



APPENDIKS A  
NERACA MASSA

Kapasitas Produksi Pabrik per Tahun	=	50000	ton/tahun
Hari kerja	=	330	hari
Jam kerja	=	24	jam
Kapasitas Produksi Pabrik per Hari	=	6,313131	ton/hari
Kapasitas Produksi Pabrik per Jam	=	6313,131	kg/jam

$$\text{Scale Up} = \frac{6313,131}{6313,131} = 1$$

$$\text{Kebutuhan CPO yang dibutuhkan sebenarnya} = 65442,558 \times 1 = 65442,558 \text{ kg}$$

Mencari BM campuran trigliserida

Data % berat setiap komponen trigliserida dalam minyak kelapa sawit :

No.	Komponen	% berat	BM (kg/kmol)	Massa (kg)	kmol
1	C <sub>45</sub> H <sub>86</sub> O <sub>6</sub>	1%	723,16	0,01	0,0000138
2	C <sub>51</sub> H <sub>98</sub> O <sub>6</sub>	45%	808,34	0,45	0,0005567
3	C <sub>57</sub> H <sub>110</sub> O <sub>6</sub>	5%	891,5	0,05	0,0000561
4	C <sub>57</sub> H <sub>104</sub> O <sub>6</sub>	39%	885,46	0,39	0,0004404
5	C <sub>63</sub> H <sub>194</sub> O <sub>6</sub>	10%	879,411	0,1	0,0001137
Total		100%		1	0,0011808

$$\begin{aligned} \text{BM Trigliserida} &= \text{massa/mol} \\ &= 1 \text{ kg} / 0.0011808 \text{ kmol} \\ &= 846,905 \text{ kg/kmol} \end{aligned}$$

Data % berat setiap komponen Asam Lemak :

No.	Komponen	% berat	BM (kg/kmol)	Massa (kg)	kmol
1	CH <sub>3</sub> (CH <sub>2</sub> ) <sub>12</sub> COOH	1%	228,66	0,01	0,0000437
2	CH <sub>3</sub> (CH <sub>2</sub> ) <sub>14</sub> COOH	45%	256,65	0,45	0,0017534
3	CH <sub>3</sub> (CH <sub>2</sub> ) <sub>16</sub> COOH	5%	284,85	0,05	0,0001755
4	C <sub>18</sub> H <sub>34</sub> O <sub>2</sub>	39%	282,64	0,39	0,0013799
5	C <sub>18</sub> H <sub>32</sub> O <sub>2</sub>	10%	280,56	0,1	0,0003564
Total		100%		1	0,0037089

$$\begin{aligned} \text{BM Asam Lemak} &= \text{massa/mol} \\ &= 1 \text{ kg} / 0.0037089 \text{ kmol} \\ &= 269,62 \text{ kg/kmol} \end{aligned}$$

Komposisi Minyak Kelapa Sawit :

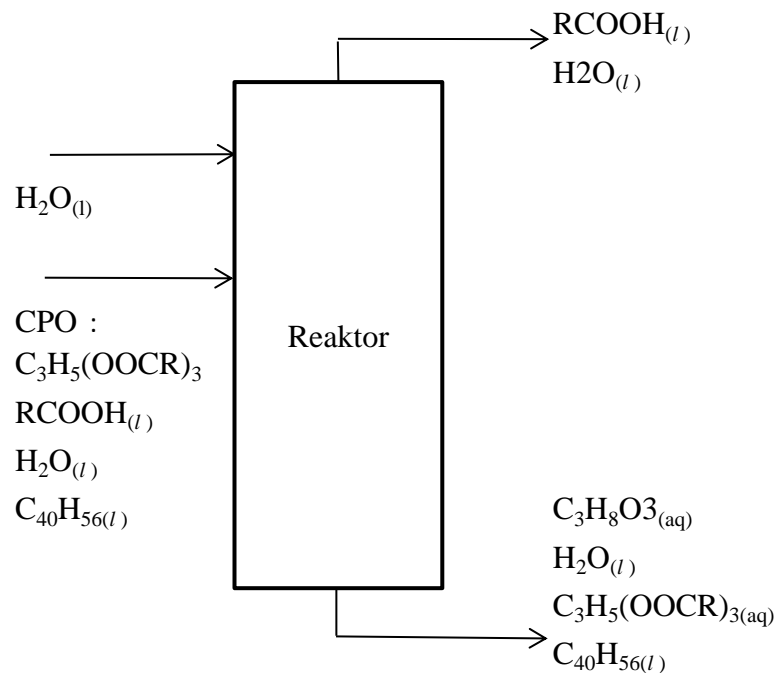


No.	Komponen	% berat	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	kmol
1	$C_3H_5(OOCR)_3$	95,62%	62576,17	846,9050	73,8881
2	$RCOOH$	4%	2618	269,6200	9,7089
3	$H_2O$	0,20%	131	18,015	7,2653
4	$C_{40}H_{56}$	0,18%	118	536,8723	0,2194
Total		100%	65442,56		91,0817

### 1. Reaktor (R-210)

Kondisi Operasi  $T = 250\text{ }^\circ\text{C}$  (Ulman, 2003)

$P = 50\text{ atm}$  (Ulman, 2003)



Basis :

CPO yang digunakan : 65442,558 kg

Trigliserida yang digunakan = 62576,17 kg

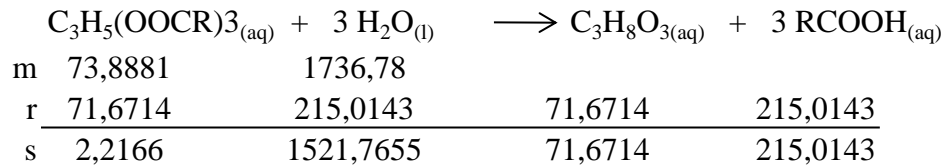
Kebutuhan air yang digunakan adalah 50% dari berat trigliserida (Swern,1951)

Kebutuhan air =  $0,5 \times 62576,17\text{ kg} = 31288,087\text{ kg}$

Mol air =  $31288,087\text{ kg} / 18,02\text{ kg/kmol} = 1736,78\text{ kmol}$

Reaksi :

Konversi = 97% (Kent, 1974)



Komponen	BM (kg/kmol)	Masuk		Keluar	
		kmol	kg	kmol	kg
H <sub>2</sub> O	18,015	1736,780	31288	1521,8	27414,605
CPO :					
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> (OOCR) <sub>3</sub>	846,91	73,8881	62576	2,2166	1877,2852
RCOOH	269,62	9,7089	2618	9,7089	2618
H <sub>2</sub> O	18,015	7,2653	131	7,2653	131
C <sub>40</sub> H <sub>56</sub>	536,8723	0,2194	118	0,2194	118
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	92,09			71,6714	6600,222
3 RCOOH	269,62			215,0143	57972,150
Total		1827,861	<b>96730,65</b>	1827,861	<b>96730,65</b>

#### Perhitungan Pemisahan Pada Reaktor

Dasar-dasar yang digunakan untuk menetapkan produk atas (fase minyak) dan produk bawah (sweet water)

1. Kelarutan air dalam asam lemak pada keadaan operasi = 20% (US Patent, 1949)
2. Kandungan gliserol pada sweet water 10-30% (Swern, 1951)

#### A. Produk Atas

$$\begin{aligned} \text{Jumlah asam lemak} &= \text{asam lemak dalam CPO} + \text{asam lemak terbentuk} \\ &= 2618 \text{ kg} + 57972,15 \text{ kg} \\ &= 60589,852 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Air yang terlarut dalam asam lemak} &= 20\% \times 60589,852 \text{ kg} \\ &= 12117,97 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah produk atas} &= 60589,852 \text{ kg} + 12117,97 \text{ kg} \\ &= 72707,8226 \text{ kg} \end{aligned}$$

#### B. Produk Bawah

$$\begin{aligned} \text{Total produk bawah} &= \text{total produk keluar} - \text{jumlah produk atas} \\ &= 96731 \text{ kg} - 72707,8226 \text{ kg} \\ &= 24022,823 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Gliserol terbentuk} &= 6600,222 \text{ kg} && 27,47\% \\ \text{Trigliserida tersisa} &= 1877,2852 \text{ kg} && 0,274748 \end{aligned}$$

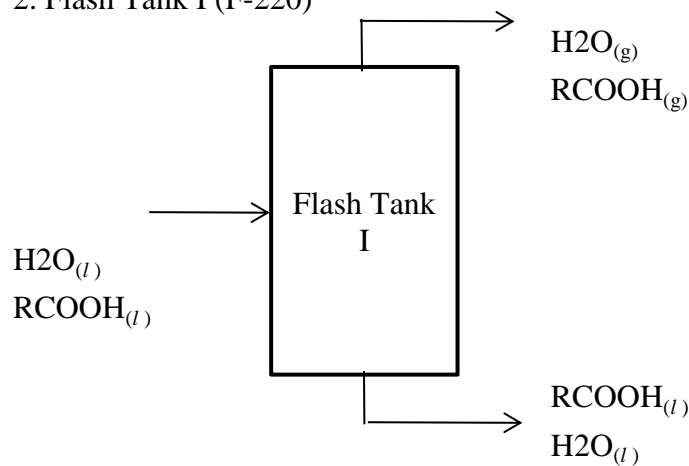


Karoten = 118 kg  
 Total air produk bawah = sisa air tak bereaksi - air dalam produk atas  
 = 27545,49 kg - 12117,97 kg  
 = 15427,52 kg

Neraca Massa Reaktor :

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
		Atas	Bawah
H <sub>2</sub> O	31418,9723	12117,9704	15427,5196
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> (OOCR) <sub>3</sub>	62576,1743		1877,2852
RCOOH	2617,7023	60589,8522	
C <sub>40</sub> H <sub>56</sub>	117,7966		117,7966
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>			6600,2216
Total	96730,646	72707,8226	24022,8231
		96730,646	

2. Flash Tank I (F-220)



Komposisi bahan masuk Flash Tank I :

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg)	kmol
RCOOH	269,62	60589,8522	224,7231
H <sub>2</sub> O	18,015	12117,9704	672,66
Total		72707,8226	897,3832

Koefisien Antoine untuk masing - masing komponen

Komponen	A	B	C
H <sub>2</sub> O	8,0557	1723,643	233,0800
RCOOH	7,8669	2591,658	155,3013



Temperatur komponen yang masuk Flash Tank I : 210 °C  
 Kelarutan minyak dalam air pada suhu 240 °C adalah 20% (US Patent, 1949)  
 Dalam pemisahannya diinginkan 90% mol air menguap, maka :

$$\log_{10} P_i^{sat} = A - \frac{B}{T + C} \quad T = \frac{B}{A - \log_{10} P_i^{sat}} - C$$

(Yaws, 2008)

Komponen	Yi	Xi	Pi sat (mmHg)
3 RCOOH	0,1	0,9	5,8500
H <sub>2</sub> O	0,9	0,1	14563,06
Total	1	1	

$$P_{dew} = \frac{1}{\frac{y_1}{P_1^{sat}} + \frac{y_2}{P_2^{sat}}} \quad P_{bubble} = x_1 P_1^{sat} + x_2 P_2^{sat}$$

$$P_{operasi} = \frac{P_{dew} + P_{bubble}}{2}$$

(Smith, 2005)

Sehingga didapat :

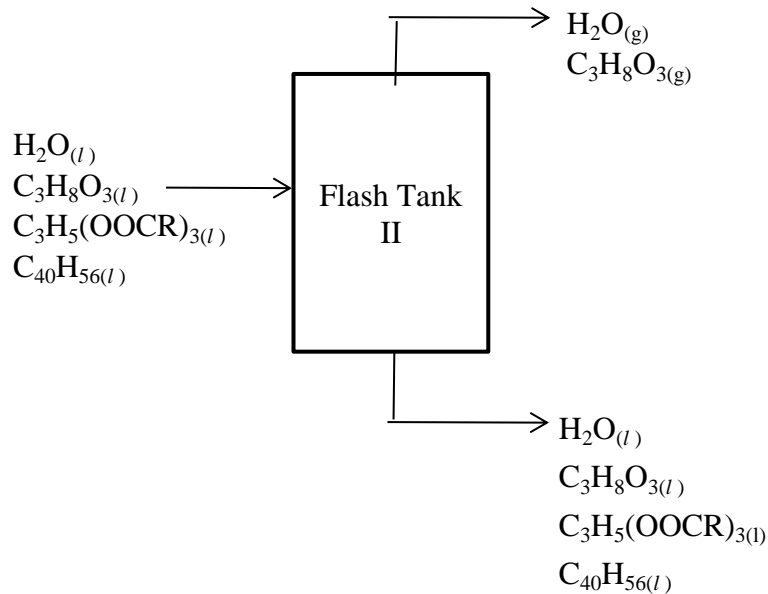
P dew = 58,2896 mmHg  
 P bubble = 1461,5712 mmHg  
 P operasi = 759,93039 mmHg = 1 atm  
 Suhu air pada saat tekanan operasi = 100 °C  
 Suhu asam lemak pada saat tekanan operasi = 364,47 °C

Neraca Massa Flash Tank I :

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
		Atas	Bawah
RCOOH	60589,8522	6058,9852	54530,8670
H <sub>2</sub> O	12117,9704	10906,1734	1211,7970
Total	<b>72707,8226</b>	16965,1586	55742,6640
		<b>72707,8226</b>	



3. Flash Tank II (F-230)



Komposisi bahan masuk Flash Tank II :

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg)	kmol
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	92,09	6600,2216	71,67143
H <sub>2</sub> O	18,015	15427,5196	856,3708
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> (OOCR) <sub>3</sub>	846,905	1877,29	2,216642
C <sub>40</sub> H <sub>56</sub>	536,872	117,7966	0,219413
Total		24022,8231	930,4783

Koefisien Antoine untuk masing - masing komponen

(Yaws, 2008)

Komponen	A	B	C
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	6,9366	1429,633	62,493
H <sub>2</sub> O	8,0557	1723,643	233,08
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> (OOCR) <sub>3</sub>	6,6759	2618,447	40
C <sub>40</sub> H <sub>56</sub>	6,6779	2546,089	110,948

$$\log_{10} P_i^{sat} = A - \frac{B}{T + C}$$

$$T = \frac{B}{A - \log_{10} P_i^{sat}} - C$$

(Yaws, 2008)

$$P_{dew} = \frac{1}{\frac{y_1}{P_1^{sat}} + \frac{y_2}{P_2^{sat}}}$$

$$P_{bubis} = x_1 P_1^{sat} + x_2 P_2^{sat}$$



$$P_{operasi} = \frac{P_{dew} + P_{bubis}}{2} \quad (\text{Smith, 2005})$$

Temperatur komponen yang masuk Flash Tank II : 206 °C  
Dalam pemisahannya diinginkan 94% mol air menguap, maka :

Komponen	Yi	Xi	Pi sat (mmHg)
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	0,06	0,94	41,7443
H <sub>2</sub> O	0,94	0,06	13616,3618
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> (OOCR) <sub>3</sub>	0	0	0,0001
C <sub>40</sub> H <sub>56</sub>	0	0	0,0453
Total	1	1	

Sehingga didapat :

P dew = 663,8541 mmHg  
P bubble = 856,2214 mmHg  
P operasi = 760,03776 mmHg = 1 atm  
Suhu air pada saat tekanan operasi = 100 °C

Neraca Massa Flash Tank II :

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
		Atas	Bawah
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	6600,2216	396,0133	6204,2083
H <sub>2</sub> O	15427,5196	14501,8685	925,6512
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> (OOCR) <sub>3</sub>	1877,2852	0	1877,2852
C <sub>40</sub> H <sub>56</sub>	117,7966	0	117,7966
Total	<b>24022,8231</b>	14897,8818	9124,9413
		<b>24022,8231</b>	



4. Tangki Pelarut NaOH (M-315)



Komposisi bahan dari Flash Tank II

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg)	kmol
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	92,09	6204,2083	67,3711
H <sub>2</sub> O	18,015	925,6512	51,3822
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> (OOCR) <sub>3</sub>	846,905	1877,2852	2,2166
C <sub>40</sub> H <sub>56</sub>	536,872	117,7966	0,2194
Total		9124,9413	121,1894

Dasar yang digunakan dalam reaksi pembentukan sabun :

1. Pada reaksi saponifikasi digunakan larutan NaOH dengan konsentrasi 50% berat
2. Pada akhir reaksi tersisa 0,05% excess NaOH (Ulman, 2003)

$$\text{Mol Trigliserida} = \frac{1877,2852}{846,905} = 2,2166 \text{ kmol}$$

$$\text{Mol NaOH yang dibutuhkan} = 6,649926 \text{ kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{Excess } 0.05\% \text{ NaOH} &= \frac{\text{mol mula-mula} - \text{mol yang dibutuhkan}}{\text{mol yang dibutuhkan}} \times 100 \\ 0,05\% &= \frac{\text{mol mula-mula} - 6,649926 \text{ kmol}}{6,649926 \text{ kmol}} \times 100 \end{aligned}$$

$$\text{Mol mula-mula} = 6,649959$$

$$\text{BM NaOH} = 40 \text{ kg/kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa NaOH yang dibutuhkan} &= 6,649959 \text{ kmol} \times 40 \text{ kg/mol} \\ &= 265,9984 \text{ kg} \end{aligned}$$

Massa H<sub>2</sub>O yang dibutuhkan untuk membuat larutan NaOH 50%

$$\text{NaOH } 50\% = \text{massa NaOH} / \text{massa total larutan}$$

$$50\% = \text{Massa NaOH} / (\text{Massa NaOH} + \text{Massa H}_2\text{O pelarut})$$

$$50\% = 265,9984 \text{ kg} / (265,9984 \text{ kg} + \text{Massa H}_2\text{O pelarut})$$

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{O pelarut} &= (265,9984 / 50\%) - 265,9984 \\ &= 265,9984 \end{aligned}$$





Komposisi NaOH yang digunakan :

Komponen	% massa
NaOH	98
H <sub>2</sub> O	2
Total	100

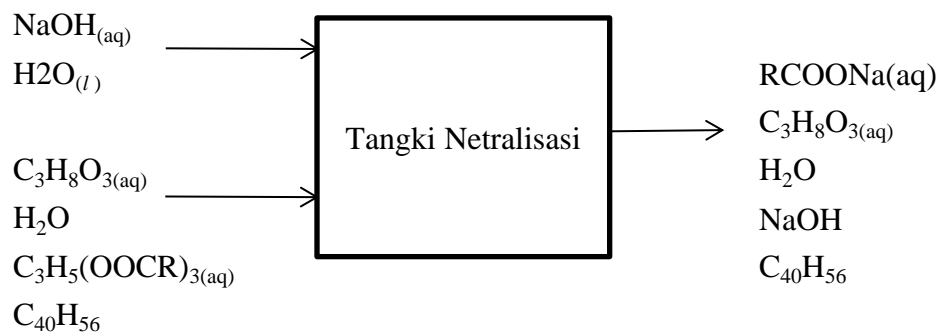
(PT. Asahimas Chemical)

Massa air untuk membuat larutan NaOH 50% = 265,9984 kg  
 Massa air dalam bahan baku NaOH = 2% x 265,9984 kg = 5,3200 kg  
 Massa air proses yang digunakan = 265,9984 - 5,3200  
 = 260,6784 kg

Neraca Massa Tangki Pelarut NaOH :

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)
NaOH	265,9984	265,9984
H <sub>2</sub> O	5,3200	265,9984
H <sub>2</sub> O Proses	260,6784	
Total	<b>531,9967</b>	<b>531,9967</b>

#### 5. Tangki Netralisasi (R-310)



Kondisi Operasi : T = 95 °C (Ulman, 2003)  
 P = 1 atm

Komposisi bahan masuk Tangki Netralisasi :

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg)	kmol
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	92,09	6204,2083	67,3711
H <sub>2</sub> O	18,015	925,6512	51,3822
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> (OOCR) <sub>3</sub>	846,905	1877,2852	2,2166
C <sub>40</sub> H <sub>56</sub>	536,872	117,7966	0,2194
Total		9124,9413	121,1894



Dasar yang digunakan dalam reaksi pembentukan sabun :

1. Pada reaksi saponifikasi digunakan larutan NaOH dengan konsentrasi 50% berat
2. Pada akhir reaksi tersisa 0,05% excess NaOH (Ulman, 2003)

$$\text{Mol Triglicerida} = \frac{1877,2852}{846,905} = 2,2166 \text{ kmol}$$

$$\text{Mol NaOH yang dibutuhkan} = 6,649926 \text{ kmol}$$

$$\text{Excess 0.05\% NaOH} = \frac{\text{mol mula-mula} - \text{mol yang dibutuhkan}}{\text{mol yang dibutuhkan}} \times 100$$

$$0,05\% = \frac{\text{mol mula-mula} - 6,649926 \text{ kmol}}{6,649926 \text{ kmol}} \times 100$$

$$\text{Mol mula-mula} = 6,649959$$

$$\text{BM NaOH} = 40 \text{ kg/kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa NaOH yang dibutuhkan} &= 6,649959 \text{ kmol} \times 40 \text{ kg/mol} \\ &= 265,9984 \text{ kg} \end{aligned}$$

Massa H<sub>2</sub>O yang dibutuhkan untuk membuat larutan NaOH 50%

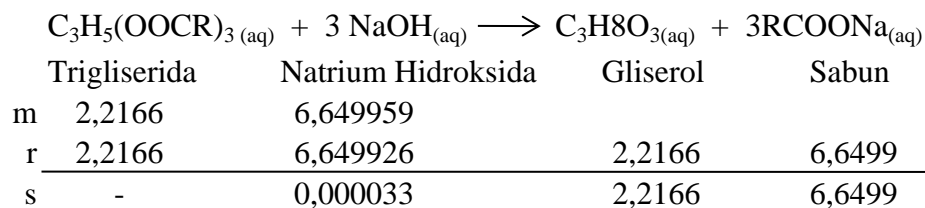
NaOH 50% = massa NaOH / massa total larutan

$$50\% = \frac{\text{Massa NaOH}}{(\text{Massa NaOH} + \text{Massa H}_2\text{O pelarut})}$$

$$50\% = \frac{265,9984 \text{ kg}}{(265,9984 \text{ kg} + \text{Massa H}_2\text{O pelarut})}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{O pelarut} &= (265,9984 / 50\%) - 265,9984 \\ &= 265,9984 \end{aligned}$$

Reaksi :



Neraca Massa Tangki Netralisasi :

Komponen	BM	Masuk		Keluar	
	(kg/kmol)	kmol	kg	kmol	kg
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	92,09	67,3711	6204,208	69,5878	6408,339
H <sub>2</sub> O	18,02	66,1476	1191,650	66,1476	1191,6496
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> (OOCR) <sub>3</sub>	846,91	2,2166	1877,285		
C <sub>40</sub> H <sub>56</sub>	536,87	0,2194	117,7966	0,2194	117,7966
NaOH	40	6,6500	265,9984	0,000033	0,0013
RCOONa	291,61			6,6499	1939,152
<b>Total</b>		142,6048	<b>9656,938</b>	142,6048	<b>9656,938</b>



APPENDIKS B  
 NERACA PANAS

Basis perhitungan : 1 Jam operasi  
 Satuan : kJ/jam  
 Temperatur basis : 25 °C = 298,15 K

Persamaan panas untuk kondisi aliran steady,  $Q = \Delta H$

$$\Delta H = n \cdot C_p \cdot \Delta T = n \int_{T_{ref}}^T C_p \Delta T$$

$$C_p = A + BT + C.T^2 + D.T^3$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p \, dT = \int_{T_{ref}}^T (A + BT + C.T^2 + D.T^3) \, dT \quad (\text{Sinnott, 2005})$$

$$= A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

$$\int_{T_o}^T \frac{C_p}{R} \, dT = \frac{A + \frac{B}{2}T_o}{R} (\tau + 1) + \frac{C}{3R} T_o^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{4R} T_o^3 \tau^4$$

(Smith, 2005)

Keterangan :  $\Delta H$  = Panas (kJ)  
 $n$  = Berat bahan (kmol)  
 $C_p$  = Specific heat (kJ/kmol Celcius)  
 $T_{ref}$  = Suhu refference (Celcius)  
 $T$  = Suhu bahan (Celcius)  
 $A, B, C, D$  = Konstanta specific heat



**Tabel B-1 Data Cp (kJ/kmol C)**

Senyawa	A	B.10 <sup>3</sup>	C.10 <sup>6</sup>	D.10 <sup>-5</sup>
NaOH	0,121	16,316		1,948
C <sub>(s)</sub>	1,771	0,771		-0,867
H <sub>2</sub> O <sub>(l)</sub>	8,712	1,25	-0,18	
H <sub>2</sub> O <sub>(g)</sub>	3,47	1,45		0,121

(Sumber : Smith, 2005)

Cp Sabun : 0,163 kal/g C (Perry ed 5, tabel 3-176)  
: 0,681992 kJ/kg C

**Tabel B-2 Perhitungan estimasi Cp (kJ/kmol C)**

Gugus	Harga Cp (kJ/Mol C)			
	A	B.10 <sup>2</sup>	C.10 <sup>4</sup>	D.10 <sup>6</sup>
-CH <sub>3</sub>	2,5485	8,9740	-0,3567	0,0048
-CH <sub>2</sub> -	1,6518	8,9447	-0,5012	0,0187
-CH=CH-	3,9261	12,5208	-0,7323	0,0164
-CH--	-14,7516	14,3020	-1,1791	0,0336
-COO-	11,4509	4,5012	0,2793	-0,0386
-COOH	5,8846	14,4997	-1,0706	0,0288
C	-24,4131	18,6493	-1,7619	0,0529
-C=C-	1,9829	14,7304	-1,3188	0,0385
-OH	27,6910	-0,5640	0,1733	-0,0068

(Sumber : Sinnott, 2005)

**Tabel B-3 Perhitungan estimasi  $\Delta H^{\circ}f_{(298,15\text{ K})}$  (kJ/kmol)**

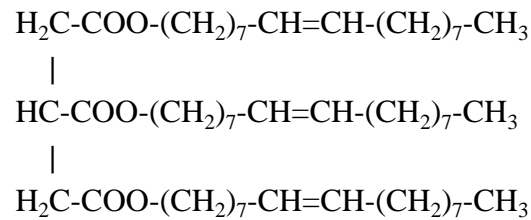
Gugus	Harga $\Delta H^{\circ}f$	Senyawa	Harga $\Delta H^{\circ}f$
	(kJ/kmol)		(kJ/kmol)
-CH <sub>3</sub>	-76,45	NaOH <sub>(s)</sub>	-425,609
-CH <sub>2</sub> -	-20,64	C <sub>(s)</sub>	46,024
-CH=CH-	37,97	H <sub>2</sub> O <sub>(l)</sub>	-285830
-CH--	29,89	H <sub>2</sub> O <sub>(g)</sub>	-241818,000
-COO-	-337,92	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3(l)</sub>	198,6982
-COOH	-426,72	NaOH <sub>(aq)</sub>	-469,4155
C	79,72		
-C=C-	83,99		
-O-	-132,22		
-OH	-208,04		

(Sumber : Perry, 2008 dan Smith, 2005)

(Sumber : Poling, 1987 hal 155-156)



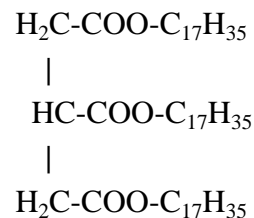
Rumus struktur trioleat adalah :



Perhitungan estimasi Cp Trioleat (kJ/kmol C) dan  $\Delta H^{\circ}f$  (kJ/kol)

Gugus	Harga Cp (kJ/kmol C)				$\Delta H^{\circ}f$ (kJ/kmol)
	A	B. $10^2$	C. $10^4$	D. $10^6$	
3(-CH <sub>3</sub> )	7,6455	26,9220	-1,0701	0,0143	-229,35
44(-CH <sub>2</sub> -)	72,6792	393,567	-22,0528	0,8228	-908,16
3(-CH=CH-)	11,7783	37,5624	-2,1969	0,0492	113,91
1(-CH--)	-14,7516	14,3020	-1,1791	0,0336	29,89
3(-COO-)	34,3527	13,5036	0,8379	-0,1159	-1013,76
<b>Total</b>	111,7041	485,857	-25,661	0,8039	-2007,47

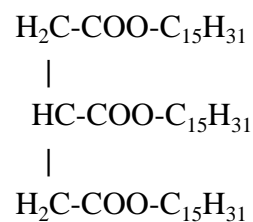
Rumus struktur tristearat adalah :



Perhitungan estimasi Cp Tristearat (kJ/kmol C) dan  $\Delta H^{\circ}f$  (kJ/kol)

Gugus	Harga Cp (kJ/kmol C)				$\Delta H^{\circ}f$ (kJ/kmol)
	A	B. $10^2$	C. $10^4$	D. $10^6$	
3(-CH <sub>3</sub> )	7,6455	26,9220	-1,0701	0,0143	-229,35
50(-CH <sub>2</sub> -)	82,5900	447,235	-25,060	0,9350	-1032
1(-CH--)	-14,7516	14,3020	-1,1791	0,0336	29,89
3(-COO-)	34,3527	13,5036	0,8379	-0,1159	-1013,76
<b>Total</b>	109,837	501,963	-26,471	0,867	-2245,22

Rumus struktur tripalmitat adalah :

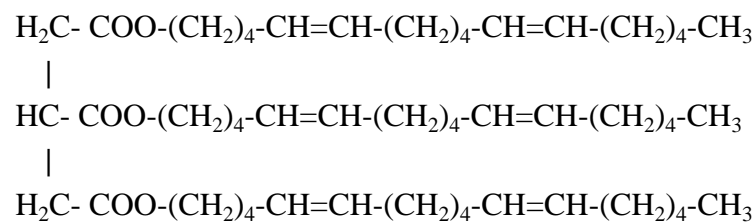




**Perhitungan estimasi Cp Tripalmitat (kJ/kmol C) dan  $\Delta H^{\circ}f$  (kJ/kol)**

Gugus	Harga Cp (kJ/kmol C)				$\Delta H^{\circ}f$ (kJ/kmol)
	A	B.10 <sup>2</sup>	C.10 <sup>4</sup>	D.10 <sup>6</sup>	
3(-CH <sub>3</sub> )	7,6455	26,9220	-1,0701	0,0143	-229,35
44(-CH <sub>2</sub> -)	72,6792	393,567	-22,0528	0,8228	-908,16
1(-CH--)	-14,7516	14,3020	-1,1791	0,0336	29,89
3(-COO-)	34,3527	13,5036	0,8379	-0,1159	-1013,76
<b>Total</b>	<b>99,9258</b>	<b>448,294</b>	<b>-23,4641</b>	<b>0,7547</b>	<b>-2121,38</b>

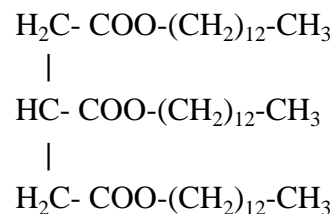
Rumus struktur trilinoleat adalah :



**Perhitungan estimasi Cp Trilinoleat (kJ/kmol C) dan  $\Delta H^{\circ}f$  (kJ/kol)**

Gugus	Harga Cp (kJ/kmol C)				$\Delta H^{\circ}f$ (kJ/kmol)
	A	B.10 <sup>2</sup>	C.10 <sup>4</sup>	D.10 <sup>6</sup>	
3(-CH <sub>3</sub> )	7,6455	26,9220	-1,0701	0,0143	-229,35
38(-CH <sub>2</sub> -)	62,7684	339,899	-19,046	0,7106	-784,32
6(-CH=CH-)	11,7783	37,5624	-2,1969	0,0492	227,82
1(-CH--)	-14,7516	14,3020	-1,1791	0,0336	29,89
3(-COO-)	34,3527	13,5036	0,8379	-0,1159	-1013,76
<b>Total</b>	<b>101,7933</b>	<b>432,189</b>	<b>-22,6538</b>	<b>0,6917</b>	<b>-1769,72</b>

Rumus struktur trimiristat adalah :



**Perhitungan estimasi Cp Trimiristat (kJ/kmol C) dan  $\Delta H^{\circ}f$  (kJ/kol)**

Gugus	Harga Cp (kJ/kmol C)				$\Delta H^{\circ}f$ (kJ/kmol)
	A	B.10 <sup>2</sup>	C.10 <sup>4</sup>	D.10 <sup>6</sup>	
3(-CH <sub>3</sub> )	7,6455	26,9220	-1,0701	0,0143	-229,35
38(-CH <sub>2</sub> -)	62,7684	339,899	-19,0456	0,7106	-784,32
3(-COO-)	34,3527	13,5036	0,8379	-0,1159	-1013,76
1(-CH--)	-14,7516	14,3020	-1,1791	0,0336	29,89
<b>Total</b>	<b>90,0150</b>	<b>394,626</b>	<b>-20,4569</b>	<b>0,6425</b>	<b>-1997,54</b>



Sehingga diperoleh Cp dan  $\Delta H^{\circ}f$  trigliserida campuran sebagai berikut :

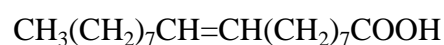
**Perhitungan estimasi Cp komponen trigliserida (kJ/kmol C)**

Komponen Trigliserida	Komposisi Trigliserida	Harga Cp (kJ/kmol C)			
		A	B.10 <sup>2</sup>	C.10 <sup>4</sup>	D.10 <sup>6</sup>
C <sub>57</sub> H <sub>104</sub> O <sub>6</sub>	39%	111,7041	485,857	-25,661	0,8039
C <sub>57</sub> H <sub>110</sub> O <sub>6</sub>	5%	109,837	501,963	-26,471	0,8669
C <sub>51</sub> H <sub>98</sub> O <sub>6</sub>	45%	99,926	448,294	-23,464	0,7547
C <sub>63</sub> H <sub>194</sub> O <sub>6</sub>	10%	101,793	432,189	-22,654	0,6917
C <sub>45</sub> H <sub>86</sub> O <sub>6</sub>	1%	90,015	394,626	-20,457	0,6425
<b>Campuran Trigliserida</b>	<b>100%</b>	<b>105,103</b>	<b>463,480</b>	<b>-24,360</b>	<b>0,7721</b>

**Perhitungan estimasi  $\Delta H^{\circ}f$  komponen trigliserida (kJ/kmol)**

Komponen Trigliserida	Komposisi Trigliserida	Harga $\Delta H^{\circ}f$ (kJ/kmol)	
		Senyawa	Campuran
C <sub>57</sub> H <sub>104</sub> O <sub>6</sub>	39%	-2007,47	-782,9133
C <sub>57</sub> H <sub>110</sub> O <sub>6</sub>	5%	-2245,22	-112,2610
C <sub>51</sub> H <sub>98</sub> O <sub>6</sub>	45%	-2121,38	-954,6210
C <sub>63</sub> H <sub>194</sub> O <sub>6</sub>	10%	-1769,72	-176,9720
C <sub>45</sub> H <sub>86</sub> O <sub>6</sub>	1%	-1997,54	-19,9754
<b>Campuran Trigliserida</b>	<b>100%</b>		<b>-2046,743</b>

Rumus struktur asam oleat adalah :



**Perhitungan estimasi Cp Asam Oleat (kJ/kmol C) dan  $\Delta H^{\circ}f$  (kJ/kmol)**

Gugus	Harga Cp (kJ/kmol C)				$\Delta H^{\circ}f$ (kJ/kmol)
	A	B.10 <sup>2</sup>	C.10 <sup>4</sup>	D.10 <sup>6</sup>	
1(-CH <sub>3</sub> )	2,5485	8,9740	-0,3567	0,0048	-76,45
14(-CH <sub>2</sub> -)	23,1252	125,226	-7,0168	0,2618	-288,96
1(-CH=CH-)	3,9261	12,5208	-0,7323	0,0164	37,97
1(-COOH)	5,8846	14,4997	-1,0706	0,0288	-426,72
<b>Total</b>	<b>35,4844</b>	<b>161,220</b>	<b>-9,1764</b>	<b>0,3118</b>	<b>-754,16</b>



Rumus struktur asam stearat adalah :  $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{16}\text{COOH}$

Perhitungan estimasi Cp Asam Stearat (kJ/kmol C) dan  $\Delta H^{\circ f}$  (kJ/kmol)

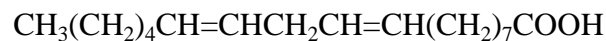
Gugus	Harga Cp (kJ/kmol C)				$\Delta H^{\circ f}$ (kJ/kmol)
	A	B.10 <sup>2</sup>	C.10 <sup>4</sup>	D.10 <sup>6</sup>	
1(-CH <sub>3</sub> )	2,5485	8,9740	-0,3567	0,0048	-76,45
16(-CH <sub>2</sub> -)	26,4288	143,115	-8,0192	0,2992	-330,24
1(-COOH)	5,8846	14,4997	-1,0706	0,0288	-426,72
<b>Total</b>	<b>34,8619</b>	<b>166,589</b>	<b>-9,447</b>	<b>0,3328</b>	<b>-833,41</b>

Rumus struktur asam palmitat adalah :  $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{14}\text{COOH}$

Perhitungan estimasi Cp Asam Palmitat (kJ/kmol C) dan  $\Delta H^{\circ f}$  (kJ/kmol)

Gugus	Harga Cp (kJ/kmol C)				$\Delta H^{\circ f}$ (kJ/kmol)
	A	B.10 <sup>2</sup>	C.10 <sup>4</sup>	D.10 <sup>6</sup>	
1(-CH <sub>3</sub> )	2,5485	8,9740	-0,3567	0,0048	-76,45
14(-CH <sub>2</sub> -)	23,1252	125,226	-7,0168	0,2618	-288,96
1(-COOH)	5,8846	14,4997	-1,0706	0,0288	-426,72
<b>Total</b>	<b>31,5583</b>	<b>148,700</b>	<b>-8,4441</b>	<b>0,2954</b>	<b>-792,13</b>

Rumus struktur asam linoleat adalah :



Perhitungan estimasi Cp Asam Linoleat (kJ/kmol C) dan  $\Delta H^{\circ f}$  (kJ/kmol)

Gugus	Harga Cp (kJ/kmol C)				$\Delta H^{\circ f}$ (kJ/kmol)
	A	B.10 <sup>2</sup>	C.10 <sup>4</sup>	D.10 <sup>6</sup>	
1(-CH <sub>3</sub> )	2,5485	8,9740	-0,3567	0,0048	-76,45
12(-CH <sub>2</sub> -)	19,8216	107,3364	-6,0144	0,2244	-247,68
2(-CH=CH-)	7,8522	25,0416	-1,4646	0,03282	75,94
1(-COOH)	5,8846	14,4997	-1,0706	0,0288	-426,72
<b>Total</b>	<b>36,1069</b>	<b>155,852</b>	<b>-8,906</b>	<b>0,2908</b>	<b>-674,91</b>

Rumus struktur asam miristat adalah :  $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{12}\text{COOH}$

Perhitungan estimasi Cp Asam Miristat (kJ/kmol C) dan  $\Delta H^{\circ f}$  (kJ/kmol)

Gugus	Harga Cp (kJ/kmol C)				$\Delta H^{\circ f}$ (kJ/kmol)
	A	B.10 <sup>2</sup>	C.10 <sup>4</sup>	D.10 <sup>6</sup>	
1(-CH <sub>3</sub> )	2,5485	8,9740	-0,3567	0,0048	-76,45
12(-CH <sub>2</sub> -)	19,8216	107,3364	-6,0144	0,2244	-247,68
1(-COOH)	5,8846	14,4997	-1,0706	0,0288	-426,72
<b>Total</b>	<b>28,2547</b>	<b>130,810</b>	<b>-7,4417</b>	<b>0,2580</b>	<b>-750,85</b>





Sehingga diperoleh Cp asam lemak campuran sebagai berikut :

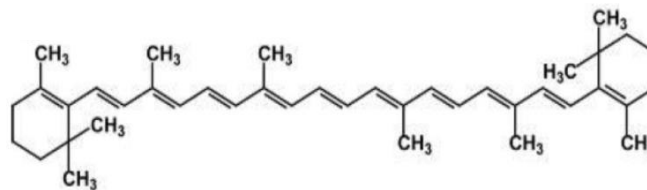
**Perhitungan estimasi Cp komponen asam lemak (kJ/kmol C)**

Komponen Asam Lemak	Komposisi Asam Lemak	Harga Cp (kJ/kmol C)			
		A	B.10 <sup>2</sup>	C.10 <sup>4</sup>	D.10 <sup>6</sup>
C <sub>18</sub> H <sub>34</sub> O <sub>2</sub>	39%	35,4844	161,220	-9,1764	0,3118
CH <sub>3</sub> (CH <sub>2</sub> ) <sub>16</sub> COOH	5%	34,8619	166,589	-9,4465	0,3328
CH <sub>3</sub> (CH <sub>2</sub> ) <sub>14</sub> COOH	45%	31,5583	148,700	-8,4441	0,2954
C <sub>18</sub> H <sub>32</sub> O <sub>2</sub>	10%	36,1069	155,852	-8,9063	0,2908
CH <sub>3</sub> (CH <sub>2</sub> ) <sub>12</sub> COOH	1%	28,2547	130,810	-7,4417	0,2580
<b>Campuran Asam Lemak</b>	<b>100%</b>	<b>33,6765</b>	<b>155,013</b>	<b>-8,8160</b>	<b>0,3028</b>

**Perhitungan estimasi ΔH<sup>0</sup>f komponen asam lemak (kJ/kmol)**

Komponen Asam Lemak	Komposisi Trigliserida	Harga ΔH <sup>0</sup> f (kJ/kmol)	
		Senyawa	Campuran
C <sub>18</sub> H <sub>34</sub> O <sub>2</sub>	39%	-754,16	-294,1224
CH <sub>3</sub> (CH <sub>2</sub> ) <sub>16</sub> COOH	5%	-833,41	-41,6705
CH <sub>3</sub> (CH <sub>2</sub> ) <sub>14</sub> COOH	45%	-792,13	-356,4585
C <sub>18</sub> H <sub>32</sub> O <sub>2</sub>	10%	-674,91	-67,4910
CH <sub>3</sub> (CH <sub>2</sub> ) <sub>12</sub> COOH	1%	-750,85	-7,5085
<b>Campuran Asam Lemak</b>	<b>100%</b>		<b>-767,251</b>

Rumus molekul karoten adalah :

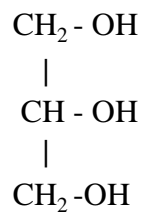


**Perhitungan estimasi Cp Karoten (kJ/kmol C) dan ΔH<sup>0</sup>f (kJ/kmol)**

Gugus	Harga Cp (kJ/kmol C)				ΔH <sup>0</sup> f (kJ/kmol)
	A	B.10 <sup>2</sup>	C.10 <sup>4</sup>	D.10 <sup>6</sup>	
2(C)	-48,8262	37,2986	-3,5238	0,1058	159,44
10(-CH <sub>3</sub> -)	25,4850	89,7400	-3,5670	0,0475	-764,50
6(-CH <sub>2</sub> -)	9,9108	53,6682	-3,0072	0,1122	-123,84
4(-C=C-)	7,9316	58,9216	-5,2752	0,1542	296,00
7(-CH=CH-)	27,4827	87,646	-5,1261	0,1149	265,79
<b>Total</b>	<b>21,984</b>	<b>327,274</b>	<b>-20,4993</b>	<b>0,5345</b>	<b>-326,55</b>



Rumus struktur gliserol adalah :

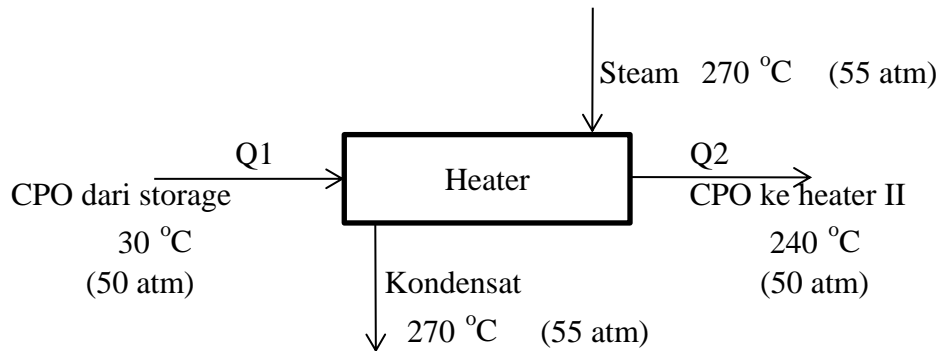


Perhitungan estimasi Cp Gliserol (kJ/kmol C) dan  $\Delta H^{\circ}f$  (kJ/kmol)

Gugus	Harga Cp (kJ/kmol C)				$\Delta H^{\circ}f$ (kJ/kmol)
	A	$B \cdot 10^2$	$C \cdot 10^4$	$D \cdot 10^6$	
2(-CH <sub>2</sub> -)	3,3036	17,8894	-1,0024	0,0374	-41,28
1(-CH--)	-14,7516	14,3020	-1,1791	0,0336	29,89
3(OH-)	83,0730	-1,6920	0,5199	-0,0204	-624,12
<b>Total</b>	<b>71,625</b>	<b>30,499</b>	<b>-1,6616</b>	<b>0,0506</b>	-635,51



1. Heater CPO (E-112)



**Perhitungan panas CPO masuk heater I (Q1)**

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

CPO dipompa masuk ke dalam Heater I dengan tekanan 50 atm, sehingga komponen CPO masih dalam keadaan liquid karena suhu didih komponen CPO pada tekanan 50 atm lebih besar dari suhu keluar Heater I maka :

$$\log_{10} P_i^{sat} = A - \frac{B}{T + C} \qquad T = \frac{B}{A - \log_{10} P_i^{sat}} - C$$

$$\begin{aligned} \text{Suhu Air pada tekanan 50 atm} &= \frac{1723,6425}{8,05573 - \log(50 \times 760)} - 233,08 \\ &= 262,7972 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Contoh perhitungan panas Air dalam CPO

$$\int_{T_{ref}}^T \frac{Cp^L}{R} dT = \frac{A + B T_o (\tau + 1) + C T_o^2 (\tau^2 + \tau + 1)}{2} \times (T - T_o) \times R$$

$$\begin{aligned} T_{ref} &= (8.712 + \frac{1.25 \times 10^{-3}}{2} \times 298 (303 + 1) + \frac{-0.18 \times 10^{-6}}{3} \times 298^2 (303^2 + 303 + 1)) \\ &\quad \times (8,314) \times (303 - 298) \end{aligned}$$

$$= 377,1040 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned} Q1 &= n \times Cp^L dT \\ &= 73,8881 \times 377,1040 = 27863,49 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$



Komponen	kmol	Cp <sup>L</sup> dT	Q1 (kJ/jam)
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> (OOCR) <sub>3</sub>	73,8881	1153,642	85240,3656
RCOOH	9,7089	378,215	3672,0344
H <sub>2</sub> O	7,2653	377,104	2739,7891
C <sub>40</sub> H <sub>56</sub>	0,2194	552,205	121,1607
Total			91773,3498

**Perhitungan panas CPO keluar heater (Q2)**

$$T = 250 \text{ }^{\circ}\text{C} = 523,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Contoh perhitungan panas Air dalam CPO

$$Q2 = n \int_{298}^{398} Cp^L dT$$

$$\int_{298}^{398} Cp^L dT = A + \frac{B}{2} T_o (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_o^2 (\tau^2 + \tau + 1) \times (T - T_o) \times R$$

$$= (8.712 + \frac{1.25 \times 10^{-3}}{2} \times 298 (523 + 1) + \frac{-0.18 \times 10^{-6}}{3} \times 298^2 (523^2 + 523 + 1)) \times (8,314) \times (523 - 298)$$

$$= 17199,13 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q2 = 7,2653 \times 17199,13$$

$$= 124957,5327 \text{ kJ/jam}$$

Komponen	kmol	Cp <sup>L</sup> dT	Q2 (kJ/jam)
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> (OOCR) <sub>3</sub>	73,8881	155116,18	11461234,9344
RCOOH	9,7089	51243,09	497511,9184
H <sub>2</sub> O	7,2653	17199,13	124957,5327
C <sub>40</sub> H <sub>56</sub>	0,2194	96052,66	21075,1741
Total			12104779,56

Heater CPO menggunakan saturated steam sebagai media pemanas yang masuk pada suhu 270 °C dengan tekanan 55 atm, kemudian keluar sebagai kondensat pada suhu 270 °C dengan tekanan 55 atm



## APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT

### 1. Tangki Crude Palm Oil (F-110)



Fungsi : menyimpan bahan baku CPO

Jenis : silinder tegak dengan tutup atas berbentuk torispherical dished head dan tutup bawah berbentuk plat datar

Suhu = 30 °C

rate massa = 65443 kg/ jam = 144276,8985 lb/ jam

$\rho$  CPO = 0,859 g/cm<sup>3</sup> = 53,6257 lb/cuft

Kecepatan volumetrik = rate massa / densitas  
 = 144276,8985 / 53,6257  
 = 2690,4456 cuft/jam

Waktu tinggal = 3 hari = 72 jam

Volume larutan = 2690,4456 x 72  
 = 193712,082 Cuft

Volume larutan = 80% volume tangki

Digunakan 8 buah tangki

Volume larutan = 193712,082 Cuft

Volume tangki = 193712,082 / 0,8 / 8  
 = 30267,5128 Cuft 6,40

Ditetapkan  $H/D < 2$ , maka : (Ulrich T.4-27)

$$V = \pi/4 D^2 H$$

$$30267,51 = 0,7850 \times D^2 \times 1,5 D$$

$$D^3 = 25704,8941$$

$$D = 29,512 \text{ ft} = 354,149 \text{ in} = 9,0 \text{ m}$$

$$H = 44,269 \text{ ft} = 531,224 \text{ in} = 13,5 \text{ m}$$



### Tinggi Liquid

$$\text{Volume liquid} = \pi/4 \times D_i^2 \times H \text{ liquid}$$

$$24214,01 = \pi/4 \times H \text{ liquid} \times 29,512^2$$

$$H \text{ liquid} = 35,41 \text{ ft} = 424,9793 \text{ in}$$

### Tekanan Design

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatik} &= \rho \times (\text{g/gc}) \times H \text{ liquid} \\ &= 53,626 \times 1 \times 35,41 / 144 \\ &= 13,19 \text{ psi} = 0,90 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ operasi} &= 14,7 + 13,19 \\ &= 27,89 \text{ psi} \end{aligned}$$

Untuk faktor keamanan = 10%

$$\begin{aligned} P \text{ desain} &= 1,1 \times 27,89 \\ &= 30,68 \text{ psia} = 2,09 \text{ atm} \end{aligned}$$

### Perhitungan tebal silinder

Bahan konstruksi yang digunakan : Carbon steel type SA - 240 Grade M  
 $f$  allowed = 18750 psia (Tabel 13.1 Brownel)

Faktor korosi ( $c$ ) = 0,125 in

Sambungan (double welded butt joint)  $e = 0,8$

(pers 13.1. Brownell & Young)

$$t = \frac{pr_i}{fE - 0,6p} + C$$

$$\begin{aligned} &= \frac{30,68 \times 177,075}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 30,68} + 0,125 \\ &= 0,4876 \text{ in} \end{aligned}$$

Ditetapkan tebal shell standart = 8/16 in

Untuk memudahkan pengelasan semua bagian digunakan teb. = 6/16 in

Diameter luar ( $D_o$ ) =  $D_i + 2t$

$$\begin{aligned} &= 354,15 + 2 \times 6/16 \text{ in} \\ &= 354,90 \text{ in} \end{aligned}$$

### Perhitungan tebal tutup

#### Tebal tutup atas

$$t = \frac{0,885pr_c}{fE - 0,1p} + C \quad (\text{persamaan 13.12 Brownell \& Young})$$

Dari tabel 5.7 Brownell & Young diperoleh

$r = 180 \text{ in}$ ,  $i_{cr} = 14 \text{ in}$

$$t = \frac{0,885 \times 30,68 \times 180}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 30,68} + 0,125$$



$$= 0,45 \text{ in}$$

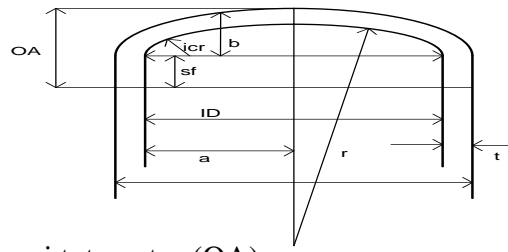
$$= 7/16 \text{ in}$$

### Tebal tutup bawah

Tebal tutup bawah berbentuk plat datar maka mengikuti tebal shell

Jadi tebal tutup bawah = 7/16 in

### Tinggi total bejana



Menghitung tinggi tutup atas (OA)

$$OA = b + sf + t \quad (\text{Brownell, hal. 87})$$

Dimana  $b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$

$$BC = r - icr$$

$$AB = 1/2 Di - icr$$

maka  $BC = 180 - 14 = 165,91 \text{ in}$

$$AB = 177,07 - 14 = 162,98 \text{ in}$$

$$b = 180 - (165,91^2 - 162,981^2)^{0,5}$$

$$= 148,9824 \text{ in}$$

$$sf = 1 \frac{1}{2} \text{ in} \quad (\text{Tabel 5.8 Brownell \& Young})$$

$$t = 7/16 \text{ in}$$

Jadi :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup atas} &= b + sf + t \\ &= 148,982 + 1 \frac{1}{2} + \frac{4}{8} \end{aligned}$$

$$= 150,93 \text{ in} = 12,58 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi total tangki} = \text{tinggi tutup atas} + \text{tinggi tangki}$$

$$= 150,93 + 531,22$$

$$= 682,16 \text{ in}$$

$$= 56,85 \text{ ft}$$

$$= 17,34 \text{ m}$$

### Spesifikasi Alat :

Fungsi : Tempat penyimpanan bahan baku crude palm oil

Type : Silinder tegak dengan tutup dished heads

Volume : 30267,51 cuft

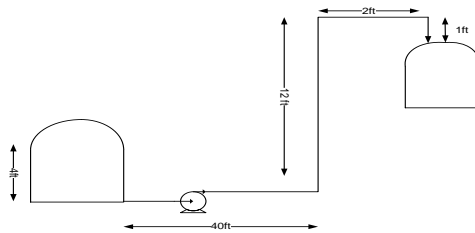


Diameter	:	29,512	ft
Tebal shell	:	6/16	in
Tebal tutup atas	:	7/16	in
Tebal tutup bawah	:	7/16	in
Tinggi tangki	:	56,85	ft
Bahan konstruksi	:	Carbon steel type SA - 240 Grade M	
Jumlah tangki	:	8	buah





## 2. Pompa CPO (L-111)



Fungsi : Mengalirkan CPO dari tangki penyimpanan ke reaktor  
 Tipe : Reciprocating Pump  
 Dasar Pemilihan : Sesuai untuk bahan liquid, dan tekanan tinggi.

### Perhitungan :

$$\begin{aligned} \rho \text{ CPO} &= 53,626 \text{ lb/cuft} = 0,8591 \text{ g/ml} \\ \text{Bahan masuk} &= 65443 \text{ kg/ jam} : 40,084 \text{ lb/detik} \\ \text{Rate volumetrik (qf)} &= m / \rho \\ &= \frac{40,084 \text{ lb/detik}}{53,63 \text{ lb/cuft}} \\ &= 0,747 \text{ cuft/detik} \end{aligned}$$

### Asumsi aliran turbulen :

Di optimum untuk aliran turbulen,  $N_{re} > 2100$ , digunakan persamaan :

$$\begin{aligned} \text{Diameter Optimum} &= 3,9 \times qf^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Peters 4 ed, hal 496 )} \\ \text{dengan : } qf &= \text{fluid flow rate ; cuft/dt (cfs )} \\ \rho &= \text{fluid density ; lb/cuft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter Optimum} &= 3,9 \times 0,747^{0,45} \times 53,63^{0,13} \\ &= 5,74 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih pipa 3 in, sch 40 ( Geankoplis.Hal 892. APP.A5)

$$\text{OD} = 3,5 \text{ in} = 0,292 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 3,068 \text{ in} = 0,256 \text{ ft}$$

$$A = 0,0513 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linier} &= qf/A \\ &= 0,747 / 0,0513 = 14,570 \text{ ft/dt} \end{aligned}$$

$$\rho \text{ reference (air)} = 62,428 \text{ lb/cuft} \quad (\text{Perry, edisi 8 T.2-1})$$

$$\mu \text{ refer} = 0,81 \text{ cp}$$

$$\text{Sg reference (air)} = 1$$

$$\begin{aligned} \text{Sg bahan} &= \frac{\rho \text{ bahan}}{\rho \text{ reference}} \times \text{Sg refer} \\ &= \frac{53,63}{62,428} \times 1 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} &= 0,8590 \\ \mu \text{ bahan} &= \frac{Sg \text{ bahan}}{Sg \text{ reference}} \times \mu \text{ refer} \\ &= \frac{0,8590}{1} \times 0,00055 \\ &= 0,00047 \text{ lb/ft dt} \\ &= 0,69579 \text{ cP} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D V \rho}{\mu} = \frac{0,256 \times 14,570 \times 53,626}{0,00047} \\ &= 423479,44 > 2100 \text{ (asumsi benar)} \end{aligned}$$

Dipilih pipa Commercial steel =

$$\begin{aligned} e &= 0,00015 && \text{(Peters edisi 4, Fig. 14.1)} \\ e/D &= 0,0006 \\ f &= 0,005 \end{aligned}$$

**Digunakan persamaan Bernoulli :**

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2\alpha \times gc} + \Sigma F = -Wf$$

**Perhitungan friksi berdasarkan Peters & Timmerhaus, 4ed T.1, hal.484**

$$\begin{aligned} \text{Jarak tangki A ke tangki B} &= 20 \text{ m} = 65,574 \text{ ft} \\ \text{Tinggi tangki B} &= 26,247 \text{ ft} \\ \text{panjang Pipa masuk tangki B} &= 2 \text{ ft} \\ \text{Taksiran panjang pipa lurus} &= 93,82 \text{ ft} \\ - 2 \text{ elbow } 90^\circ &= 2 \times 32 \times 0,256 = 16,363 \text{ ft} \\ - 1 \text{ gate valve} &= 1 \times 7 \times 0,256 = 1,790 \text{ ft} \\ \text{Panjang total pipa (Le)} &= 94 + 16,363 + 1,790 \\ &= 111,97 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Friksi yang terjadi :**

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa (Peters<sup>4ed</sup>; hal 484)

$$\begin{aligned} F_1 &= \frac{2f \times V^2 \times Le}{gc \times D} \\ &= \frac{2 \times 0,005 \times 14,570^2 \times 111,97}{32,2 \times 0,256} \\ &= 28,876 \text{ ft} \cdot \text{Lbf/lbm} \end{aligned}$$

2. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa

$$F_2 = \frac{K \times V^2}{2 \times \alpha \times gc} \quad K = 0,5 \text{ A tangki} > \text{A pipa} \quad \text{(Peters}^{4ed}\text{;hal 484)}$$



$$= \frac{0,5 \times 14,570^2}{2 \times 1 \times 32,2} \quad \alpha = 1 \text{ untuk aliran turbulen}$$

$$= 1,648 \text{ ft} \cdot \text{Lbf/lbm}$$

3. Friksi karena enlargement ( ekspansi ) dari pipa ke tangki

$$F_3 = \frac{(V_1 - V_2)^2}{2 \times \alpha \times gc} = \quad \alpha = 1 \text{ untuk aliran turbulen}$$

$$= \frac{14,570^2 - 0^2}{2 \times 1 \times 32,2} = 3,297 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}}$$

4. Friksi karena ada 2 elbow 90

$$F_4 = 2 K_f \frac{V_1^2}{2 gc} = \frac{2 \times 0,75 \times 14,570^2}{2 \times 32,2} = 4,945 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}}$$

5. Friksi karena gate valve

$$F_5 = K_f \frac{V_1^2}{2 gc} = \frac{0,17 \times 14,570^2}{2 \times 32,2} = 0,560 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}}$$

$$\Sigma F = F_1 + F_2 + F_3 + F_4 + F_5$$

$$= 28,876 + 1,648 + 3,297 + 4,945 + 0,560$$

$$= 39,326 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}}$$

$P_1 = P \text{ tangki} + P \text{ hidrostatik}$

$$P \text{ hidrostatik} = 13,2 \text{ lb/in}^2 = 13,19 \times 144$$

$$= 1899,1493 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P \text{ tangki} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi} = 14,7 \times 144$$

$$= 2116,8 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_1 = 4015,9493 \text{ lb}_f / \text{ft}^2$$

$$P_2 = 55 \text{ atm} = 809 \text{ psi} = 809 \times 144$$

$$= 116424 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta P = \text{lbf/ft}^2; \frac{\Delta P}{\rho} = \frac{112408,05 \text{ lbf/ft}^2}{53,63 \text{ lbm/cuft}} = 2096,148 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}}$$

$$\frac{V^2}{2 \times \alpha \times gc} = \frac{14,570^2}{2 \times 1 \times 32,2} = 3,297 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}}$$

$$Z_1 = 0 \text{ ft}$$



$$Z_2 = 26,247 \text{ ft}$$

$$\Delta Z = Z_2 - Z_1 = 26,247 \text{ ft}$$

$$\text{Maka, } \Delta Z \frac{\text{g}}{\text{gc}} = 26,247 \times 1 = 26,247 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbf}}$$

Persamaan Bernoulli :

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{\text{g}}{\text{gc}} + \frac{\Delta V^2}{2\alpha \times \text{gc}} + \Sigma F = - W_f$$

$$2096,148 + 26,247 + 3,297 + 39,326 = - W_f$$

$$2165,017 = - W_f$$

$$- W_f = 2165,017 \text{ ft} \cdot \text{Lbf/lbf}$$

$$\text{hp} = \frac{- W_f \times \text{flowrate (cuft/dt)} \times \rho}{550}$$

$$= \frac{2165,017 \times 0,747 \times 53,63}{550} = 157,8$$

$$\text{Kapasitas} = 0,747 \text{ cuft/dt} = 335,486 \text{ gpm}$$

$$\text{Effisiensi pompa} = 60\% \quad (\text{Peters ; hal-520})$$

$$\text{Broke hp} = \frac{\text{hp}}{\text{ef.pompa}} = \frac{157,8}{0,60} = 263,0 \text{ Hp}$$

$$\text{Effisiensi motor} = 91\% \quad (\text{Peters ; hal-521})$$

$$\text{Power motor} = \frac{\text{Bhp}}{\text{ef. motor}} = \frac{263}{0,9} = 288,98 \text{ Hp}$$

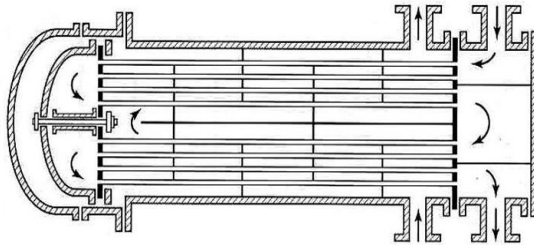
### Spesifikasi :

Fungsi	:	Mengalirkan CPO dari tangki penyimpanan ke reaktor
Tipe	:	Reciprocating Pump
Bahan	:	Commercial Steel
Rate volumetrik	:	0,747 cuft/dt
Effisiensi motor	:	91%
Power	:	288,98 Hp
Jumlah	:	1 buah



### 3. Heater Air Proses (E-113)

- Fungsi = Memanaskan Air Proses dari 30 °C ke 240 °C  
 Type = 1-2 Shell and Tube Heat Exchanger (Fixed Tube)  
 Dasar pemilihan = Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang besar serta cocok untuk kapasitas rate yang besar



Kondisi operasi :  
 Tekanan : 50 atm  
 Suhu : 240 °C  
 Waktu operasi : Continue

Bahan masuk heater:

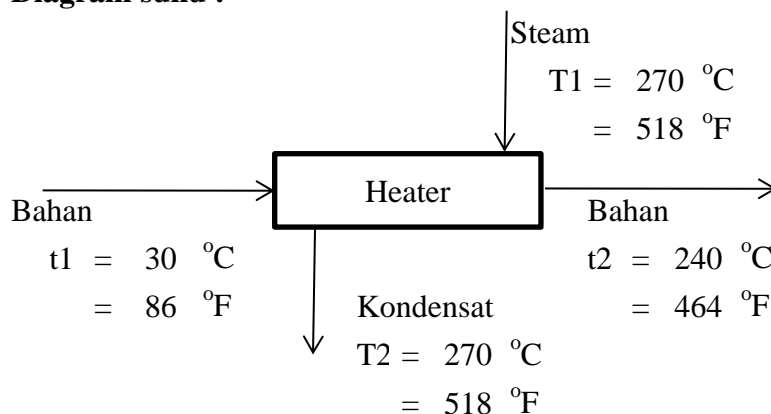
Komponen	Massa	Fraaksi berat	$\rho$ (gr/ml)
H <sub>2</sub> O	27414,6	1	1

$$\rho \text{ air} = 1 \text{ gr/ml} \times 62,4 = 62,428 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate massa} = 27414,6 \text{ kg/jam} = 60438,24 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\text{Rate massa}}{\rho \text{ air}} = \frac{60438,24}{1} = 60438,24 \text{ cuft/jam}$$

Diagram suhu :



(1) Heat Balance

Dari data neraca massa dan neraca panas diperoleh :

$$\begin{aligned} \text{Rate massa air} &= 27414,6 \text{ kg/jam} \\ &= 60438,24 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Panas yang dibutuhkan (Qs)} = 12645270 \text{ kJ/jam}$$



$$\begin{aligned}
 &= 11987716 \text{ Btu/jam} \\
 \text{Massa steam yang digunakan} &= 7880,146 \text{ kg/jam} \\
 &= 17372,57 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

(2) Log Mean Temperature Difference

Hot fluid		Cold fluid	Diff	
518	Higher temp	464	54	
518	Lower temp	86	432	
0	Differences	378	-378	( $\Delta t_2 - \Delta t_1$ )
(T1-T2)		(t2-t1)		

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{(\Delta t_2 - \Delta t_1)}{2,3 \log \left( \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} = 181,98 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} = \frac{0}{378} = 0$$

Type Heater dipilih jenis 1-2 shell & tube exchanger

Untuk 1-2 shell & tube,  $F_T = 0,75 - 0,8$

(Kern, p:225)

dipilih = 0,8

$$\begin{aligned}
 \Delta T &= F_T \times \text{LMTD} \\
 &= 0,8 \times 181,98 \\
 &= 145,59 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

(3) Tc dan tc

$$T_c = T_{av} \text{ steam}$$

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{518 + 518}{2} = 518 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} \text{ bahan}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{86 + 464}{2} = 275 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dalam perencanaan ini digunakan heater dengan spesifikasi :

Digunakan tube dengan ukuran :

OD, BWG = 1 1/4 16 BWG

Pitch = 1 1/4 in square pitch

Panjang tube (L) = 5 ft

Dari tabel 10 Kern diperoleh :



$$\begin{aligned} ID &= 1,030 \text{ in} \\ a't &= 0,836 \text{ in}^2 \\ a'' &= 0,3271 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari T.8, Kern, heater untuk fluida panas steam dan fluida dingin air, diperoleh :

$$\text{Overall } U_D = 200-700$$

$$\text{Asumsi} = 554 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} = \frac{11987715,67}{554 \times 145,59} = 148,6291 \text{ ft}^2$$

$$\text{Jumlah tube } (N_t) = \frac{A}{L \times a''} = \frac{148,6290648}{5 \times 0,3271} = 90,88 \text{ buah}$$

Dari tabel 9 Kern, untuk pipa 1 1/4 in OD, 16 BWG, 1 9/16-in square pitch diperoleh

$$\text{Digunakan } N_t = 90$$

$$\text{ID Shell} = 21,3 \text{ in}$$

$$\text{Passes } (n) = 1$$

$$\text{Baffle} = 4,26 \text{ in}$$

Koreksi  $U_D$

$$\begin{aligned} A &= N_t \times L \times a'' \\ &= 90 \times 5 \times 0,3271 \\ &= 147,195 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Q}{A \times \Delta T} = \frac{11987715,67}{147,2 \times 145,59} = 554 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Nilai  $U_d$  asumsi sama dengan  $U_d$  koreksi (memenuhi)

Fluida panas (Tube side) Steam	Fluida dingin (Shell side) Air
(4) Flow Area (at)	(4) Flow Area (as)
$at = \frac{N_t \times a't}{144 \text{ n}}$	$as = \frac{ID_s \times C' \times B}{144 \times P_T}$
$= \frac{90 \times 0,836}{144 \times 1}$	$= \frac{21,3 \times 0,25 \times 4,3}{144 \times 1}$
$= 0,5225 \text{ ft}^2$	$= 0,157531 \text{ ft}^2$
(5) Kecepatan massa (Gt)	(5) Kecepatan massa (Gs)
$Gt = \frac{W}{at}$	$Gs = \frac{W}{as}$
$= \frac{17372,57}{0,5225}$	$= \frac{60438,24}{0,157531}$



$= 33248,94 \text{ lb/jam ft}^2$ <p>(6) Pada <math>T_c = 518 \text{ }^\circ\text{F}</math>  <math>\mu_{\text{steam}} = 0,014 \text{ cps (Kern, fig15)}</math>  <math>= 0,0339 \text{ lb/jam ft}</math>  <math>D_i = 1,03 \text{ in} = 0,0858 \text{ ft}</math>  <math>Re_t = \frac{D_i \times G_t}{\mu}</math>  <math>= \frac{0,0858 \times 33248,94}{0,0339}</math>  <math>= 84234,56</math></p> <p>(7) Mencari <math>J_H</math>  <math>J_H = 200 \quad (\text{Kern, fig 24})</math></p> <p>(9) Condensation of steam :  <math>h_{io} = 1500 \text{ Btu / jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F (Kern:164)}</math></p> <p>(10) Mencari <math>tw</math>  <math>tw = tc + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_c - tc)</math>  <math>= 275 + \frac{1500}{1500 + 10091,57} \times 243</math>  <math>= 306 \text{ }^\circ\text{F}</math></p> <p>(13) Mencari <math>U_c</math>  <math>U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}</math>  <math>= \frac{1500 \times 11508}{1500 + 11508}</math>  <math>= 1327,032 \text{ Btu / jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}</math></p>	$= 383658,7 \text{ lb/jam ft}^2$ <p>(6) Pada <math>tc = 275 \text{ }^\circ\text{F}</math>  <math>\mu_{\text{bahan}} = 0,92 \text{ cP}</math>  <math>= 2,2264 \text{ lb/jam ft}</math>  <math>De = 0,99 \text{ in} = 0,08 \text{ ft (fig 28)}</math>  <math>Re_s = \frac{De \times G_s}{\mu}</math>  <math>= \frac{0,0825 \times 383659}{2,2264}</math>  <math>= 14216,6</math></p> <p>(7) Mencari <math>J_H</math>  <math>J_H = 50 \quad (\text{Kern, fig 28})</math></p> <p>(8) pada <math>tc = 275 \text{ }^\circ\text{F}</math>  <math>k = 48 \quad \frac{\text{Btu}}{\text{jam ft } ^\circ\text{F}}</math>          (tabel 4)  <math>cp = 0,9 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F (fig 2)}</math>  <math>\left[ \frac{C_p \mu}{k} \right]^{1/3} = \frac{(1,985 \times 2,662)^{1/3}}{48}</math>  <math>= 0,346898</math></p> <p>(9) Mencari <math>h_o</math>  <math>h_o = J_H \times (k/De) \times (c \times \mu / k)^{1/3} \times \phi_s</math>  <math>\frac{h_o}{\phi_s} = \frac{50 \times (46) \times 0,3761}{0,08}</math>  <math>= 10091,57 \text{ Btu / jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}</math></p> <p>(11) pada <math>tw = 306 \text{ }^\circ\text{F}</math>  <math>\mu_w = 2 \mu_{\text{water}}</math>  <math>= 0,36 \text{ cps (Kern : fig14)}</math>  <math>= 0,8712 \text{ lb/jam ft}</math>  <math>\phi_s = (\mu/\mu_w)^{0,14}</math>  <math>= 1,1404</math></p> <p>(12) Corrected coefficient  <math>h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_s</math>  <math>= 10091,57 \times 1,1404</math>  <math>h_o = 11508,18 \text{ Btu / jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}</math></p>
---	---





(14) Mencari Dirt Factor (Rd)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$= \frac{1327 - 554}{1327 \times 554,4}$$

$$= 0,0011 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$$

Rd perhitungan > Rd data

$$0,0011 > 0,001 \text{ (Kern : Tab 8)}$$

Karena Rd perhitungan > Rd data maka design dapat digunakan

Pressure Drop	
Fluida panas (Tube side) Steam	Fluida dingin (Shell side) Air
(1) Specific vol of steam from table 7 :	(1) Flow Area (as)
$v = 13,804$	$(N+1) = \frac{12L}{B} = \frac{12 \times 5}{4,26}$
$s = \frac{(1/v)}{62,5} = \frac{0,0724}{62,5}$	$= 14,085$
$= 0,001159$	$D_s = \frac{21,3}{12} = 1,775 \text{ in}$
$Re_t = 84234,56$	$Res' = \frac{D_s \times G_s}{\mu} = \frac{1,78 \times 383659}{2,2264}$
$f = 0,0002 \text{ ft}^{2/3} \text{ in}^{-2} \text{ (Kern: fig 26)}$	$= 305872,4$
$\Delta P_t = \frac{1}{2} \times \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D \times s \times \phi t}$	$f = 0,0016 \text{ ft}^{2/3} \text{ in}^{-2} \text{ (Kern: fig 29)}$
$= 0,00700 \text{ Psi}$	$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D_e \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_s \times s \times \phi s}$
$\Delta P_t < 1 \text{ psi}$	$= 0,021229 \text{ Psi}$
(Memenuhi untuk steam)	$\Delta P_s < 10 \text{ psi}$
	(Memenuhi untuk liquid)

### Menentukan dimensi heater

Luas penampang (A) =  $N_t \times L \times a''$

$$= 148,63 \text{ ft}^2$$

Diameter heater (D) =  $\sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}}$

$$= 13,760 \text{ ft} = 165,12 \text{ in} = 4,194 \text{ m}$$

Asumsi :



$$\begin{aligned} H &= 1,5 D \\ &= 1,5 \times 13,8 \\ &= 20,64 \text{ ft} \\ &= 6,2911 \text{ m} \end{aligned}$$

### Menentukan tekanan design heater

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ Psi}$$

Tekanan over design yang digunakan 5-10% dari kerja normal (Walas,1998)

Untuk faktor keamanan tekanan design dilebihkan 10% dari tekanan total

$$\begin{aligned} P \text{ design} &= 14,7 \times 1,1 \\ &= 16,17 \text{ Psi} \end{aligned}$$

### Menentukan tebal minimum shell

Tebal shell berdasarkan ASME code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{f_e - 0,6P} + C \quad [\text{Brownell,pers. 13-1,hal 254}]$$

dengan :

$t_{\min}$  = tebal shell minimum (in)

$P$  = tekanan tangki (psi)

$r_i$  = jari-jari tangki (in) (1/2 D)

$C$  = faktor korosi (in) (digunakan 1/8 in)

$e$  = faktor pengelasan, digunakan double weld (0,8)

$f$  = stress allowable, bahan konstruksi carbon steel

Dipilih bahan konstruksi jenis Carbon Steel SA-283 Grade C, maka

$$f = 16250 \text{ Psi} \quad [\text{Brownell, T.13-1}]$$

$$\begin{aligned} t_{\min} &= \frac{P \times r_i}{f_e - 0,6P} + C \\ &= \frac{16,17 \times 82,55974}{12650 \times 0,8 - 0,6 \times 16,17} + \frac{1}{8} \\ &= 0,2278 \text{ in} \end{aligned}$$

(maka digunakan  $t_s = 4/16$  in untuk memudahkan pengelasan semua bagian)

### Menentukan dimensi tutup atas dan bawah (Torispherical dished)

Tutup atas dan bawah dipilih bentuk Torispherical Dished karena tekanan operasi berkisar antara 15 - 200 Psi

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2t_s \\ &= 165,12 + 2 \left( \frac{4}{16} \right) \\ &= 165,49 \text{ in} = 13,791 \text{ ft} \\ rc &= 165,49 \text{ in} = 13,791 \text{ ft} \end{aligned}$$

(Brownell & Young Tabel 5.7)



$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup (h)} &= rc - \left[ rc^2 - \frac{D^2}{4} \right]^{0,5} && \text{(Hesse : 4-14)} \\ &= 13,791 - \sqrt{13,791^2 - \frac{13,760^2}{4}} \\ &= 1,8387 \text{ ft} = 0,5604 \text{ m} = 22,064 \text{ in} \end{aligned}$$

$$th = \frac{0,885 \times P \times rc}{f \times e - 0,1 \times P} + C \quad \text{(Brownell \& Young pers 13.12 hal 258)}$$

Dimana :

- Pd = Tekanan desain (psi)
- rc = crown radius (in)
- e = Faktor Pengelasan, (0,8)
- th = Tebal tutup minimal (in)

$$\begin{aligned} th &= \frac{0,885 \times 16,17 \times 165,49}{12650 \times 0,8 - 0,1 \times 16,17} + \frac{1}{8} \\ &= 0,3072 \text{ in} \\ &\text{(Maka digunakan th = 4/16 in)} \end{aligned}$$

#### Spesifikasi Heater :

- Fungsi = Memanaskan air proses dari 30°C menjadi 240°C
- Type = 1-2 Shell and Tube Heat Exchanger (Fixed Tube)
- Dasar pemilihan = Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang besar serta cocok untuk kapasitas rate yang besar

#### Kondisi operasi :

- Tekanan : 50 atm
- Suhu : 90 °C
- Waktu operasi : Continue

#### Dimensi Heater

- Diameter heater : 13,76 ft
- Tinggi heater : 6,2911 ft
- Tebal shell : 4/16 in

#### Dimensi Tube

- OD , BWG : 1 in, 12 BWG
- Panjang (L) : 5 ft
- Pitch : 1 1/4 in square pitch
- Jumlah tube (Nt) : 90 buah
- Passes (n) : 4
- ID Shell : 8 in
- Baffle space : 1,6 in



Flow area per tube (a't) : 0,836 in<sup>2</sup>

Surface per lin ft (a") : 0,3271 ft<sup>2</sup>

Luas penampang (A) : 148,63 ft<sup>2</sup>

**Dimensi Tutup**

Tebal tutup atas (dished) : 4/16 in

Tinggi tutup atas : 1,8387 ft

Tebal tutup bawah (dished) : 4/16 in

Tinggi tutup bawah : 1,8387 ft

**Faktor pengotor**

Rd recuiered : 0,001

Rd calculated : 0,0011

**Pressure Drop**

Shell : 0,0212 Psi

Tube : 0,007 Psi

Bahan Konstruksi shell : Carbon steel SA-283 grade C

Jumlah : 1 buah



## APPENDIX D PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi di dalam suatu perencanaan pabrik adalah sangat penting, karena perhitungan ekonomi ini dapat diketahui apakah pabrik yang direncanakan ini layak untuk didirikan atau dalam artian memenuhi.

Faktor - faktor yang perlu untuk ditinjau antara lain :

1. Laju pengembalian modal (*Rate of Return*)
2. Lama pengembalian modal (*Pay out Periode*)
3. Titik impas (*Break Event Point*)

Untuk meninjau faktor -faktor diatas, perlu adanya penaksiran terhadap beberapa faktor , yaitu :

1. Penaksiran modal industri (*Total Capital Investment*) yang terdiri atas :
  - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
  - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Production Cost*) yang terdiri atas :
  - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
  - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expences*)
3. Total pendapatan

### 1. Harga Peralatan

Harga peralatan berubah menurut waktu resmi sesuai dengan kondisi ekonomi dunia. Untuk memperkirakan harga peralatan saat ini, digunakan indeks seperti pada persamaan sebagai berikut :

$$C_p = \frac{I_p}{I_o} \times C_o$$

Dimana :

- $C_p$  = Harga alat pada tahun 2024  
 $C_o$  = Harga alat pada tahun data 2021  
 $I_p$  = Cost Index pada tahun 2024  
 $I_o$  = Cost Index pada tahun data 2021

Perhitungan peralatan didasarkan pada cost equipment. Sedangkan Cost Indeks didasarkan pada Peters 'Plant Design and Economic for Chemical Engineering'

Tabel D.1 Indeks harga Peralatan

Tahun	Indeks
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,3
2020	596,2
2021	720,2



Dengan metode least square dan data-data pada tabel di atas dilakukan pendekatan atau penafsiran indeks harga peralatan pada awal tahun dimana data-data tersebut dibentuk dalam persamaan :

$$Y = a + bX$$

keterangan :

Y = indeks harga peralatan pada tahun ke-n

X = tahun ke-n

n	X	Y	X <sup>2</sup>	Y <sup>2</sup>	XY
1	2013	567,3	4.052.169	321.829	1.141.975
2	2014	576,1	4.056.196	331.891	1.160.265
3	2015	556,8	4.060.225	310.026	1.121.952
4	2016	541,7	4.064.256	293.439	1.092.067
5	2017	567,5	4.068.289	322.056	1.144.648
6	2018	603,1	4.072.324	363.730	1.217.056
7	2029	607,3	4.116.841	368.813	1.232.212
8	2020	596,2	4.080.400	355.454	1.204.324
9	2021	720,2	4.084.441	518.688	1.455.524
Total	<b>18163</b>	<b>5336,2</b>	<b>36.655.141</b>	<b>3.185.927</b>	<b>10.770.023</b>

Jumlah data = n = 9

Dengan menggunakan metode Least Square Pers 17-21, Peters & Timmerhauss, diperoleh

$$\sum (\bar{x} - x)^2 = \sum x^2 - \frac{(\sum x)^2}{n} = 189$$

$$\sum (\bar{y} - y)^2 = \sum y^2 - \frac{(\sum y)^2}{n} = 22.035,0$$

Pers 17-20, Peters & Timmerhauss

$$\sum (\bar{x} - x)(\bar{y} - y) = \sum xy - \frac{\sum x \sum y}{n} = 978,19$$

$$b = \frac{\sum (\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\sum (\bar{x} - x)^2} = 5,18$$

Rata-rata y =  $\Sigma y / 9 =$  a = 592,91

Rata-rata x =  $\Sigma x / 9 =$  c = 2018,1

$$\begin{aligned} y &= a + b (x-c) \\ &= 592,91111 + 5,18 (x - 2018,1) \\ &= 592,91111 + 5,18 x - 10451 \\ &= -9858,174 + 5,18 x \end{aligned}$$

Dari persamaan di atas diperoleh indeks harga pada tahun 2024 sebesar

$$\begin{aligned} y &= -9858,174 + 5,2 x (2024) \\ &= 623,4076 \end{aligned}$$

Kurs Dollar pada tahun 2024

(US \$) 1 = Rp 15.526,5 <http://www.kursdollar.net>



**Contoh perhitungan harga peralatan**

1. Heater

Jenis : Shell and Tube exchanger

Indeks harga tahun 2021 = 720,2 (US \$)

Indeks harga tahun 2024 = 623,41 (US \$)

Harga alat pada tahun 2021 = 18100 (US \$) <http://matche.com/equipcost>

Harga alat pada tahun 2024 =  $\frac{623,41}{720,2} \times 18100 = 15667,42$  (US \$)

Tabel D.2 Hasil Perhitungan Harga Peralatan Proses

No.	Nama Alat	Harga per unit ( US \$ )		Jumlah Unit	Harga Total ( US \$ )
		2021	2024		
1	Tangki penyimpanan CPO	88500	76605,9033	8	612847,2264
2	Reciprocating pump-1	35100	30382,6803	8	243061,4423
3	Heater-1	260200	225230,0117	1	225230,0117
4	Heater-2	351900	304605,8460	1	304605,8460
5	Reaktor-1	1733700	1500696,6617	1	1500696,6617
6	Cooler-1	26100	22592,2494	1	22592,2494
7	Cooler-2	28000	24236,8960	1	24236,8960
8	Flash Tank-1	498900	431849,5498	2	863699,0996
9	Centrifugal pump-1	4900	4241,4568	1	4241,4568
10	Cooler-3	26900	23284,7322	1	23284,7322
11	Cooler-4	24200	20947,6029	1	20947,6029
12	Tangki Asam Lemak	84300	72970,3689	9	656733,3202
13	Flash Tank-2	495200	428646,8171	1	428646,8171
14	Centrifugal pump-2	4500	3895,2154	1	3895,2154
15	Cooler-5	28400	24583,1373	1	24583,1373
16	Condensor-1	43000	37220,9474	1	37220,9474
17	Condensor-2	39400	34104,7750	1	34104,7750
18	Reaktor-2	446900	386838,1716	1	386838,1716
19	Storage NaOH	5000	4328,0171	1	4328,0171
20	Belt conveyor-1	1800	1558,0862	1	1558,0862
21	Bucket elevator-1	3900	3375,8534	1	3375,8534
22	Hopper	800	692,4827	1	692,4827
23	Tangki Pelarut NaOH	104300	90282,4375	1	90282,4375
24	Centrifugal pump-3	4500	3895,2154	1	3895,2154
25	Heater-3	17100	14801,8186	1	14801,8186
26	Centrifugal pump-4	4500	3895,2154	1	3895,2154
27	Filter Press-1	111700	96687,9028	2	193375,8056
28	Tangki sementara-1	19600	16965,8272	1	16965,8272
29	Storage sabun	4350	3765,3749	1	3765,3749
30	Centrifugal pump-5	4500	3895,2154	1	3895,2154
31	Tangki bleaching	455300	394109,2404	1	394109,2404
32	Storage Karbon Aktif	5000	4328,0171	1	4328,0171
33	Belt conveyor-2	1800	1558,0862	1	1558,0862
34	Bucket elevator-2	3900	3375,8534	1	3375,8534
35	Centrifugal pump-6	4500	3895,2154	1	3895,2154
36	Filter Press-2	111700	96687,9028	2	193375,8056
37	Tangki sementara-2	19600	16965,8272	1	16965,8272
38	Centrifugal pump-7	4500	3895,2154	1	3895,2154
39	Reciprocating pump-3	22800	19735,7581	1	19735,7581
40	Condensor-3	30500	26400,9045	1	26400,9045



41	Hot well-1	1000	865,6034	1	865,6034
42	Falling Film Evaporator	495700	429079,6188	2	858159,2377
43	Reciprocating pump-4	22400	19389,5168	2	38779,0335
44	Barometric condensor-1	50000	43280,1714	1	43280,1714
45	Steam ejector-1	50000	43280,1714	1	43280,1714
46	Hot well-2	1000	865,6034	1	865,6034
47	Heater-4	17100	14801,8186	1	14801,8186
48	Deodorizer	17100	14801,8186	1	14801,8186
49	Barometric condensor-2	50000	43280,1714	1	43280,1714
50	Steam ejector-2	50000	43280,1714	1	43280,1714
51	Hot well-3	1000	865,6034	1	865,6034
52	Reciprocating pump-5	22400	19389,5168	2	38779,0335
53	Cooler-6	4500	3895,2154	1	3895,2154
54	Storage Gliserol	92800	80327,9980	2	160655,9961
Jumlah				83	7731526,5312

Total harga peralatan proses pada tahun 2024 = US \$ 7.731.527  
= Rp 120.043.546.686

Tabel D.3 Hasil Perhitungan Harga Peralatan Utilitas

No.	Nama Alat	Harga per unit ( US \$ )		Jumlah Unit	Harga Total ( US \$ )
		2021	2024		
1	Boiler	515600	446305,127	2	892610,25
2	Cooling tower	313700	271539,795	1	271539,795
3	Pompa air sungai	8600	7444,1895	1	7444,1895
4	Bak penampung air sungai	9500	8223,2326	1	8223,2326
5	Pompa koagulator	7000	6059,2240	1	6059,2240
6	Koagulator	4500	3895,2154	1	3895,2154
7	Flokulator	6500	5626,4223	1	5626,4223
8	Pompa clarifier	7000	6059,2240	1	6059,2240
9	Clarifier	20300	17571,7496	1	17571,7496
10	Pompa bak air bersih	7000	6059,2240	1	6059,2240
11	Bak penampung air bersih-1	1500	1298,4051	1	1298,4051
12	Pompa bak flok	4200	3635,5344	1	3635,5344
13	Bak penampung flok	1500	1298,4051	1	1298,4051
14	Pompa sand filter	7000	6059,2240	1	6059,2240
15	Sand filter	8500	7357,6291	2	14715,2583
16	Bak penampung air bersih-2	1500	1298,4051	1	1298,4051
17	Pompa air kation exchanger	4900	4241,4568	1	4241,4568
18	Kation exchanger	12500	10820,0428	1	10820,0428
19	Pompa air anion exchanger	4900	4241,4568	1	4241,4568
20	Anion exchanger	12000	10387,2411	1	10387,2411
21	Pompa air umpan boiler	4900	4241,4568	2	8482,9136
22	Bak penampung air umpan boiler	2500	2164,0086	1	2164,0086
23	Pompa bak air sanitasi	4200	3635,5344	1	3635,5344
24	Bak penampung air sanitasi	1800	1558,0862	1	1558,0862
25	Pompa air pendingin	4900	4241,4568	1	4241,4568
26	Pompa cooling tower	4900	4241,4568	1	4241,4568
27	Bak penampung air pendingin	2500	2164,0086	1	2164,0086
28	Generator set	30000	25968,1028	2	51936,2056
29	Tangki penyimpan bahan bakar	88000	76173,1016	3	228519,305
Jumlah				35	1590026,94

Harga total peralatan utilitas pada tahun 2024 = US \$ 1590026,94





$$= \text{Rp } 24.687.553.212$$

$$\begin{aligned} \text{Harga total peralatan} &= \text{Harga peralatan proses} + \text{Harga peralatan utilitas} \\ &= \text{Rp } 120.043.546.686 + \text{Rp } 24.687.553.212 \\ &= \text{Rp } 144.731.099.898 \end{aligned}$$

## 2. Harga Bahan Baku

Tabel D.4 Biaya Bahan Baku

No	Bahan baku	kebutuhan (kg/jam)	Harga (Rp/kg)	Harga (Rp/th)
1	CPO	65442,5584	7086	3.672.709.672.989
2	Air	31288,0872	330	81.774.544.628
3	NaOH	265,9984	20000	42.134.142.480
4	Karbon aktif	348,9502	12000	33.164.229.221
Total harga bahan baku per tahun				3.829.782.589.319

## 3. Harga Penjualan Produk

Tabel D.5 Hasil Penjualan Produk

Produk	Kapasitas produksi (kg/th)	Harga (Rp/kg)	Harga (Rp/th)
Gliserol	50000000	55000	2.750.000.000.000
Asam Lemak	431884466,2809	6700	2.893.625.924.082
Sabun	15358081,4821	1500	23.037.122.223
Total penjualan produk per tahun			5.666.663.046.305

## 4. Biaya Pengemasan produk

### a. Gliserol

$$\begin{aligned} \text{Densitas gliserol} &= 1,261 \text{ kg/Liter} \\ \text{Produk yang dihasilkan} &= 50.000.000 \text{ kg/tahun} = 39.651.071 \text{ L/tahun} \\ \text{Produk dikemas dalam drum 200 liter} & \\ \text{Kebutuhan drum} &= 793.021,41 \text{ drum/tahun} \\ \text{Harga 1 drum} &= \text{Rp } 50.000 \text{ per drum (bukalapak.com)} \\ \text{Biaya pengemasan per tahun} &= \text{Rp } 39.651.070.579 \end{aligned}$$

### b. Asam lemak

$$\begin{aligned} \text{Densitas asam lemak} &= 0,864 \text{ kg/Liter} \\ \text{Produk yang dihasilkan} &= 431.884.466 \text{ kg/tahun} = 499.866.280 \text{ L/tahun} \\ \text{Produk dikemas dalam drum 200 liter} & \\ \text{Kebutuhan drum} &= 2.499.331,40 \text{ drum/tahun} \\ \text{Harga 1 drum} &= \text{Rp } 50.000 \text{ per drum (bukalapak.com)} \\ \text{Biaya pengemasan per tahun} &= \text{Rp } 124.966.570.104 \end{aligned}$$

### c. Sabun

$$\begin{aligned} \text{Produk yang dihasilkan} &= 15.358.081 \text{ kg/thun} \\ \text{Produk dikemas dalam bag 50 kg} & \\ \text{Kebutuhan bag} &= 307.161,63 \text{ bag/tahun} \\ \text{Harga 1 bag} &= \text{Rp } 1.500 \text{ per bag (bukalapak.com)} \\ \text{Biaya pengemasan per tahun} &= \text{Rp } 460.742.444 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total biaya pengemasan per tahun} &= \text{Rp } 165.078.383.128 \\ \text{Biaya pendukung (10% pengemasan)} &= \text{Rp } 16.507.838.313 + \\ \text{Total biaya pengemasan per tahun} &= \text{Rp } 181.586.221.441 \end{aligned}$$



## 5. Gaji Karyawan

Tabel D.6 Gaji pokok karyawan

Jabatan	Jumlah (orang)	Gaji/orang (Rp)	Gaji/bln (Rp)	Gaji/tahun (Rp)
Direktur utama	1	60.000.000	60.000.000	780.000.000
Sekretaris Direktur	1	25.000.000	25.000.000	325.000.000
General Manager	1	30.000.000	30.000.000	390.000.000
Asisten General Manager	1	15.000.000	15.000.000	195.000.000
Manager Produksi	1	30.000.000	30.000.000	390.000.000
Manager Administrasi/Keuangan	1	30.000.000	30.000.000	390.000.000
Kabag Produksi	1	15.000.000	15.000.000	195.000.000
Kabag QC/QA	1	15.000.000	15.000.000	195.000.000
Kabag Keuangan	1	15.000.000	15.000.000	195.000.000
Kabag Umum	1	15.000.000	15.000.000	195.000.000
Kabag Pemasaran	1	15.000.000	15.000.000	195.000.000
Karyawan Proses	40	7.000.000	280.000.000	3.640.000.000
Karyawan Harian	6	7.000.000	42.000.000	546.000.000
Karyawan Laboratorium	3	7.000.000	21.000.000	273.000.000
Karyawan Utilitas	6	7.000.000	42.000.000	546.000.000
Karyawan Pemeliharaan	4	7.000.000	28.000.000	364.000.000
Karyawan Pembelian	4	7.000.000	28.000.000	364.000.000
Karyawan Administrasi	4	7.000.000	28.000.000	364.000.000
Karyawan Pemasaran	4	7.000.000	28.000.000	364.000.000
Karyawan Personalia	3	7.000.000	21.000.000	273.000.000
Karyawan Keamanan	6	3.500.000	21.000.000	273.000.000
Karyawan Gudang	6	3.500.000	21.000.000	273.000.000
Karyawan Bag.Pembersih	6	3.000.000	18.000.000	234.000.000
Dokter	1	15.000.000	15.000.000	195.000.000
Perawat	3	7.000.000	21.000.000	273.000.000
Satpam	12	4.000.000	48.000.000	624.000.000
Sopir & Pesuruh	6	4.000.000	24.000.000	312.000.000
Jumlah	121		951.000.000	12.363.000.000

Total gaji per bulan = Rp 951.000.000

Total gaji per tahun = Rp 12.363.000.000

## 6. Biaya Utilitas

### a. Biaya untuk air

Kebutuhan air setiap hari = 7.711,37 m<sup>3</sup>/hari

Biaya air tiap hari = 7.711,37 m<sup>3</sup>/hari x Rp330 /m<sup>3</sup>

= Rp 2.544.751 /hari

Biaya per tahun = Rp 839.767.940

### b. Biaya penunjang pengolahan air

#### 1. Alum ( tawas )

Kebutuhan = 60768,662 kg/thn

Harga = Rp 6.000 /kg (bukalapak.com)

Biaya per tahun = Rp 364.611.971

#### 2. PAC (Poly Aluminium Chlorida)

Kebutuhan = 85080,8 kg/tahun

Harga = 15000 /kg (bukalapak.com)



Biaya per tahun = Rp 1.276.211.255

### 3. Kaporit

Kebutuhan = 4247,496 kg/thn  
Harga = 30000 /kg (tokopedia.com)  
Biaya per tahun = Rp 127.424.880

### 4. resin kation (Dowex)

Kebutuhan = 238878,37 kg/tahun  
Harga = 50000 /kg (bukalapak.com)  
Biaya per tahun = Rp 11.943.918.676

### 5. resin anion (Dowex)

Kebutuhan = 358,31756 L/tahun  
Harga = 104000 /L (tokopedia.com)  
Biaya per tahun = Rp 37.265.026

### 6. HCl

Kebutuhan = 875,89 kg/tahun  
Harga = 12000 /kg (tokopedia.com)  
Biaya per tahun = Rp10.510.648

### 7. NaOH

Kebutuhan = 50164,458 kg/tahun  
Harga = 15300 /kg (tokopedia.com)  
Biaya per tahun = Rp 767.516.214

### c. Bahan bakar

Kebutuhan = 2902 lt/jam  
Harga = 5150 /litr  
Biaya per tahun = Rp 118.356.146.851

### d. Listrik

Kebutuhan listrik / jam = 1998,66 kWh  
Biaya pemakaian listrik /kWh = Rp 1.467 /kWh <http://listrik.org>  
Biaya listrik per tahun = Rp 23.226.091.431

**Total biaya Utilitas per tahun = Rp 156.949.464.893**

### 7. Luas Tanah dan Bangunan

Luas tanah = 21.481 m<sup>2</sup>  
Harga tanah / m<sup>2</sup> = Rp 3.000.000 (OLX.com)  
Total harga tanah = Rp 64.444.360.350

Luas bangunan pabrik = 9.500 m<sup>2</sup>  
Harga bangunan / m<sup>2</sup> = Rp 2.500.000 (tokopedia.com)  
Total harga bangunan = Rp 23.750.000.000

Luas bangunan gedung = 5.750 m<sup>2</sup>  
Harga bangunan gedung / m<sup>2</sup> = Rp 2.500.000  
Total harga bangunan gedung = Rp 14.375.000.000