



**LAMPIRAN A**  
**REAKTOR (RATB-01)**

Jenis : Reaktor alir tangki berpengaduk/RATB  
(*Continuous Stirred Tank Reactor*)

Fungsi : Mereaksikan gliserol, CuO dan CaO menjadi kalsium laktat

Kondisi operasi :

- Suhu (T) : 230 C
- Tekanan (P) : 1 atm
- Waktu tinggal (t) : 2 jam

Reaksi yang terjadi didalam reaktor:



1. Dasar pemilihan jenis reaktor:

Dipilih RATB dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Fase reaksi padat-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 RATB.

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 di dalam reaktor.

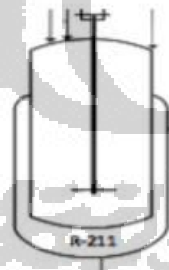
2. Dasar pemilihan koil:

- 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.

#### A. Neraca Massa Di Sekitar Reaktor (R-01)



Gambar A.1 Reaktor R-01

Reaksi di reactor :



Tabel 1. Komposisi Dengan Perhitungan Kapasitas Reaktor

Umpan masuk :

Komponen	BM (kg/kmol)	massa(kg/jam)	fraksi massa	kmol/jam	fraksi mol
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	92,0938	980,0000	0,7200	10,64132	0,626174076
CaO	56,0774	296,8770	0,2181	5,29406	0,311521603
CuO	79,5394	84,2172	0,0619	1,05881	0,062304321
Total	227,7106	1361,09	1,0000	16,99419	1,0000

Produk :

Komponen	BM (kg/kmol)	massa(kg/jam)	fraksi massa	kmol/jam	fraksi mol
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	92,0938	4,9000	0,003600041	0,05321	0,002387205
CuO	79,5394	84,2172	0,061874597	1,05881	0,047505371
C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>6</sub> Ca	218,2200	1155,2693	0,8488	5,29406	0,237526856
H <sub>2</sub> O	18,0153	95,3739	0,0701	5,29406	0,237526856
H <sub>2</sub>	2,0150	21,3351	0,0157	10,58812	0,475053712
Total		1361,10	1,0000	22,28825	1,0000

**B. Menghitung Densitas Dan Kecepatan Laju Alir Volumetric Pada :**

T = 230 C

$$\rho = AB^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Komponen	kg/jam	Fraksi	$\rho$ , kg/m <sup>3</sup>	$\rho$ , x	Fv =m/ρ
C3H8O3	980,0000	0,3722	93,7918	34,9082	10,4487
CuO	84,2172	0,0320	312,9350	10,0090	0,2691
CaO	296,8770	0,1127	78,8757	8,8932	3,7639
C6H10O6Ca	1155,2693	0,4388	1490,0000	653,7424	0,7753
H2O	95,3739	0,0362	104,1249	3,7716	0,9160
H2	21,3351	0,0081	3,3402	0,0271	6,3873
Total	2633,0725	1,0000	2083,0676	711,3515	22,5603

- Menghitung massa jenis komponen

Komponen	A	B	n	Tc	density (ρ), g/ml	$\rho$ , (kg/m <sup>3</sup> )	
C3H8O3	0,34908	0,24902	0,1541	723	0,093791767	93,79176688	Yaws
CuO					0,312935	312,935	Aspen
CaO						78,8757	Aspen
C6H10O6Ca					1,490	1490	
H2O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	0,104124888	104,1248879	Yaws
H2	0,03125	0,3473	0,2756	33,18	0,003340227	3,340227133	Yaws

### C. Menghitung Kecepatan Laju Alir Volumetrik (Fv)

- Menghitung konsentrasi umpan

$$F_v = \text{Massa, kg/jam}$$

$$= \frac{\text{Densitas, kg/m}^3}{22,5603} \text{ m}^3/\text{jam}$$

- Menghitung volume liquid (VL)

$$F_v = 22,5603 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{waktu tinggal (t)} = 120 \text{ menit} = 2 \text{ jam}$$

$$VL = F_v \times t \text{ (waktu tinggal)}$$

$$= 45,12053835 \text{ m}^3$$

$$283,8081862 \text{ Bbl}$$

$$\text{over design 20 \%} = 54,14464602 \text{ m}^3$$

$$= 340,5698235 \text{ Bbl}$$

### D. Menghitung Dimensi Reactor (D)

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

(Brownell, hal:43)

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

$$\begin{aligned} D \text{ shell} &= 3,819 \text{ m} \\ &150,359 \text{ in} \\ &12,525 \text{ ft} \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} D &= H \\ H \text{ shell} &= 3,819 \text{ m} \\ &150,359 \text{ in} \\ &12,525 \text{ ft} \end{aligned}$$

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

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

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

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

Dimana :  
 $D_s$  : diameter shell, in  
 $V_{\text{dish}}$  : volume dish , ft<sup>3</sup>

$$V_{\text{dish}} = 166,5654366 \text{ ft}^3$$

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

Dipilih sf : 2 in

$$V_{\text{sf}} = 246,4883317 \text{ ft}^3$$

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

$$V_{\text{Head}} = 826,1075366 \text{ ft}^3$$

$$23,37884328 \text{ m}^3$$

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

$$V_{\text{Reaktor}} = 68,49938163 \text{ m}^3$$

Spesifikasi Reaktor adalah sebagai berikut:

Diameter shell = 3,819 M

Tinggi shell = 3,819 M

Volume shell = 54,145 m<sup>3</sup>

Volume head = 23,379 m<sup>3</sup>

Volume reaktor = 68,499 m<sup>3</sup>

- Volume Bottom

$$V_{\text{Bottom}} = 0.5 V_{\text{Head}}$$

V Bottom = 11,689 m<sup>3</sup>

- Volume Cairan

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

V Cairan = 42,455 m<sup>3</sup>

- Tinggi Cairan

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

h Cairan = 3,708 m  
12,165 ft



### E. Menghitung Tebal Shell (ts)

Digunakan persamaan Brownell and Young

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

Keterangan :	
Ts	: tebal shell
P	: tekanan
R	: jari-jari
	: ½ D
E	: efisiensi pengelasan (E=0.85)
C	: faktor koreksi (C=0.125)
F	: tegangan yang diijinkan (tabel 13.2 Coulson 4ed, hal: 812)

P operasi = 1,000 atm

14,696 psi

P Design = 17,6352 psi (over design 20%)

r = 75,1795 in

E = 0,8500

C = 0,1875

f = 11700,0000

B&Y hal. 335

ts = 0,3210 In

t standar = 0,4375 In B&Y = Table 5.7/90

ID shell = 150,3591 In

OD shell = 150,7966 In

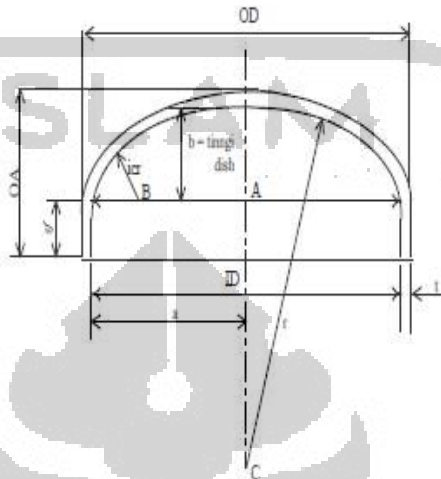
OD standar = 156 In

ID standar = 155,125 In

H standar = 156 In

## F. Perancangan Dimensi Head Reactor

Tipe : Torispherical flanged & dished head



- Stress-intensification factor

Eq. 7.76/138

$$w = \frac{1}{4} x \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{irc}} \right)$$

rc = 144 in

irc = 9,375 in

w = 1,7298

th = 0,4084 in

th standar = 0,4375 in

B&Y = Table  
5.7/90

- Tebal head

sf standar = 3,5 in

B&Y = Table  
5.6/88

$$t_h = \frac{P r_c w}{2 f E - 0,2 P} + C$$

- Depth of dished

$$b = rc - \sqrt{(rc - irc)^2 - \left( \frac{ID}{2} - irc \right)^2}$$

$$b = 27,92090856 \text{ in} \quad 2,3258 \text{ ft} \quad \text{B\&Y} = \text{Fig 5.8/87}$$
$$0,7089 \text{ m}$$

- **Tinggi head**

$$OA = th + b + sf$$

$$OA = 31,85840856 \text{ In} \quad \text{B\&Y} = \text{Table 5.6/93}$$
$$2,653805433 \text{ Ft}$$
$$0,8089 \text{ M}$$

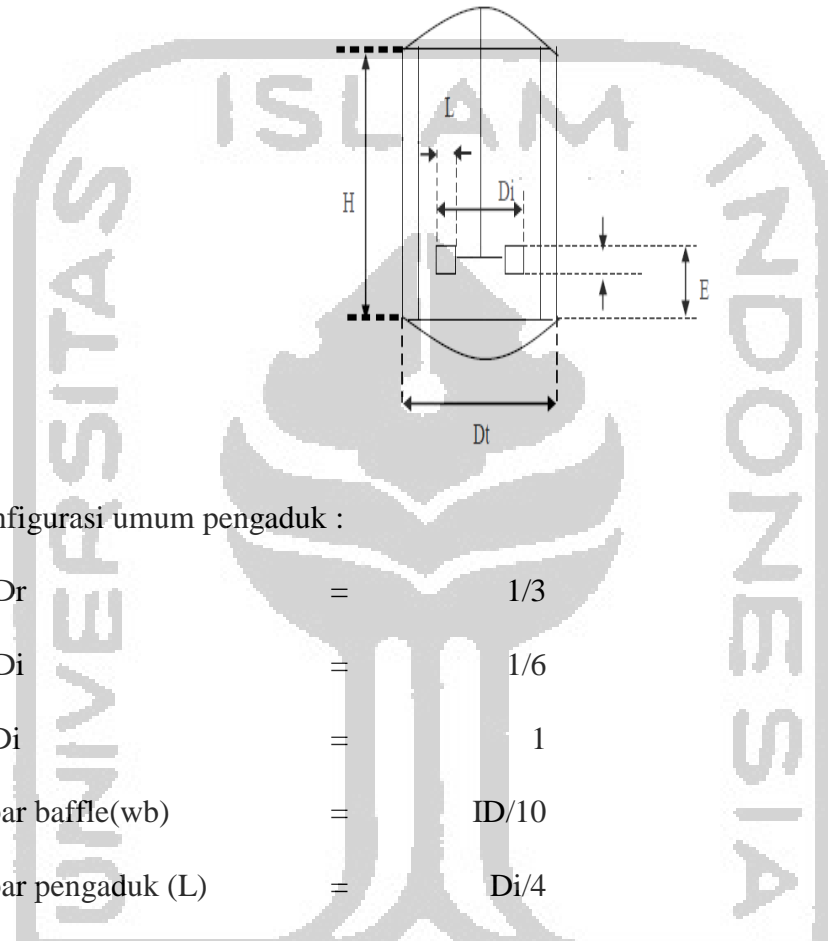
**G. Menghitung Tinggi Total Reaktor**

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

$$h_{reaktor} = 214,0758 \text{ In}$$
$$17,8325 \text{ Ft}$$
$$5,4354 \text{ M}$$

## H. Perancangan Pengaduk

Dari Rase,hal 356 :



Konfigurasi umum pengaduk :

$$Di/Dr = 1/3$$

$$wi/Di = 1/6$$

$$Zi/Di = 1$$

$$\text{Lebar baffle}(wb) = ID/10$$

$$\text{Lebar pengaduk (L)} = Di/4$$

$$\text{Diameter reaktor (DR)} = 155,125 \text{ in} = 3,9402 \text{ m}$$

$$\text{Diameter pengaduk (DI)} = 51 \frac{5}{7} \text{ in} = 1,3134 \text{ m}$$

$$\text{Pengaduk dari dasar (E)} = 51 \frac{5}{7} \text{ in} = 1,3134 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Pengaduk (W)} = 8 \frac{5}{8} \text{ in} = 0,2189 \text{ m}$$

$$\text{Lebar pengaduk (L)} = 15 \frac{1}{2} \text{ in} = 0,3940 \text{ m}$$

$$\text{Lebar baffle (B)} = 13 \text{ in} = 0,3283 \text{ M}$$

$$N = \frac{600}{\pi Di} \sqrt{\frac{WELH}{2Di}}; WELH = Z_L x Sg; Sg = \frac{\rho_{cairan}}{\rho_{air}}$$

Tinggi cairan (ZL) = 4,3934 m      1 m = 3,28084 ft

= 14,41414968 Ft

= 172,9698 In

Rcairan = 116,7128 kg/m<sup>3</sup>

Rair = 1000 kg/m<sup>3</sup>

Sg = 0,1167

WELH = 37,6431 M

= 3,2808 Ft

• Jumlah pengaduk

Jumlah pengaduk = 0,2538

= 1 pengaduk

• Kecepatan pengaduk

N = 92,6788 rpm

= 1,5446 Rps

N = 96 rpm      Rase = Table 8.9/366

(Type : fixed speed belt)

### I. Menghitung Viskositas

$\mu$  [=] pa.sec ; T [=] K

T = 230 C = 503,15 K

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

Komponen	A	B	C	D	log $\mu$ liq (cp)	$\mu$ ,liq (cp)	
C3H8O3						0,9588	aspen
CuO						0,0177	aspen
CaO						0,0177	aspen
C6H10O6Ca						0,5636	
H2O	-10,2158	1,78E+03	1,77E-02	-1,26E-05	-0,9499	0,1122	yaws
H2	-7,0154	4,08E+01	2,37E-01	-4,08E-03	-921,2693	0,0000	yaws

Komponen	fraksi	$\rho$ , kg/m <sup>3</sup>	$\rho$ , x	$\mu$ , cp	$\mu$ , x
C3H8O3	0,3722	93,7918	34,9082	0,9588	0,3569
CuO	0,0320	312,9350	10,0090	0,0177	0,0006
CaO	0,1127	78,8757	8,8932	0,0177	0,0020
C6H10O6Ca	0,4388	1490,0000	653,7424	0,5636	0,2473
H2O	0,0362	104,1249	3,7716	0,1122	0,0041
H2	0,0081	3,3402	0,0271	0,0000	0,0000
Total	1,000	2083,068	711,352	1,670	0,611

Penentuan berdasarkan

$$T \text{ operasi} = 230,0000 \text{ C}$$

$$\mu = 0,6108 \text{ Cp}$$

$$\rho = 2083,0676 \text{ kg/m}^3$$

$$= 129,9834 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 0,0752 \text{ lb/in}^3$$

$$V \text{ tangki} = 68,4994 \text{ m}^3$$

Berdasarkan fig 10.57 hal 472 Coulson.  $\mu_L = 4,000 \text{ Ns/m}^2$

- Power Pengaduk

Geankoplis, Pers 3.41, 1978

$$N_{Re} = \frac{NiDi^2\rho}{\mu}$$

$$P = \frac{N_P\rho N^3 Di^5}{g_c}$$

$$m \text{ c} = 1 \text{ cP} = 0,00061 \text{ kg/m.s}$$

$$Di = 51,7083 \text{ in} = 1,3134 \text{ M}$$

$$Ni = 96 \text{ rpm} = 1,60 \text{ rps}$$

$$\text{Rho} = 116,7128 \text{ kg/m}^3$$

Nre	=	527407,0506	
Np	=	2,3	Brown, Fig 477 hal 507
Gc	=	9,8 m/s <sup>2</sup>	
P	=	438,4818 kg.m/s	
	=	5,7648 Hp	
Efisiensi motor	=	85%	Peters, fig 1438 hal 521
Power pengaduk	=	6,7822 Hp	
Dipilih motor standar	=	7,5 Hp	

## J. Perancangan Pemanas/Pendingin

### - NERACA PANAS

Komponen	Input	output
	H masuk (Kj/jam)	H keluar (Kj/jam)
C3H8O3	123729,430	618,647
CaO	40261,568	0,000
CuO	10711,775	0,000
C6H10O6Ca		114971,176
H2O		17369,253
H2		63620,306
Sub Total	174702,773	196579,383



Beban Panas	21876,609	
<b>Total</b>	<b>196579,38283</b>	<b>196579,38283</b>

Pendingin yang digunakan adalah :

$$\begin{aligned}
 T \text{ in Air Pendingin} &= 25,000 \text{ C} \\
 C_p &= 4,181 \text{ kJ/kg K} \\
 \Delta H &= -1245,938 \text{ kJ/kg} \\
 T \text{ out Air Pendingin} &= 40,000 \text{ C} \\
 C_p &= 4,1830 \text{ kJ/kg K} \\
 \Delta H &= 63,37245 \text{ kJ/kg} \\
 \Delta H \text{ total} &= 1309,31045 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

- **Menghitung kebutuhan air untuk pendingin**

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan Air Pendingin} &= 36953,872 \text{ kg/jam} \\
 Q \text{ masuk} &= -46042233,22 \text{ kJ/jam} \\
 Q \text{ keluar} &= 2341857,398 \text{ kJ/jam} \\
 Q \text{ air pendingin} &= 48384090,62 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Suhu fluida panas reaktor:	230,0000	C	446,0000	F
Suhu masuk media pendingin (air)	25,0000	C	77,0000	F
Suhu keluar media pendingin (air)	40,0000	C	104,0000	F

Fluida panas (°F)	Fluida dingin	$\Delta T$ , °F
446,0000	77,0000	369,0000
446,0000	104,0000	342,0000

- Menghitung LMTD

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

$$= 355,3290 \text{ F}$$

Nilai UD untuk medium viskositas berat dan air adalah 200-500 Btu/ft<sup>2</sup>.°F.jam (Kern, Tabel.8). Dalam perhitungan ini diambil nilai UD sebesar 250 Btu/ft<sup>2</sup>.°F.jam

- Menghitung luas tranfer panas yang dibutuhkan:

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$= 544,6680 \text{ ft}^2$$

$$= 50,5997 \text{ m}^2$$

- Menghitung luas transfer panas yang tersedia/selimut tangki:

$$As = \pi \times D_o \times H_s$$

$$= 492,5821 \text{ ft}^2$$

$$= 45,7609 \text{ m}^2$$

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



**Kesimpulan :**

Kondisi Operasi :	P =	1	atm =	14,696	Psi		
	T =	230	°C =	503,15	K		
Bahan Konstruksi : Carbon Steel							
Dimensi :	Diameter reaktor =	156	in =	12,99948	ft =	3,9622	m
	Tinggi reaktor =	156	in =	12,99948	ft =	3,9622	m
	Design Atap =						
	Tebal head minimum	1,7298	In				
	Tebal head	0,4084	In				
	Depth of dish (b)	27,9209	In				
	Tinggi Head (OA)	31,8584	In	2,6548	ft =	0,8092	m
	Tinggi Total reaktor =	219,7168	In	18,3090	ft =	5,5806	m

**LAMPIRAN A**  
**REAKTOR (RATB-02)**

Jenis	: Reaktor alir tangki berpengaduk/RATB ( <i>Continuous Stirred Tank Reactor</i> )
Fungsi	: Mereaksikan Kalsium Laktat, Methanol dan $\text{CO}_2$ <i>Liquid</i> menjadi Methyl Laktat.
Kondisi operasi	: <ul style="list-style-type: none"><li>• Suhu (T) : 180 C</li><li>• Tekanan (P) : 1 atm</li><li>• Waktu tinggal (t) : 4 jam</li></ul>
Reaksi yang terjadi didalam reaktor:	
Reaksi :	$\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_6\text{Ca} + 2\text{CH}_3\text{OH} + \text{CO}_2 \longrightarrow 2\text{C}_4\text{H}_8\text{O}_3 + \text{CaCO}_3 + \text{H}_2\text{O} \quad (1)$

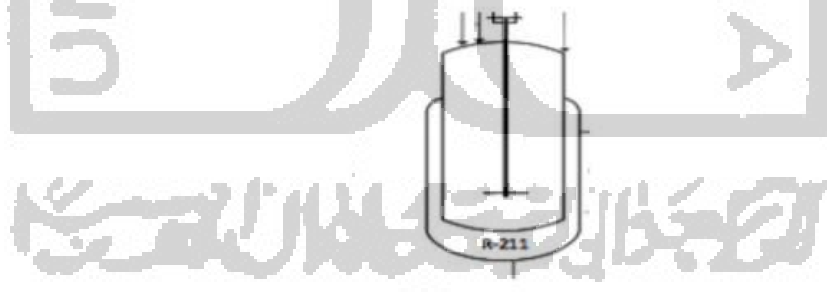
4. Dasar pemilihan jenis reaktor:

Dipilih RATB dengan pertimbangan sebagai berikut:

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

- f. 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.
5. Dasar pemilihan jaket pendingin:
- Luas area transfer panas reaktor lebih kecil dibandingkan dengan luas area transfer jaket ke reaktor.
6. 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.

#### A. Neraca Massa Di Sekitar Reaktor (R-02)



Gambar A.1 Reaktor R-02

Reaksi di reaktor:



Tabel 1. Komposisi Dengan Perhitungan Kapasitas Reaktor

Umpan masuk :

Komponen	BM (kg/kmol)	massa(kg/jam)	fraksi massa	kmol/jam	fraksi mol
C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>6</sub> Ca	218,2200	1155,2693	0,8222	5,2941	0,3559
CH <sub>3</sub> OH	32,0400	91,5957	0,0652	2,8588	0,1922
CO <sub>2</sub>	44,0100	62,9076	0,0448	1,4294	0,0961
H <sub>2</sub> O	18,0153	95,3739	0,0679	5,2941	0,3559
Total	312,2852	1405,15	1,0000	14,8763	1,0000

Produk :

komponen	BM (kg/kmol)	massa(kg/jam)	fraksi massa	kmol/jam	fraksi mol
C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>6</sub> Ca	218,2200	843,3466	0,6002	3,8647	0,2598
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	104,1050	297,6145	0,2118	2,8588	0,1922
CaCO <sub>3</sub>	100,0869	143,0638	0,1018	1,4294	0,0961
H <sub>2</sub> O	18,0153	121,1249	0,0862	6,7235	0,4520
Total		1405,15	1,0000	14,8763	1,0000

**B. Menghitung Densitas Dan Kecepatan Laju Alir Volumetric Pada :**

$T = 180\text{ C}$

- Menghitung massa jenis komponen

$$\rho = AB^{-\left(\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Komponen	A	B	n	T <sub>c</sub>	density (ρ), g/ml	ρ, (kg/m <sup>3</sup> )	
C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>6</sub> Ca						149	
CH <sub>3</sub> OH	0,27197	0,27192	0,2331	512,58	0,076789623	76,7896	yaws
CO <sub>2</sub>	0,46382	0,2616	0,2903	304,19	0,103046681	103,0467	yaws
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>						1080,27	aspen
CaCo <sub>3</sub>						411,856	aspen
H <sub>2</sub> O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	0,107893791	107,8938	yaws

Komponen	kg/jam	fraksi	ρ, kg/m <sup>3</sup>	ρ, x	F <sub>v</sub> =m/ρ
C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>6</sub> Ca	1155,2693	0,6173	149,0000	91,9734	7,7535
CH <sub>3</sub> OH	91,5957	0,0489	76,7896	3,7581	1,1928
CO <sub>2</sub>	62,9076	0,0336	103,0467	3,4636	0,6105
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	297,6145	0,1590	1080,2700	171,7825	0,2755
CaCo <sub>3</sub>	143,0638	0,0764	411,8560	31,4824	0,3474
H <sub>2</sub> O	121,1249	0,0647	107,8938	6,9827	1,1226
Total	1871,5757	1,0000	1928,8561	309,4427	11,3023



### C. Menghitung Kecepatan Laju Alir Volumetrik (Fv)

- Menghitung konsentrasi umpan

$$F_v = \text{Massa, kg/jam}$$

$$= \frac{\text{Densitas, kg/m}^3}{11,3023} \text{ m}^3/\text{jam}$$

- Menghitung volume liquid (VL)

$$F_v = 11,3023 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{waktu tinggal (t)} = 240 \text{ menit} = 4 \text{ jam}$$

$$VL = F_v \times t \text{ (waktu tinggal)}$$

$$= 45,20907858 \text{ m}^3$$

$$= 284,3651042 \text{ Bbl}$$

$$\text{over design 20 \%} = 54,25089429 \text{ m}^3$$

$$= 341,2381251 \text{ Bbl}$$

### D. Menghitung Dimensi Reactor (D)

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

(Brownell, hal:43)

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

$$\begin{aligned} D \text{ shell} &= 3,822 \text{ m} \\ &150,457 \text{ in} \\ &12,533 \text{ ft} \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} D &= H \\ H \text{ shell} &= 3,822 \text{ m} \\ &150,457 \text{ in} \\ &12,533 \text{ ft} \end{aligned}$$

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

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

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

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

Dimana :  
 $D_s$  : diameter shell, in  
 $V_{\text{dish}}$  : volume dish, ft<sup>3</sup>

$$V_{\text{dish}} = 166,8923 \text{ ft}^3$$

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

Dipilih sf : 2 in

$$V_{\text{sf}} = 246,8107 \text{ ft}^3$$

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

$$\begin{aligned} V_{\text{Head}} &= 827,4059 \text{ ft}^3 \\ &23,4156 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

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

$$V_{\text{Reaktor}} = 68,6247 \text{ m}^3$$

Spesifikasi Reaktor adalah sebagai berikut:

Diameter shell = 3,822 M

Tinggi shell = 3,822 M

Volume shell = 54,251 m<sup>3</sup>

Volume head = 23,416 m<sup>3</sup>

Volume reaktor = 68,625 m<sup>3</sup>

- Volume Bottom

$$V_{\text{Bottom}} = 0.5 V_{\text{Head}}$$

V Bottom = 11,708 m<sup>3</sup>

- Volume Cairan

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

V Cairan = 42,543 m<sup>3</sup>

- Tinggi Cairan

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

h Cairan = 3,711 m

12,174 ft

### E. Menghitung Tebal Shell (ts)

Digunakan persamaan Brownell and Young

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

Keterangan :	
Ts	: tebal shell
P	: tekanan
R	: jari-jari
	: ½ D
E	: efisiensi pengelasan (E=0.85)
C	: faktor koreksi (C=0.125)
F	: tegangan yang diijinkan (tabel 13.2 Coulson 4ed, hal: 812)

P operasi = 1,000 atm

14,696 psi

P Design = 17,6352 psi (over design 20%)

r = 75,1795 in

E = 0,8500

C = 0,1875

f = 11700,0000

B&Y hal. 335

ts = 0,3210 in

t standar = 0,3750 in

B&Y = Table 5.7/90

ID shell = 150,4573 in

OD shell = 150,8323 in

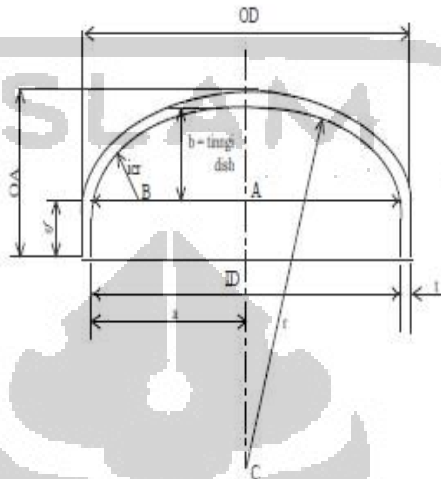
OD standar = 102 in

ID standar = 101,25 in

H standar = 102 in

## F. Perancangan Dimensi Head Reactor

Tipe : Torispherical flanged & dished head



- Stress-intensification factor

Eq. 7.76/138

$$w = \frac{1}{4} x \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{irc}} \right)$$

$$rc = 96 \text{ in}$$

$$irc = 6,125 \text{ in}$$

$$w = 1,7397$$

$$th = 0,3356 \text{ in}$$

$$th \text{ standar} = 0,3750 \text{ in}$$

B&Y = Table  
5.7/90

$$sf \text{ standar} = 3 \text{ in}$$

B&Y = Table  
5.6/88

- Tebal head

$$t_h = \frac{P r_c w}{2 f E - 0,2 P} + C$$

- Depth of dished

$$b = rc - \sqrt{(rc - irc)^2 - \left( \frac{ID}{2} - irc \right)^2}$$

$$b = 27,92090856 \text{ in} \quad 1,4923 \text{ ft} \quad \text{B\&Y} = \text{Fig 5.8/87}$$
$$0,4549 \text{ m}$$

- Tinggi head

$$OA = th + b + sf$$

$$OA = 21,2900 \text{ in} \quad \text{B\&Y} = \text{Table 5.6/93}$$
$$1,7735 \text{ ft}$$
$$0,5405 \text{ m}$$

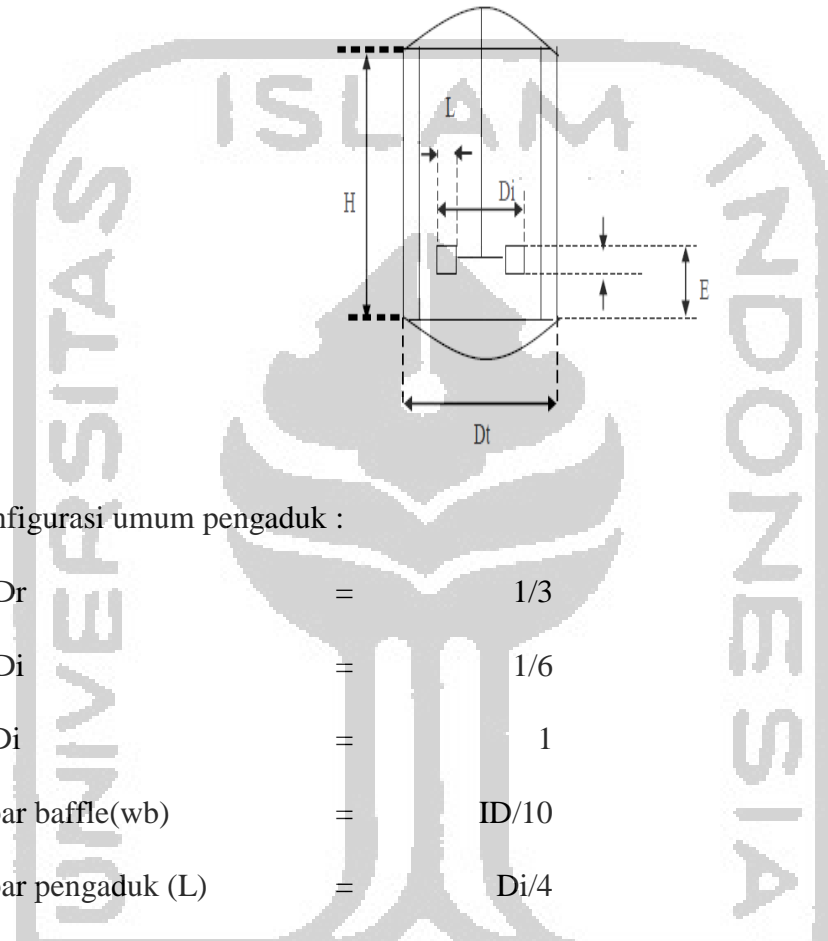
### G. Menghitung Tinggi Total Reaktor

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

$$h_{\text{reaktor}} = 193,0373 \text{ in}$$
$$16,0800 \text{ Ft}$$
$$4,9012 \text{ M}$$

## H. Perancangan Pengaduk

Dari Rase, hal 356 :



Konfigurasi umum pengaduk :

$$D_i/D_r = 1/3$$

$$w_i/D_i = 1/6$$

$$Z_i/D_i = 1$$

$$\text{Lebar baffle}(w_b) = ID/10$$

$$\text{Lebar pengaduk (L)} = D_i/4$$

$$\text{Diameter reaktor (DR)} = 101,25 \text{ in} = 2,5718 \text{ m}$$

$$\text{Diameter pengaduk (DI)} = 33 \frac{3}{4} \text{ in} = 0,8572 \text{ m}$$

$$\text{Pengaduk dari dasar (E)} = 33 \frac{3}{4} \text{ in} = 0,8572 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Pengaduk (W)} = 5 \frac{5}{8} \text{ in} = 0,1429 \text{ m}$$

$$\text{Lebar pengaduk (L)} = 10 \frac{1}{8} \text{ in} = 0,2572 \text{ m}$$

$$\text{Lebar baffle (B)} = 8 \frac{3}{7} \text{ in} = 0,2142 \text{ m}$$

Tinggi cairan (ZL) = 10,2968 m      1 m = 3,28084 Ft  
 = 33,7823 ft  
 = 405,3876 in

Rcairan = 165,5929 kg/m<sup>3</sup>

Rair = 1000 kg/m<sup>3</sup>

Sg = 0,1656

WELH = 62,1817 m

= 3,2808 ft

- Jumlah pengaduk

Jumlah pengaduk = 0,3888

= 1 pengaduk

- Kecepatan pengaduk

N = 225,8911 rpm

= 3,7649 rps

N = 220 rpm      Rase = Table 8.9/366

(Type : fixed speed belt)



## I. Menghitung Viskositas

$\mu$  [=] pa.sec ; T [=] K

T = 180 C = 453,15 K

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

Komponen	A	B	C	D	log $\mu$ liq (cp)	$\mu$ ,liq (cp)	
C6H10O6Ca						0,5340	
CH3OH						0,1515	aspen
CO2						0,0041	aspen
C4H8O3						0,2268	aspen
CaCo3						0,2268	aspen
H2O	-10,2158	1,78E+03	1,77E-02	-1,26E-05	-0,8416	0,1440	yaws

komponen	Fraksi	$\rho$ , kg/m <sup>3</sup>	$\rho$ , x	$\mu$ , cp	$\mu$ , x
C6H10O6Ca	0,6173	149,0000	91,9734	0,5340	0,3296
CH3OH	0,0489	76,7896	3,7581	0,1515	0,0074
CO2	0,0336	103,0467	3,4636	0,0041	0,0001
C4H8O3	0,1590	1080,2700	171,7825	0,2268	0,0361
CaCo3	0,0764	411,8560	31,4824	0,2268	0,0173
H2O	0,0647	107,8938	6,9827	0,1440	0,0093
Total	1,000	1928,856	309,443	1,287	0,3999

Penentuan berdasarkan

$$T \text{ operasi} = 180 \text{ C}$$

$$\mu = 1,2872 \text{ cp}$$

$$\rho = 1928,8561 \text{ kg/m}^3$$

$$= 120,3606 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 0,0697 \text{ lb/in}^3$$

$$V \text{ tangki} = 68,6247 \text{ m}^3$$

Berdasarkan fig 10.57 hal 472 Coulson.  $\mu_L = 4,000 \text{ Ns/m}^2$

- Power Pengaduk

Geankoplis, Pers 3.41, 1978

$$N_{Re} = \frac{NiDi^2\rho}{\mu}$$

$$P = \frac{N_P\rho N^3 Di^5}{g_c}$$

$$m \text{ c} = 0,4 \text{ cP} = 0,00040 \text{ kg/m.s}$$

$$Di = 33,7500 \text{ in} = 0,8572 \text{ M}$$

$$Ni = 220 \text{ rpm} = 3,67 \text{ Rps}$$

$$\rho = 165,5929 \text{ kg/m}^3$$

$$N_{re} = 1115774,372$$

Np	=	2,3	Brown, Fig 477 hal 507
gc	=	9,8 m/s <sup>2</sup>	
P	=	886,9421 kg.m/s	
	=	11,6609 Hp	
Efisiensi motor	=	87%	Peters, fig 1438 hal 521
Power pengaduk	=	13,4033 Hp	
Dipilih motor standar	=	15 Hp	

## J. Perancangan Pemanas/Pendingin

### - NERACA PANAS

Komponen	Input	output
	H masuk (Kj/jam)	H keluar (Kj/jam)
C6H10O6Ca	62945,626	0,000
CH3OH	6193,297	0,000
CO2	3919,929	0,000
C4H8O3		221094,110
CaCO3		38516,780
H2O		23736,240
Sub Total	73058,853	283347,130
Beban Panas	210288,278	
<b>Total</b>	<b>283347,13016</b>	<b>283347,13016</b>

Pendingin yang digunakan adalah :

$$\begin{aligned}
 T_{\text{in Air Pendingin}} &= 25,000 \text{ C} \\
 C_p &= 4,181 \text{ kJ/kg K} \\
 \Delta H &= 0,6257 \text{ kJ/kg} \\
 T_{\text{out Air Pendingin}} &= 40,000 \text{ C} \\
 C_p &= 4,1830 \text{ kJ/kg K} \\
 \Delta H &= 63,37245 \text{ kJ/kg} \\
 \Delta H_{\text{total}} &= 62,7453 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

- **Menghitung kebutuhan air untuk pendingin**

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan Air Pendingin} &= 24964,412 \text{ kg/jam} \\
 Q_{\text{masuk}} &= 15656,4308 \text{ kJ/jam} \\
 Q_{\text{keluar}} &= 1582055,932 \text{ kJ/jam} \\
 Q_{\text{air pendingin}} &= 1566399,501 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Suhu fluida panas reaktor:	180,0000	C	356,0000	F
Suhu masuk media pendingin (air)	25,0000	C	77,0000	F
Suhu keluar media pendingin (air)	40,0000	C	104,0000	F

Fluida panas (°F)	Fluida dingin	$\Delta T$ , °F
356.0000	77,0000	279,0000
356.0000	104,0000	252,0000

- Menghitung LMTD

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

$$= 265,2710 \text{ F}$$

Nilai UD untuk medium viskositas berat dan air adalah 200-500 Btu/ft<sup>2</sup>.°F.jam (Kern, Tabel.8). Dalam perhitungan ini diambil nilai UD sebesar 250 Btu/ft<sup>2</sup>.°F.jam

- Menghitung luas tranfer panas yang dibutuhkan:

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$= 23,6196 \text{ ft}^2$$

$$= 2,1943 \text{ m}^2$$

- Menghitung luas transfer panas yang tersedia/selimut tangki:

$$A_s = \pi \times D_o \times H_s$$

$$= 492,5821 \text{ ft}^2$$

$$= 45,7609 \text{ m}^2$$

Karena luas selimut tabung reaktor lebih besar dari pada luas yang diperlukan untuk transfer panas maka pendingin yang digunakan adalah jaket pendingin.

**Kesimpulan :**

Kondisi Operasi :	P =	1	atm =	14,696	Psi		
	T =	180	°C =	453,15	K		
Bahan Konstruksi : Carbon Steel							
Dimensi :	Diameter reaktor =	102	in =	8,4997	ft =	2,5907	m
	Tinggi reaktor =	102	in =	8,4997	ft =	2,5907	m
	Design Atap =						
	Tebal head minimum	1,7397	in				
	Tebal head	0,3356	in				
	Depth of dish (b)	17,9150	in				
	Tinggi Head (OA)	21,2900	in	1,7741	ft =	0,5407	m
	Tinggi Total reaktor =	144,5800	in	12,0479	ft =	4,9012	m







**LAMPIRAN B**  
**KARTU KONSULTASI BIMBINGAN**

الجامعة الإسلامية في إندونيسيا

## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

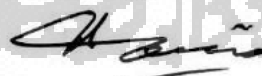
Nama Mahasiswa : Radhiyatul Umairoh  
 No. MHS : 15521042  
 Nama Mahasiswa : Intan Tiara Fatmawati  
 No. MHS : 15521226  
 Judul Prarancangan )\* : PRARANCANGAN PABRIK METHYL LAKTAT  
 DARI GLISEROL DAN METHANOL DENGAN  
 KAPASITAS 35.000 TON / TAHUN  
 Mulai Masa Bimbingan : 08 April 2019  
 Batas Akhir Bimbingan : 05 Oktober 2019

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	28-03-2019	Bimbingan perdana dan arahan <sup>xx</sup> dari dosen pembimbing	
2.	27-09-2019	Bimbingan tentang utilitas	
3.	3-10-2019	Bimbingan tentang perhitungan evaluasi Ekonomi	
4.	4-10-2019	Bimbingan tentang hasil revisi perhitungan evaluasi Ekonomi setelah dipotong pajak dan zakat.	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, \_\_\_\_\_

Pembimbing,



Ir. Dulmalik, M.M.

- )\* 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 : Radhiyatul Umairoh  
 No. MHS : 15521042
2. Nama Mahasiswa : Intan Tiara Fatmawati  
 No. MHS : 15521226


Judul Prarancangan)\* : **PRARANCANGAN PABRIK METHYL LAKTAT  
 DARI GLISEROL DAN METHANOL DENGAN  
 KAPASITAS 35.000 TON / TAHUN**

Mulai Masa Bimbingan : 05 Oktober 2019

Batas Akhir Bimbingan : 02 April 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
5.	25-10-2019	Bimbingan dan sekaligus revisi Naskah Bab 3	
6.	01-11-2019	Bimbingan dan sekaligus revisi Naskah Bab 4 dan 5	
7.	06-11-2019	Tanda Tangan lembar Pengesahan dan kartu konsultasi bimbingan.	

Disetujui Draft Penulisan:  
 Yogyakarta, 6/11/19  
 Pembimbing,










**Dulmalik, Ir., M.M.**

)\* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

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

## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

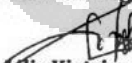
Nama Mahasiswa : Radhiyatul Umairoh  
 No. MHS : 15521042  
 Nama Mahasiswa : Intan Tiara Fatmawati  
 No. MHS : 15521226  
 Judul Prarancangan)\* : PRARANCANGAN PABRIK METHYL LAKTAT DARI  
 GLISEROL DAN METHANOL DENGAN KAPASITAS  
 35.000 TON / TAHUN  
 Mulai Masa Bimbingan : 08 April 2019  
 Batas Akhir Bimbingan : 05 Oktober 2019

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	21-03-2019	Bimbingan Pertama dan Pengajuan Judul TA	
2.	4-4-2019	Bimbingan Perhitungan Kapasitas Pabrik	
3.	17-4-2019	Bimbingan Perhitungan neraca massa	
4.	26-4-2019	Bimbingan revisi perhitungan neraca massa (mixer, reaktor)	
5.	30-4-2019	Bimbingan Perhitungan neraca massa (RDVF, MD)	
6.	13-5-2019	Bimbingan Perhitungan alat mixer	
7.	20-5-2019	REVISI Perhitungan alat mixer dan konsultasi Perhitungan reaktor	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 7 Nov 2019

Pembimbing

  
 Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.

)\* 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 : Radhiyatul Umairoh  
 No. MHS : 15521042
2. Nama Mahasiswa : Intan Tiara Fatmawati  
 No. MHS : 15521226

Judul Prarancangan )\* : PRARANCANGAN PABRIK METHYL LAKTAT  
 DARI GLISEROL DAN METHANOL DENGAN  
 KAPASITAS 35.000 TON / TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 05 Oktober 2019  
 Batas Akhir Bimbingan : 02 April 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
8.	25-7-2019	Perhitungan alat reaktor 1 dan 2	
9.	16-8-2019	Perhitungan alat RDVF	
10.	9-9-2019	hasil revisi Perhitungan reaktor, rdvf	
11.	19-9-2019	Perhitungan alat MD	
12.	2-10-2019	Perhitungan alat kecil	
13.	4-10-2019	hasil revisi MD dan alat kecil	
14.	8-10-2019	Bimbingan Utilitas dan ekonomi	
15.	18-10-2019	Bimbingan naskah bagian lampiran	
16.	5-11-2019	Revisian naskah bab 1,2,3, dan 5 dan revisi PFD	
17	7-11-2019	Acc	

Disetujui Draft Penulisan:

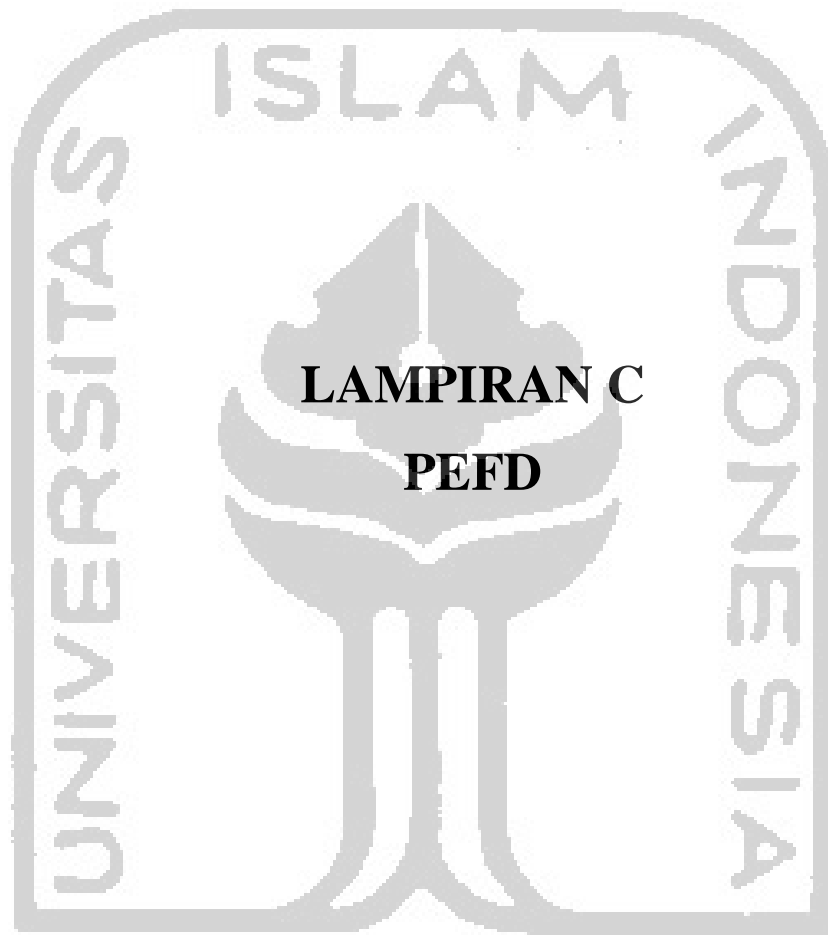
Yogyakarta, 7 Nov 2019

Pembimbing,

Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng

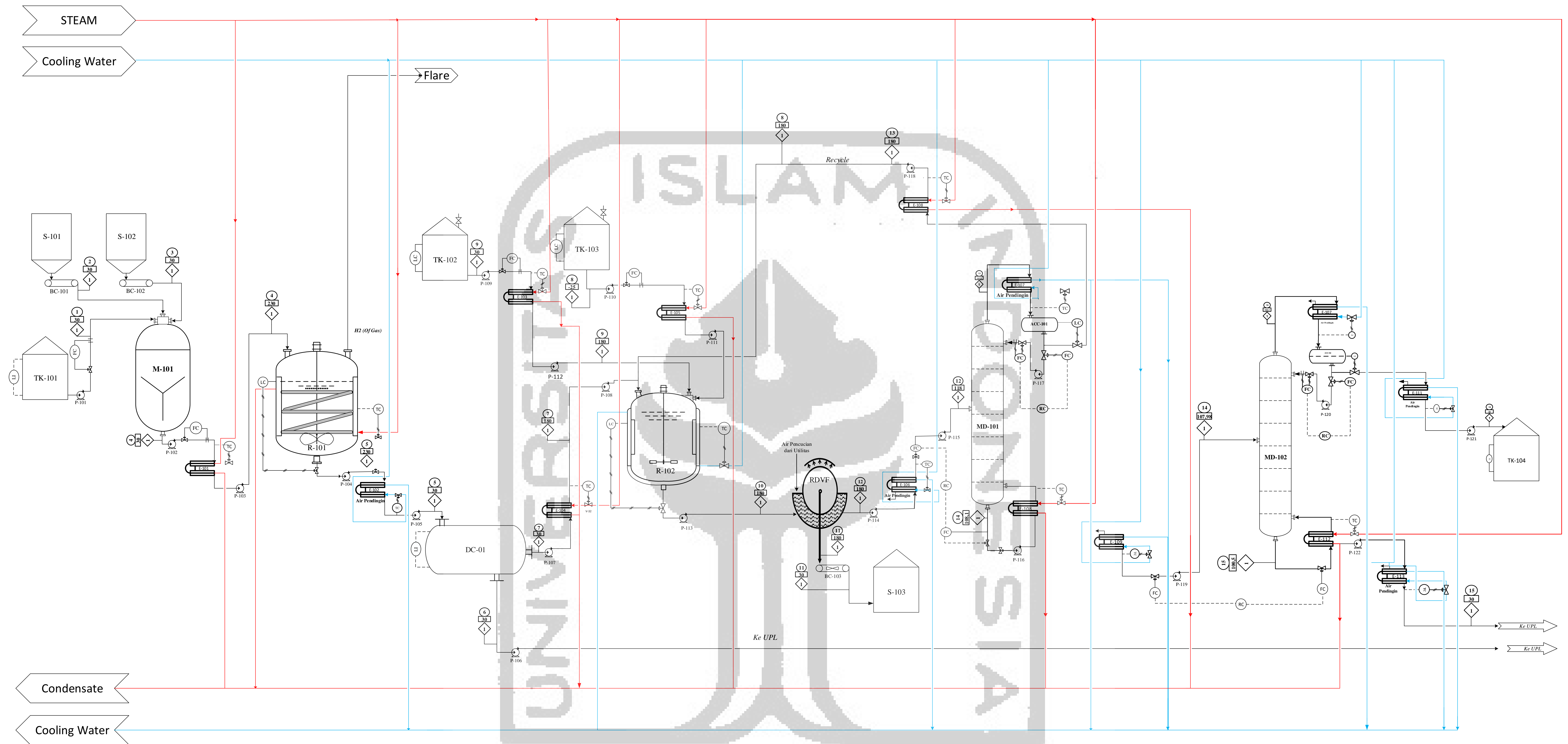
)\* **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

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



جامعة الإسلام في إندونيسيا

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM**  
**PABRIK METIL LAKTAT DARI GLISEROL DAN METHANOL**  
**KAPASITAS 35.000 TON / TAHUN**



Komponen	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 11	Arus 12	Arus 13	Arus 14	Arus 15	Arus 16
C3H8O3	980,000	-	-	980,000	4,9000	4,9000	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CaO	-	296,877	-	296,877	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CuO	-	-	84,2172	84,2172	84,2172	84,2172	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
C6H10O6Ca	-	-	-	-	1155,2693	-	1155,2693	-	-	843,3466	-	843,3466	826,4796	16,8669	-	16,8669
H2O	-	-	-	-	95,3739	-	95,3739	-	-	121,1249	2,4225	118,7024	-	118,7024	116,3283	2,3740
H2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH3OH	-	-	-	-	-	-	-	-	91,5957	-	-	-	-	-	-	-
CO2	-	-	-	-	-	-	-	62,9076	-	-	-	-	-	-	-	-
C4H8O3	-	-	-	-	-	-	-	-	297,6145	-	297,6145	5,9523	291,6622	5,8332	285,8289	-
CaCO3	-	-	-	-	-	-	-	-	143,0638	140,2025	2,8613	-	2,8613	2,8613	-	-
Total	980,000	296,877	84,2172	1361,094	1339,7604	89,1172	1250,6432	62,9076	91,5957	1405,1498	142,625	1262,5284	832,4319	430,0928	125,0229	305,0699

**Keterangan**

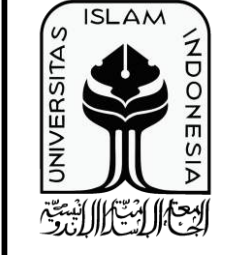
ACC: Akumulator  
 BC : Belt Conveyor  
 DC : Dekanter  
 E : Heat Exchanger  
 M : Mixer  
 MD : Menara Distilasi  
 P : Pompa  
 R : Reaktor  
 RDVF : Rotary Drum Vacuum Filter  
 SL : Silo  
 TK : Tangki Penyimpanan

**Keterangan Instrumen**

FC : Flow Control  
 LC : Level Control  
 LI : Level Indikator  
 PC : Pressure Control  
 TC : Temperature Control  
 RC : Rasio Control

**Keterangan Simbol**

◇ : Tekanan, atm  
 ◊ : Suhu, °C  
 ○ : Nomer Arus  
 □ : Control Valve  
 ⚡ : Sinyal Pneumatik  
 ⋯ : Sensor Listrik



UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

**JURUSAN TEKNIK KIMIA**  
**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**  
**UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**  
**YOGYAKARTA**

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM**  
**PABRIK METIL LAKTAT DARI GLISEROL DAN**  
**METHANOL**  
**KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN**

Diberikan Oleh :  
 1. RADHIYATUL UMAIROH 15521042  
 2. INTAN TIARA FATMAWATI 15521226

Dosen Pembimbing :  
 1. Ir. Dzulmalik, M.M.  
 2. Lili Kistriyani, S.T., M.Eng.