psi} \times 0,850) - (0,2 \times 356,528 \text{ psi})} + 0,125$$

$$= 1,315 \text{ in}$$

Dari tabel Brownell hal. 350 tentang tebal shell, dipilih:

$$th \text{ standart} = 1,370 \text{ in}$$

c) Menghitung tinggi head



Gambar A.4 Tinggi Head

Pada tabel 5.4 Brownell hal. 87 dengan  $th$  sebesar  $1 \frac{3}{8}$ " maka nilai  $sf$  nya adalah

sebesar  $1 \frac{1}{2}$  -  $4 \frac{1}{2}$ , maka dipilih  $sf$ :  $3,5$ "

$$ID = OD - 2ts$$

$$ID = 156 \text{ in} - (2 \times 1,125 \text{ in})$$

$$= 153,750 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$a = \frac{153,750in}{2}$$
$$=76,875in$$

$$AB = a - icr$$

$$AB = (76,875 - 9,375)in$$
$$=67,5in$$

$$BC = r - icr$$

$$BC = (120 - 9,375)in$$
$$=110,625in$$

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

$$AC = \sqrt{110.625^2 - 67.5^2}$$
$$=87,645in$$

$$h_{Head} = th + b + sf$$

$$h_{Head} = 1,375in + 32,355in + 3.5in$$
$$=37,23in$$
$$=37,23in \times \frac{0,0254m}{1in}$$
$$=0,945m$$

$$h_{Reaktor} = 2 h_{Head} + h_{shell}$$

$$h_{reaktor} = (2 \times 0,945m) + 3,907m$$

$$= 5,799m$$

H. Menghitung spesifikasi pengaduk

a) Menghitung viskositas

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

$$T = 42 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$315,15 \text{ K}$$

$$Y = \exp\left[A + \frac{B}{T} + C \cdot \ln(T) + DT^E\right] \quad Y = \frac{A \cdot T^B}{\left(1 + \frac{C}{T} + \frac{D}{T^2}\right)}$$

Komponen	fraksi	$\rho$ , kg/m <sup>3</sup>	$\rho$ , x	$\mu$ , cp	$\mu$ , x
CH3OH	0,1450	792	114,8724	0,0102	0,0015
H2O	0,6977	998	696,2667	0,6526	0,4553
C3H6OH	0,0255	1049	26,7227	19,5388	0,4977
C4H8OH	0,1310	1093	143,1570	0,0078	0,0010
H2SO4	0,9992	1840	1838,4427	13,3176	13,3063
Total	1,9983	5772	2819,4615		14,2618

Berdasarkan fig 10.57 hal 472 Coulson,  $\mu L = 2000 \text{ Ns/m}^2$  dan volume =  $58.147\text{m}^3$  dapat digunakan pengaduk turbin.

Adapun, memilih jenis turbin karena:

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

Dari Rase, hal 356:

$$\text{Dipilih:} \quad \begin{array}{llll} \text{Di/DR} = 1/3 & \text{L} = \text{Di}/4 & \text{W} = \text{Di}/5 \\ \text{E-Di} = 1 & \text{B} = \text{D}/10 & & \end{array}$$

$$\text{Diameter reaktor (DR)} = 3,907 \text{ m}$$

$$\text{Diameter pengaduk (DI)} = 1,302 \text{ m}$$

Pengaduk dari dasar (E) =	1,302 m
Tinggi Pengaduk (W) =	0,260 m
Lebar pengaduk (L) =	0,325 m
Lebar baffle (B) =	0,391 m

$$\text{Jumlah impeler} = \frac{\text{WELH}}{D}$$

Tinggi bahan x

$$\text{WELH} = \text{sg}$$

$$\text{WELH} = \text{Tinggi bahan} \times \frac{\mu_L}{\mu_{\text{Air}}}$$

$$\text{WELH} = 3,435 \times \frac{2,0000}{0,652}$$

$$\text{WELH} = 10,527 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah impeler} = 2,469 \approx 3$$

\*Dimana WELH adalah Water Equivalent Liquid High.

#### I. Menghitung jumlah putaran pengaduk

$$\boxed{\frac{WELD}{2 \cdot DI} = \left( \frac{\rho \cdot DI \cdot N}{600} \right)^2}$$

(Rase, 1977, hal. 345)

$$N = \frac{600}{\rho \cdot DI \cdot 0,3048} \sqrt{\frac{WELD}{2 \cdot DI}} \quad N = \frac{600}{3,14 \times 1,302 \times 0,3048} \sqrt{\frac{10,527}{2 \times 1,302}}$$

$$= 89,897 \text{ rpm}$$

$$= 1,498 \text{ rps}$$

Jenis motor : Fixed speed belt (harga murah, mudah mengganti bagian-bagiannya).

(Rase, 1977 tabel 8.9)

a) menghitung bilangan reynold

$$P = \frac{N^3 \cdot Di^5 \cdot \rho \cdot N}{550 \cdot g} \quad Re = 210.69.159$$

Dari fig.477 Brown hal 507, Nre= 210.69.159; Np=Po= 2,000

b) power pengaduk

$$\text{Daya motor} = \frac{P}{h} \quad \text{Daya motor} = 26,997 \text{ Hp}$$

$$\text{Dipakai standart NEMA} = 30 \text{ Hp}$$

c) efisiensi motor = 0,9

(Fig. 14-38, Peters, Hal 521)

$$\text{Daya motor} = \frac{P}{h}$$

$$= 29,997 \text{ Hp}$$

J. Perancangan Pemanas/pendingin

NERACA PANAS

Komponen	input	output
	ARUS 3	ARUS 5
CH3OH	117254,0923	2928,6950
H2O	707014,8328	40428,0184
C3H6O3	76135,4781	169,1269
C4H8O3	7570,7198	721,1187
H2SO4	302,8919	3,0910
Sub Total	908278,0149	44250,0500
panas reaksi	153342,4553	0,0000
beban pendingin	0,0000	1017370,4201
TOTAL	1061620,4701	1061620,4701
TOTAL	1170712,8754	

Pendingin yang digunakan adalah

suhu air masuk 30 C

suhu air keluar 50 C

cp air 4,1840 Kj/Kg.C

**Menghitung kebutuhan air untuk pendingin**

$$\begin{aligned} \text{Beban panas} &= Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}} \\ &= 1017370,421 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= m \cdot c_p \cdot \Delta t \\ \Delta t &= 20 \text{ C} \\ Q &= 1017370,421 \\ m &= 12157,868 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Suhu fluida panas reaktor:	42	C	107,6	F	315,15	K
Suhu masuk media pendingin (air)	30	C	86	F	303,15	K
Suhu keluar media pendingin (air)	50	C	122	F	323,15	K

Fluida panas (°F)	Fluida dingin	$\Delta T$ , °F
107,6	86,0000	21,6
107,6	122,0000	14,4

a) MENGHITUNG LMTD

$$DT_{LMTD} = \frac{DT_2 - DT_1}{\ln \frac{DT_2}{DT_1}}$$

$$= 17,757 \text{ F}$$

Nilai UD untuk medium viskositas berat dan air adalah 50-75 Btu/ft<sup>2</sup>.°F.jam, Dalam perhitungan ini diambil nilai UD sebesar 75,0000 Btu/ft<sup>2</sup>.°F.jam. Panas yang harus diberikan oleh media pemanas sebesar: 1107370,420 kJ/jam.

Menghitung luas tranfer panas yang dibutuhkan:

$$A = \frac{Q}{U_D DT_{LMTD}}$$

$$= 763,904 \text{ ft}^2$$

$$= 70,967 \text{ m}^2$$

Menghitung luas transfer panas yang tersedia:

$$A = \pi D H = 47,938 \text{ m}^2$$



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

### **KESIMPULAN**

Bahanreaktor	=	<i>Stainless steel 410</i>	
Tekanan operasi	=	1	atm
Suhu operasi	=	42	°C
Diameter shell	=	3,9073	m
Tinggi reaktor total	=	5,7986	m
Jenis pengaduk	=	Turbin dengan 6 blade disk standar	
Jenis motor	=	Variable-speed belt (33-200 rpm)	
Daya motor	=	30	Hp
Tebal shell	=	2	in
Tebal head	=	1	in
Tipe pendingin	=	Koil	
Tinggi lilitan koil	=	0,5913	m
Jumlah putaran koil	=	6	putaran
Diameter putaran koil	=	0,0604	m