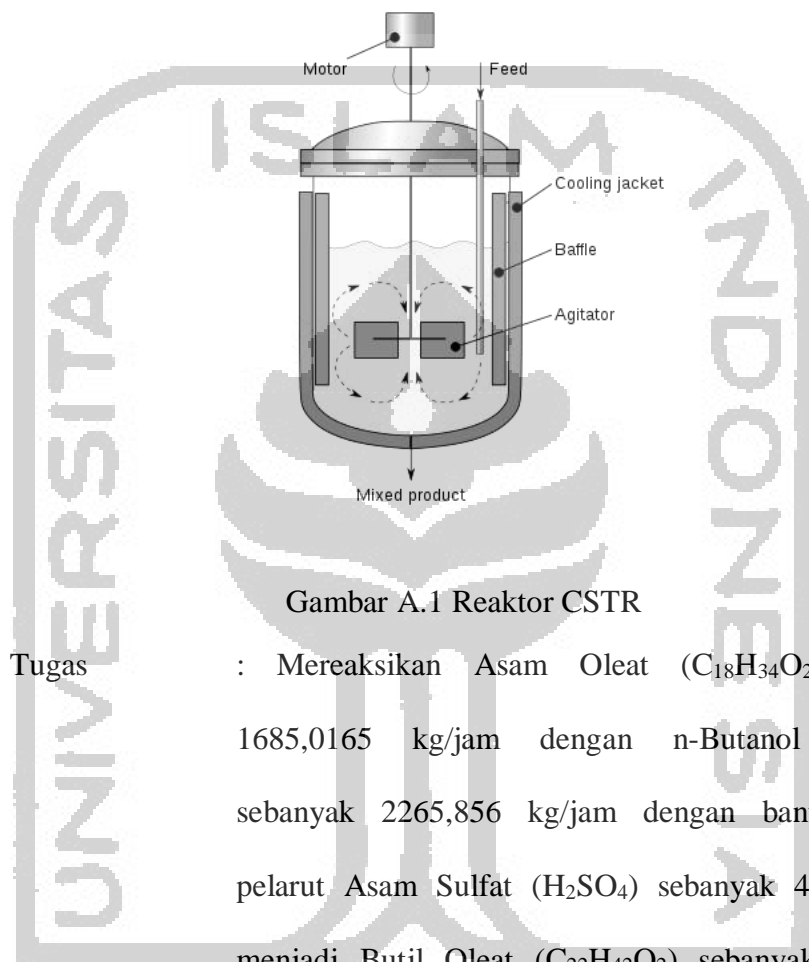


## LAMPIRAN A

### PERHITUNGAN REAKTOR



Gambar A.1 Reaktor CSTR

Tugas : Mereaksikan Asam Oleat ( $C_{18}H_{34}O_2$ ) sebanyak 1685,0165 kg/jam dengan n-Butanol ( $C_4H_9OH$ ) sebanyak 2265,856 kg/jam dengan bantuan katalis pelarut Asam Sulfat ( $H_2SO_4$ ) sebanyak 4,439 kg/jam menjadi Butil Oleat ( $C_{22}H_{42}O_2$ ) sebanyak 1893,9394 kg/jam.

Jenis Alat : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

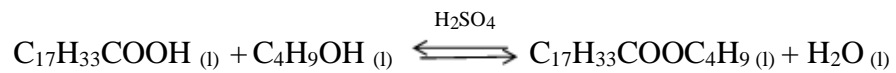
Kondisi Operasi : - Suhu : 120 °C

- Tekanan : 1 atm

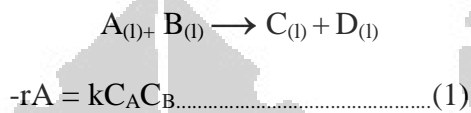
Reaksi utama terjadi antara senyawa Asam Oleat ( $C_{18}H_{34}O_2$ ) dan n-Butanol ( $C_4H_9OH$ ) membentuk Butil Oleat ( $C_{22}H_{42}O_2$ ) dengan bantuan katalis reaksi Asam Sulfat ( $H_2SO_4$ ). Berlangsung searah. Dengan

perbandingan Asam Oleat : Butanol adalah 1 : 5.

Reaksi yang terjadi di reaktor :



Reaksi esterifikasi asam oleat dengan n-butanol merupakan reaksi orde dua (Othmer dan Rao, 1950). Sehingga, persamaan reaksi dapat dituliskan sebagai berikut :



Keterangan:

$-r_A$  = laju reaksi (kmol/L.jam)

$K$  = konstanta laju reaksi (L.kmol/jam)

$C_A$  = mol produk A terbentuk (kmol/L)

$C_B$  = mol produk B terbentuk (kmol/L)

**A.1 Menentukan nilai konstanta kecepatan reaksi**

Persamaan Reaksi :

	$\text{C}_{17}\text{H}_{33}\text{COOH}$	+	$\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}$	$\rightarrow$	$\text{C}_{17}\text{H}_{33}\text{COOC}_4\text{H}_9$	+	$\text{H}_2\text{O}$
Awal	5,9541		30,6185		-		-
Reaksi	5,8809		5,8809		5,8809		5,8809
Sisa	0,0732		24,7376		5,8809		5,8809

$$x = 1 - \frac{C_a}{C_{ao}} = 1 - \frac{0,0732}{5,9541} = 0,9877$$

Maka didapat nilai  $k_1 = 35670,54059 \text{ L/kmol.jam}$

## A.2 Menentukan Optimasi Reaktor

### 1. Menghitung Jumlah Reaktor

Dengan cara Trial konversi masing-masing reaktor untuk mendapatkan volume reaktor paralel diperoleh dengan menggunakan excel :

- Untuk 1 buah reaktor

$$V = 1538,9286 \text{ gallons}$$

$$\tau = 0,917725 \text{ jam}$$

$$x_A = 0,9877$$

- Untuk 2 buah reaktor

$$V = 140,3804 \text{ gallons}$$

$$\tau = 0,08371 \text{ jam}$$

$$x_A = 0,8923$$

- Untuk 3 buah reaktor

$$V = 53,6313 \text{ gallons}$$

$$\tau = 0,03198 \text{ jam}$$

$$x_A = 0,7822$$

- Untuk 4 buah reaktor

$$V = 27,0706 \text{ gallons}$$

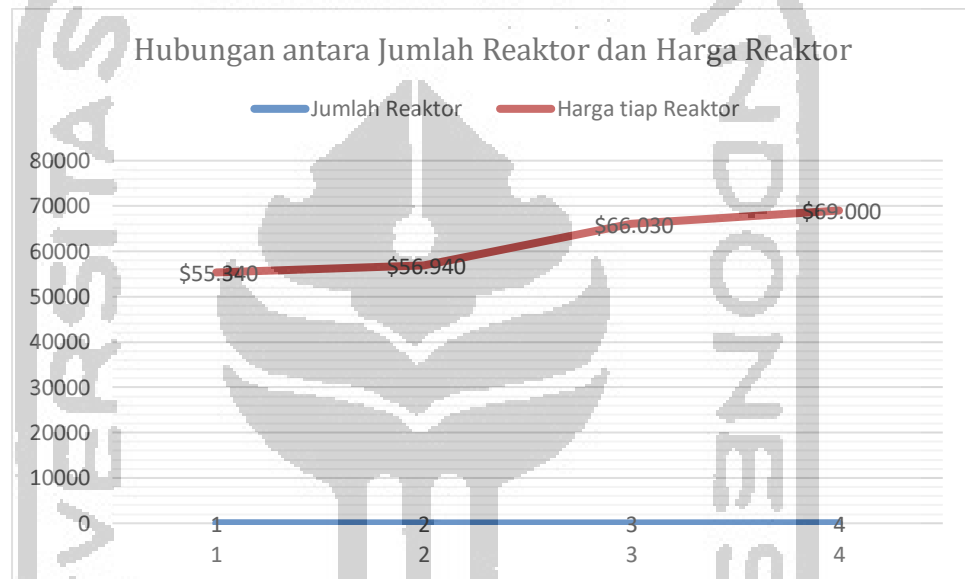
$$\tau = 0,01614 \text{ jam}$$

$$x_A = 0,67$$

## 2. Penentuan Jumlah Reaktor yang Optimum

n	Volume (Gallon)	Harga per Unit	Harga Total
1	1538,928603	\$ 55.340	\$ 55.340
2	140,3804695	\$ 28.470	\$ 56.940
3	53,63133813	\$ 22.010	\$ 66.030
4	27,07068191	\$ 17.250	\$ 69.000

Harga dari : <http://www.matche.com/equipcost/Reactor.html>



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

Pertimbangan harga reaktor :  $R_1 < R_2 < R_3 < R_4$

Maka jumlah reaktor yang optimum sebanyak **1 buah** untuk mendapatkan

harga perancangan reaktor yang minimum.

### A.3 Neraca Massa

Waktu produksi dalam 1 tahun : 330 hari

Kapasitas produk butil oleat : 15.000 ton/tahun

Tabel A.1 Perhitungan neraca massa Reaktor

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
Asam Oleat	1685,0165	0	20,7257
n-Butanol	2265,7672	0	1830,5817
n-Butil Oleat	0	0	1993,6204
Air	0,1078	2,505492282	108,4692
Asam Sulfat	0	53,17211399	53,1721
Asam Palmitat	45,5129	0	45,5129
Subtotal	3996,4044	55,67760627	4052,0821
Total		4052,0821	4052,0821

Konversi total produksi butil oleat dari asam oleat dan butanol sebesar 99.87%. Dimana perbandingan unpan mol masuk reaktor yaitu 1 : 5 = C<sub>17</sub>H<sub>33</sub>COOH : C<sub>4</sub>H<sub>9</sub>OH.

### A.4 Neraca Panas

Untuk menghitung neraca panas diperlukan data kapasitas panas (CP), dimana nilai perubahan enthalpy dihiyung dengan persamaan :

$$\Delta H = n \int_{T_{ref}}^T C_{pd} T$$

Dimana :

$\Delta H_T$  : perubahan entalpi komponen pada suhu T terhadap suhu referensi T<sub>ref</sub>, kJ/jam

T : suhu arus, K

T<sub>ref</sub> : suhu referensi = 298,15 K

n : laju mol arus, kmol/jam

$C_p$  : kapasitas panas gas/cair komponen pada suhu T, kJ/kmol.

Nilai dari kapasitas panas diperoleh dari data buku Yaws, 1999 dengan

persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Dimana :

$C_p$  : Kapasitas panas pada suhu T, J/mol.K

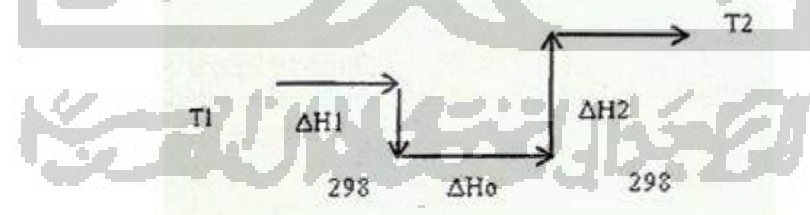
A,B,C,D: Konstanta untuk masing-masing zat

T : Suhu, K.

Tabel A.2 Nilai kapasitas panas

Komponen	A	B	C	D	Satuan	Referensi
Asam Oleat	278,686	2,5434	-0,0054355	0,000004924	kJ/kmol.K	Yaws, 1999
Butanol	83,877	0,56593	-0,0017208	0,000002276	kJ/kmol.K	Yaws, 1999
Butil Oleat	178,423	3,667	-0,0079746	0,000007102	kJ/kmol.K	Yaws, 1999
Air	92,053	-0,03995	-0,0002110	5,3E-07	kJ/kmol.K	Yaws, 1999
Asam Sulfat	26,004	0,70337	-0,0013856	0,000001034	kJ/kmol.K	Yaws, 1999
Asam Palmitat	86,29	3,5237	-0,0073217	6,1001E-06	kJ/kmol.K	Yaws, 1999

Panas reaksi ( $\Delta H_r$ ) tiap reaksi dihitung dengan cara :



$$\Delta H_{r,T} = \Delta H_1 + \Delta H_0 + \Delta H_2$$

Dimana :

$\Delta H_{r,T}$  : Entalpi reaksi pada suhu T, kJ/jam

$\Delta H_1$  : Entalpi reaksi dari suhu T hingga Tref, kJ/jam

$\Delta H_2$  : Entalpi reaksi dari suhu Tref hingga T, kJ/jam

$\Delta H_0$  : Entalpi reaksi pada suhu Tref, kJ/jam

$\Delta H_0$  dihitung dengan cara:

$$\Delta H_0 = \sum n_i \cdot \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \sum n_i \cdot \Delta H_f^\circ \text{ reaktan}$$

Dimana :

$n_i$  : jumlah mol setiap komponen reaksi, kmol

$(\Delta H_f^\circ)_i$  : Entalpi pembentukan komponen i pada suhu referensi, kJ/kmol.

Tabel A.3 Enthalpy pembentukan masing-masing komponen

Komponen	$\Delta H_f$ (kJ/mol)	Referensi
Asam Oleat	-764,8	Anonim <sup>6</sup> , 2016
Butanol	-327,3	Korobov, 2000
Butil Oleat	-816,9	Korobov, 2000
Air	-285,8	Korobov, 2000

Hasil perhitungan neraca panas reaktor-01

Tabel A.4 Neraca Panas Reaktor 01

Komponen	$H_{in}$ (kJ)				$H_{out}$ (kJ)	
	$H_{in1}$	$H_{in2}$	$H_{in3}$	$H_{supply}$	$H_{out}$	$H_{reaksi}$
Asam Oleat	402457,46	0	0	506433,4757	4950,2268	516785,2194
Butanol	0	489749,5866	0		395683,4566	
Butil Oleat	0	0	0		439113,8238	
Air <sub>1</sub>	0	35,3227	0		42222,5788	
Asam Sulfat	0	0	600,2098		600,2098	
Air <sub>2</sub>	0	0	79,4601		0	
Asam Palmitat	11496,1532	0	0		11496,1532	
Total	413953,613	489784,9093	679,669889	506433,4757	894066,4489	516785,2194
	1410851,6683				1410851,6683	

## A.5 Mechanical Design

Jenis RATB yang digunakan berbentuk silinder dengan

### a. Volume cairan

$$V_{\text{cairan}} = 2,5314628 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume over design} = 20\%$$

$$V_{\text{kapasitas}} = 3,0377554 \text{ m}^3$$

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$$

$$\text{Maka : } D = 1,56998 \text{ m}$$

$$= 5,15085 \text{ ft}$$

### b. Tebal dinding

Digunakan bahan konstruksi yaitu stainless steel SA 283 (brownell appendix).

$$\text{Dimana : tekanan design} = 1,402 \text{ atm}$$

$$\text{Allowable stress (f)} = 12650 \text{ psi}$$

$$\text{Sambungan yang dipilih} = \text{Double welded joint}$$

$$\text{Effisiensi sambungan} = 0,8$$

$$\text{Corrosion allowance (C)} = 1/8 \text{ in}$$

Tebal dinding reaktor dihitung dengan persamaan :

$$t = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot \epsilon + 0,6 \cdot P_d} + C$$

$$t = 0,16694 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih t standard} = 0,1875 \text{ in}$$

$$\text{OD Shell} = \text{ID} + (2 \times t \text{ standard})$$

$$= 41,5149 \text{ in}$$



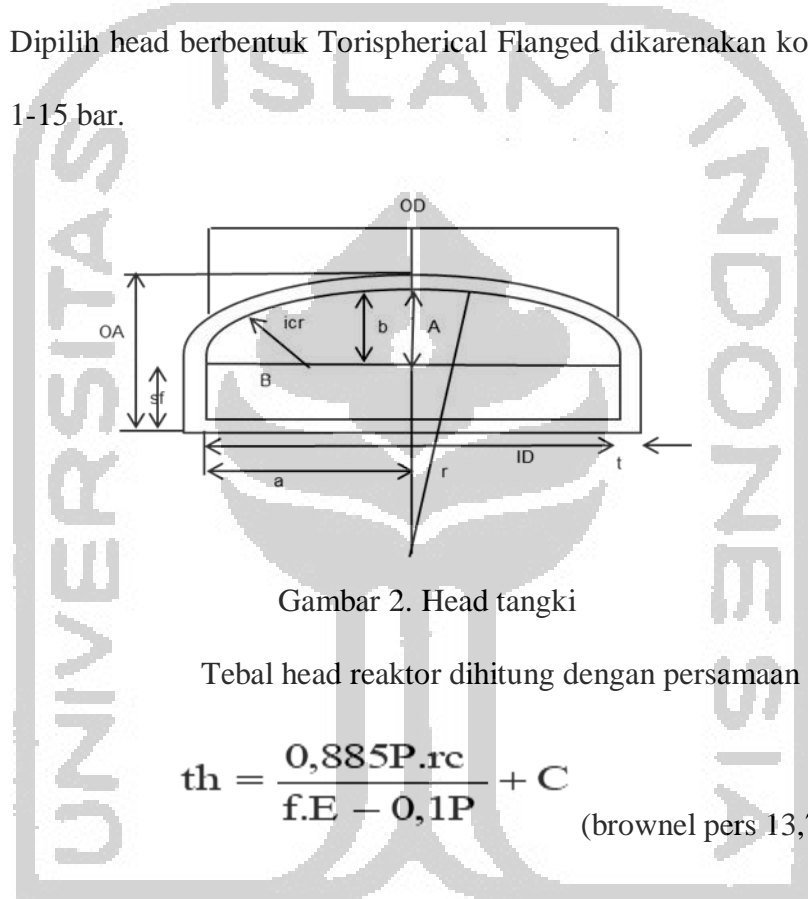
$$\text{OD standard} = 42 \text{ in}$$

$$\text{ID standard} = \text{OD} - (2 \times t \text{ standard})$$

$$= 41,625 \text{ in}$$

c. Dimensi head reactor

Dipilih head berbentuk Torispherical Flanged dikarenakan kondisi operasi 1-15 bar.



Gambar 2. Head tangki

Tebal head reaktor dihitung dengan persamaan

$$th = \frac{0,885P \cdot rc}{f \cdot E - 0,1P} + C \quad (\text{brownel pers 13,7})$$

$$th = 0,1998 \text{ in}$$

$$th \text{ standard} = 0,25 \text{ in}$$

$$\text{OD head} = \text{ID} + (2 \times th \text{ standard})$$

Menentukan ukuran head reaktor :

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

$$icr = 2,625 \text{ in}$$

$$r = 42 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{1/2} \quad (\text{Brownell hal 87-89})$$

$$a = ID \text{ standard}/2$$

$$AB = a - icr$$

$$= 18,1875 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 39,375 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0.5}$$

$$= 34,922 \text{ in}$$

$$\text{Maka } b = 42 \text{ in} - (39,375^2 - 18,1875^2)^{1/2} \text{ in}$$

$$= 7,0771 \text{ in}$$

$$\text{Diperoleh tinggi head} = \text{tebal head} + sf + b$$

$$= 0,25 \text{ in} + 2 \text{ in} + 7,0771 \text{ in}$$

$$= 9,327 \text{ in}$$

d. Volume cairan

$$\text{Volume design} = 4.3270 \text{ m}^3$$

Untuk volume head dihitung dengan persamaan

$$V_{\text{head}} = V_h + \frac{1}{4} \pi ID_h^2 \cdot sf$$

$$V_h = 0,13132 \text{ m}^3$$

$$hs = \frac{Vs}{\left(\frac{3.14}{4} \times ID^2\right)}$$

$$\text{Tinggi shell} = 3,1956 \text{ m}$$

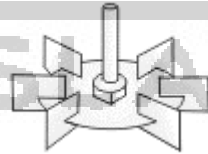
$$\text{Tinggi reaktor} = hs + (2 \times \text{tinggi head})$$

$$= 3,718 \text{ m}$$

$$= 146,3826 \text{ in}$$

### A.6 Pengaduk

Jenis pengaduk yang digunakan adalah Turbine with 6 flat blade.



Gambar 3. Turbine with 6 flat blade

$\frac{D_t}{D_i} = 3$ ;	$\frac{Z_L}{D_i} = 2.7 - 3.9$ ;	$\frac{Z_i}{D_i} = 0.75 - 1.3$ ;	Baffle = 4 ;	$\frac{w}{D_i} = 0.1$ ;	Pitch = $2 \cdot D_i$
-------------------------	---------------------------------	----------------------------------	--------------	-------------------------	-----------------------

Keterangan :

$D_t$  = diameter tangki, m

$D_i$  = diameter pengaduk, m

$Z_R$  = ketinggian tangki, m

$Z_L$  = ketinggian cairan di dalam tangki setelah ada pengaduk, m

$Z_i$  = ketinggian pengaduk dari dasar tangki, m

w = lebar baffle, m

Dimensi dan hasil perhitungan reactor

$$D_t = 1,0572 \text{ m}$$

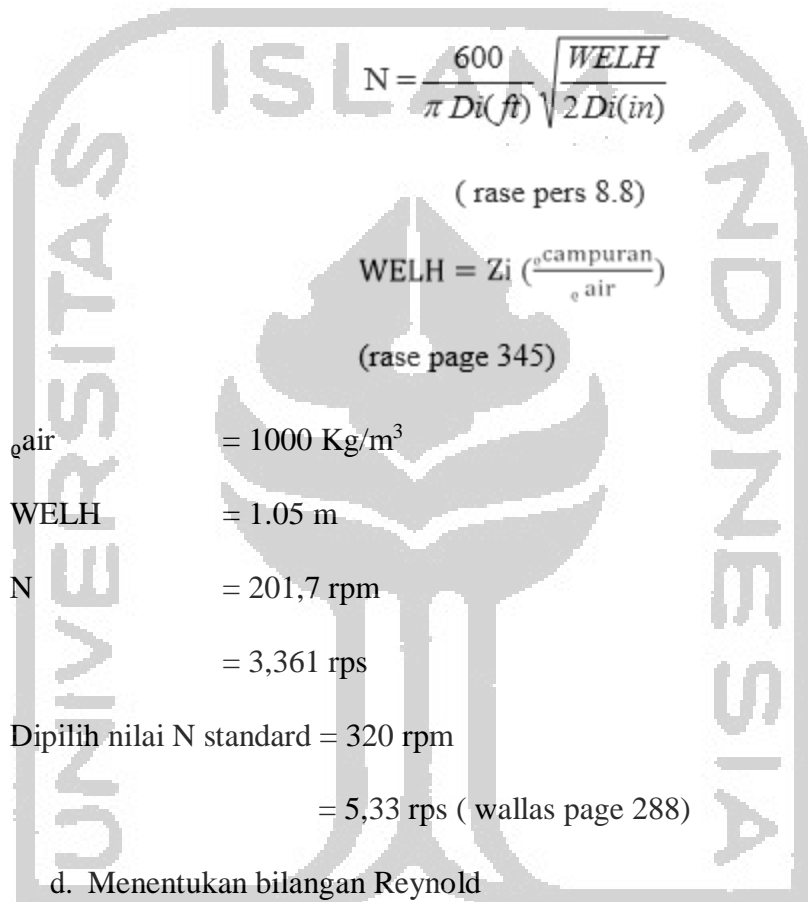
$$D_i = 1/3 \times D_t = 0,3524 \text{ m}$$

$$Z_L = 3,9 \times D_i = 1,3744 \text{ m}$$

$$Z_i = 1,3 \times D_i = 0,4581 \text{ m}$$

c. Menentukan kecepatan pengadukan

Menghitung kecepatan pengadukan menggunakan persamaan :



$$N = \frac{600}{\pi Di(ft)} \sqrt{\frac{WELH}{2 Di(in)}}$$

(rase pers 8.8)

$$WELH = Zi \left( \frac{e_{campuran}}{e_{air}} \right)$$

(rase page 345)

$\rho_{air} = 1000 \text{ Kg/m}^3$

$WELH = 1.05 \text{ m}$

$N = 201,7 \text{ rpm}$

$= 3,361 \text{ rps}$

Dipilih nilai N standard = 320 rpm

$= 5,33 \text{ rps ( wallas page 288)}$

d. Menentukan bilangan Reynold

$$N_{Re} = \frac{d_{opt}^2 \cdot \rho \cdot N}{\mu}$$

$N_{Re} = 28898,278$  laminer

Didapat nilai Np dari fig.477 brown no 1 = 6

Persamaan power pengaduk :

$$P = \frac{P_0 \cdot \rho \cdot N \cdot d_{opt}^5}{g_c} \quad (\text{brown pg 508})$$

$$P = 1,27 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 90\%$$

$$\text{Daya motor} = 1,41 \text{ Hp}$$

$$\text{Daya motor standard} = 1,5 \text{ Hp}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pengaduk} &= \text{WELH/ID standard} \\ &= 0,9931 \\ &= 1 \text{ buah} \end{aligned}$$

### A.7 Pemanas

#### a. Jaket pendingin Reaktor

Pemanas yang digunakan steam saturated dengan suhu 120°C dengan panas yang diserap sebesar 516785,219 kJ/jam.

- Menentukan kebutuhan steam :

$$m_s = \frac{Q_s}{\lambda}$$

$$\text{Kebutuhan steam} = 116,574 \text{ kg/jam}$$

- Perhitungan  $\Delta\text{LMTD}$

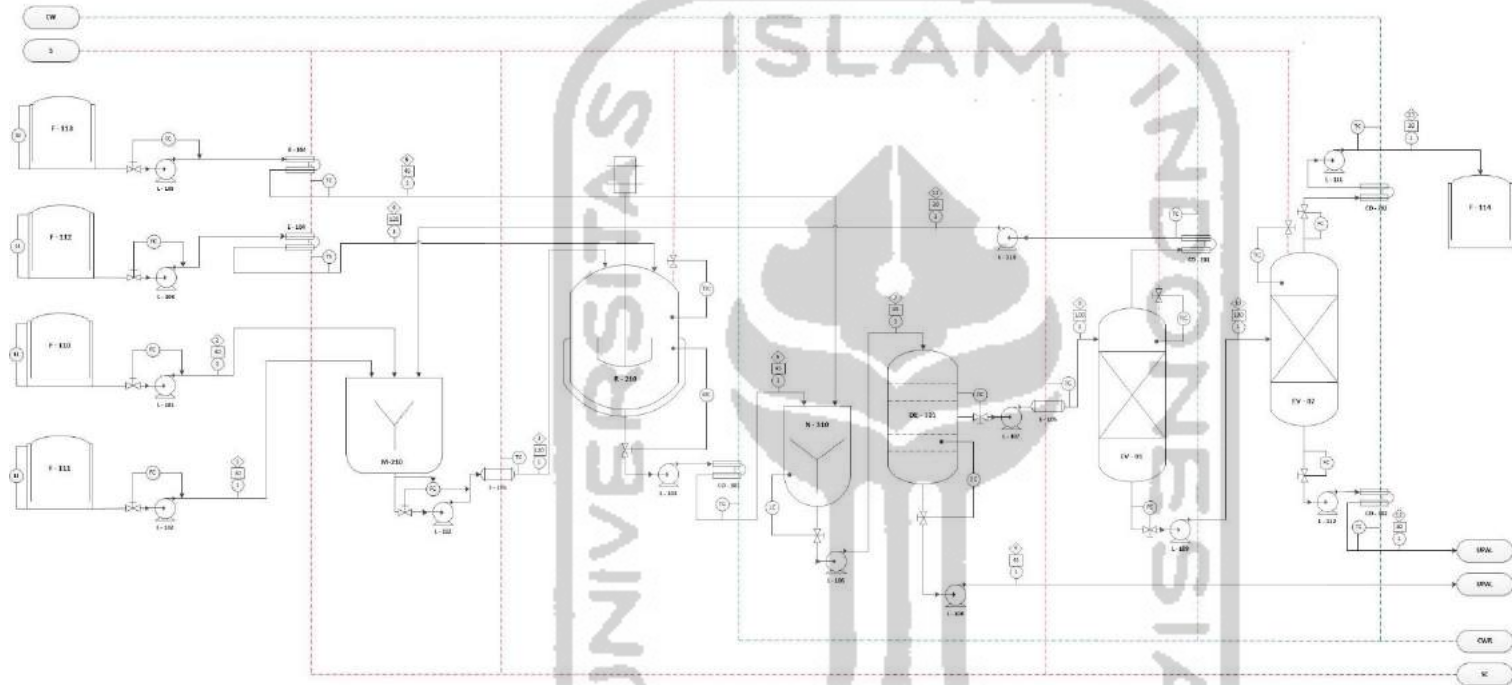
$$\text{LMTD} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left( \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)}$$

Hot Fluid		Cold Fluid	Difference	
284	Higher Temp	248	36	$\Delta T_2$
266	Lower Temp	248	18	$\Delta T_1$
18	Difference	0	18	$\Delta T_2 - \Delta T_1$
<b><math>\Delta T \text{ LMTD}</math></b>		25,96851074	F	

$$\Delta\text{LMTD} = 25,9685 \text{ F}$$

- Menentukan luas transfer panas

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA N-BUTIL OLEAT DARI ASAM OLEAT DAN N-BUTANOL DENGAN KATALIS H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> MELALUI PROSES ESTERIFIKASI DENGAN KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN**



Komponen	Neraca Massa												
	Aliran 1	Aliran 2	Aliran 3	Aliran 4	Aliran 5	Aliran 6	Aliran 7	Aliran 8	Aliran 9	Aliran 10	Aliran 11	Aliran 12	Aliran 13
C <sub>18</sub> H <sub>34</sub> O <sub>2</sub>	1685,0164	-	1685,0165	-	20,7257	-	20,7257	20,7257	-	20,7257	-	20,7257	-
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O	45,5129	-	45,5129	-	45,5129	-	45,5129	45,5129	-	45,5129	-	45,5129	-
C <sub>18</sub> H <sub>36</sub> O	-	538,8026	2265,7672	-	1830,5817	-	1830,5817	1815,6674	14,9143	90,7834	1724,8840	4,5392	86,2442
H <sub>2</sub> O	-	0,1078	0,1078	2,5054	108,4692	65,1087	193,1105	-	193,1105	-	-	-	-
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	-	53,1721	53,1721	-	-	-	-	-	-	-	-
NaOH	-	-	-	-	-	43,4058	-	-	-	-	-	-	-
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	-	-	-	-	77,0453	-	77,0453	-	-	-	-
C <sub>22</sub> H <sub>42</sub> O <sub>2</sub>	-	-	-	1993,6204	-	1993,6204	1993,6204	1993,6204	1993,6204	-	99,6810	1893,9394	-
<b>Total</b>	<b>1730,5293</b>	<b>538,9104</b>	<b>3996,4044</b>	<b>55,6775</b>	<b>4052,0826</b>	<b>108,5145</b>	<b>4160,5965</b>	<b>3875,3264</b>	<b>285,0701</b>	<b>2150,6424</b>	<b>1724,8840</b>	<b>170,4588</b>	<b>1580,1836</b>

<p><b>Finater Rekanan</b> M. Nasaf Yusuf Daa</p> <p>Dosen Pembimbing 1: Drs. Komariah, M.S.</p> <p>Dosen Pembimbing 2: Arhaad Chafidz Mas Sahid, S.T., M.Sc NIP. 825210201</p> <p>PROGRAM STUDI S1 TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA 2019</p>	<p>Dibuat Oleh: (15521099) (15521229)</p> <p>FLOW SHEET PRARANCANGAN PABRIK N-BUTIL OLEAT DARI ASAM OLEAT DAN N-BUTANOL DENGAN KATALIS H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> MELALUI PROSES ESTERIFIKASI DENGAN KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN</p>
---	--

**KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN**

1. Nama Mahasiswa : Muhammad Naufal Yusril Ihza  
 No. MHS : 15521229

2. Nama Mahasiswa : Fitriatur Rahman  
 No. MHS : 15521099

Judul Prarancangan)\* : Prarancangan pabrik n-butil oleat dari asam oleat dan butanol dengan katalis  $H_2SO_4$  melalui proses esterifikasi dengan kapasitas 15.000 ton/tahun.

Mulai Masa Bimbingan : 05 Oktober 2019

Batas Akhir Bimbingan : 02 April 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	23-05-2019	Konsultasi judul tugas akhir	
2	01-06-2019	Konsultasi kapasitas perancangan pabrik	
3	10-06-2019	Konsultasi neraca massa	
4	23-06-2019	Konsultasi neraca massa	
5	10-07-2019	Konsultasi neraca panas	
6	18-07-2019	Konsultasi neraca panas	
7	06-10-2019	Konsultasi perancangan alat	
8	07-11-2019	Bimbingan intensif pra sidang.	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 7 November 2019

Pembimbing,

Dra. Kamariah, M.S.

)\* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

**KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN**

1. Nama Mahasiswa : Muhammad Naufal Yusril Ihza  
 No. MHS : 15521229
2. Nama Mahasiswa : Fitratur Rahman  
 No. MHS : 15521099
- Judul Prarancangan)\* : Prarancangan Pabrik n-butil oleat dari asam oleat dan nitrobutanol dengan katalis  $H_2SO_4$  melalui proses esterifikasi dengan kapasitas 15.000 ton/tahun.
- Mulai Masa Bimbingan : 05 Oktober 2019  
 Batas Akhir Bimbingan : 02 April 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	21-05-2019	Konsultasi judul tugas akhir	A
2	28-05-2019	Konsultasi kapasitas perancangan pabrik	A
3	20-06-2019	Konsultasi neraca massa	A
4	25-06-2019	Konsultasi neraca massa	A
5	08-08-2019	Konsultasi neraca panas	A
6	14-08-2019	Konsultasi neraca panas	A
7	19-09-2019	Evaluasi ekonomi	A
8	05-10-2019	Bimbingan intensif pra sidang	A
9	07-10-2019	Konsultasi perancangan alat	A

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 7 November 2019

Pembimbing,

Achmad Chafidz M. S., S.T., M.Sc.

)\* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy