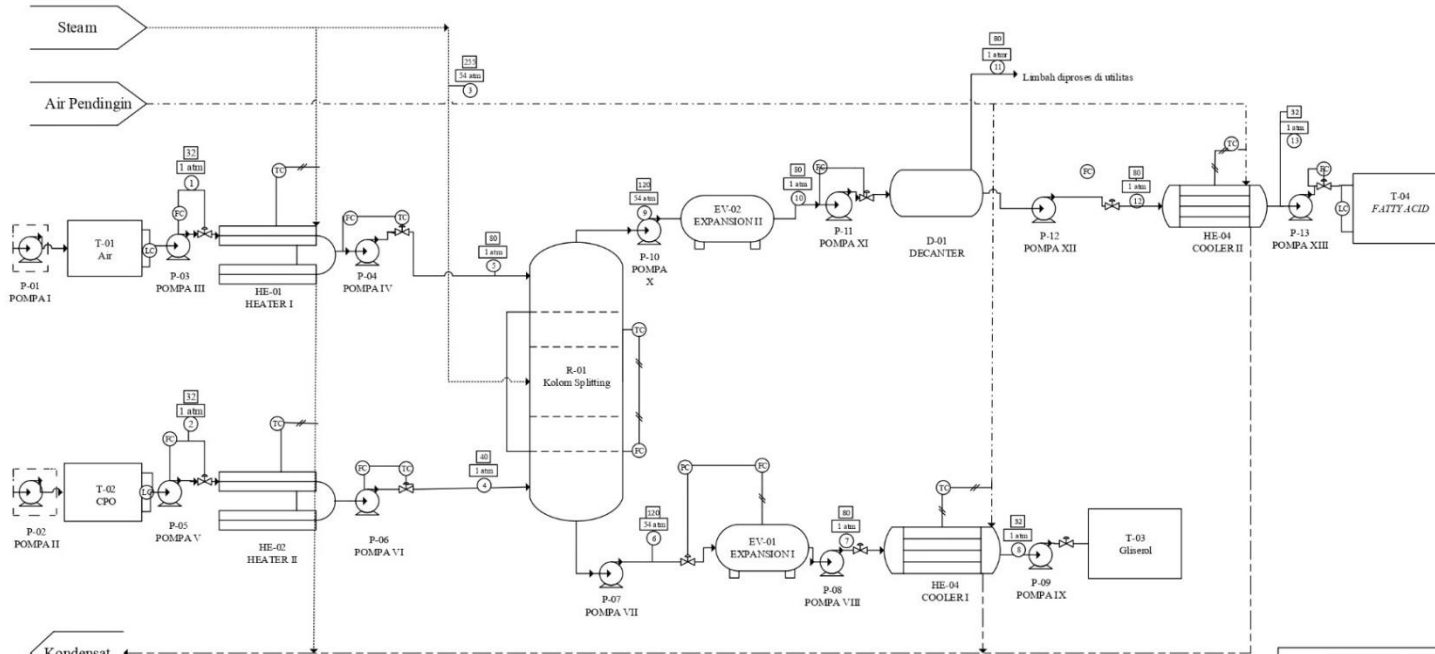


PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK FATTY ACID DARI CRUDE PALM OIL (CPO) PADA PROSES HIDROLISIS
KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN



Neraca Massa Total (kg/jam)

Komponen	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 9	Arus 10	Arus 11	Arus 12
CPO			1.248,9	7,84				
Gliserol				80,68				
C ₁₈					1.658,08	138,89		126,26
C ₁₈ F ₁					13.998,9	352,546		12.373,7
C ₁₈ F ₂					2.582,41	2.222,97		126,26
C ₁₈ F ₃						23,8	23,8	
H ₂ O		465,59	84,93	1.320,28	742,66			
Steam	2.062,94				52,81			
Total	2.062,94	465,59	1.333,82	1.408,8	2.453,55	16.744	2.599,32	12.626,22

PROGRAM STUDI S1 TEKNIK KIMIA
 FAKULTAS TEKNIK
 UNIVERSITAS SETIA BUDI SURABAYA
 DIAGRAM ALIR PROSES PERANCANGAN PABRIK FATTY ACID
 DARI CPO (Crude Palm Oil) KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN
 Oleh:
 Mahasiswa Purna Operasi
 (221010101)
 Purnaningrum S. AMM
 1. Di Dukung, S.T. AMM
 2. Dewi Astuti Herawati, S.T. M.Eng

- Keterangan Simbol**
- : Suhu C
 - : Tekanan, atm
 - : Nomor arus
 - ⊗ : Control Valve
 - ⚡ : Arus Sinyal Pneumatik
 - : Arus proses
 - : Arus steam, Air pendingin, kondensat

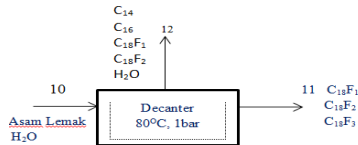
- Keterangan alat**
- T: Tangki penyimpanan
 - R : Reaktor Splitting
 - EV : Expansion Valve
 - D : Decanter
 - P : Pompa
- Keterangan instrumen**
- FC : Flow Controller
 - TC: Temperature Controller
 - PC: Pressure Controller
 - LC: Level Controller

LAMPIRAN A
NERACA MASSA PABRIK FATTY ACID DARI CPO
DENGAN KAPASITAS 100.000 TON PER TAHUN
KAPASITAS FATTY ACID PERTAHUN

Kapasitas /tahun	:	100.000	ton/tahun	
1 tahun operasi	:	330	hari	
1 hari produksi	:	24	jam operasi	
Dasar				
perhitungan	:	1	jam operasi	
Basis CPO	:	1.000	kg/jam	
Satuan	:		kg/jam	
kapasitas produksi dalam 1 jam operasi	:			12.626,3 kg/jam
kemurnian Produk :				
Asam stearat (C18)	=	1%	126,263	kg/jam
Asam oleat (C18F1)	=	98%	12.373,7	kg/jam
Asam linoleat (C18F2)	=	1%	126,263	kg/jam
Kemurnian bahan baku :				
CPO	=	99,80%		
Impuritis	=	0,20%		
Komposisi Asam Lemak (Balley's, 1989)				
Asam miristat (C14)	=	2%		
Asam Palmitat (C16)	=	43%		
Asam Stearat (C18)	=	4%		
Asam oleat (C18F1)	=	42%		
Asam linoleat (C18F2)	=	2%		
Asam linolenat (C18F3)	=	1%		
Berat Molekul masing-masing komponen (kg/kmol)				Densitas masing-masing komponen (Perry, 1986)
Trigliserida Asam lemak	=	885,445	kg/kmol	
Gliserol	=	92,09	kg/kmol	
Asam miristat (C14)	=	228,36	kg/kmol	
Asam palmitat (C16)	=	256,42	kg/kmol	
Asam stearat (C18)	=	284,47	kg/kmol	
Asam oleat (C18F1)	=	282,45	kg/kmol	

Asam linoleat (C18F2)	=	280,44	kg/kmol
Asam linolenat (C18F3)	=	312,52	kg/kmol
H2O	=	18,016	kg/kmol
Basis perhitungan	=	1.000	kg/jam

1. Decanter 1



Pada Decanter diharapkan C18F1 pada produk bawah 2,77% dari umpan C₁₈F₂ pada produk bawah 94,85% dari umpan (Lab PT.Ecogreen Oleo Chemical, 2005)

Neraca Massa Total :

$$N_{10} - N_{12} = N_{11}$$

Neraca massa komponen :

ALUR 13

Jumlah produk fatty acid 1.000 kg/jam memiliki kemurnian produk :

$$C_{18}F_1 = 1\% \times \text{basis} = 126,263 \text{ kg/jam}$$

$$C_{18}F_2 = 98\% \times \text{basis} = 12.373,7 \text{ kg/jam}$$

$$C_{18}F_3 = 1\% \times \text{basis} = 126,263 \text{ kg/jam}$$

ALUR 10

$$\begin{aligned} C_{18}F_1 : N_{10} C_{18}F_1 &= N_{12} C_{18}F_1 + N_{11} C_{18}F_1 \\ N_{10} C_{18}F_1 &= 12.373,765 N_{10} C_{18}F_1 \\ 0,9723 &= 12.373,765 N_{10} C_{18}F_1 \quad \text{kg/jam} \\ N_{10} C_{18}F_1 &= \mathbf{12.726,283 \text{ kg/jam}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_{18}F_2 : N_{12} C_{18}F_2 &= N_{13} C_{18}F_1 + N_{14} C_{18}F_2 \\ N_{10} C_{18}F_2 &= 127,21 N_{10} C_{18}F_2 \\ 0,054 &= 127,21 N_{10} C_{18}F_2 \quad \text{kg/jam} \\ N_{10} C_{18}F_1 &= \mathbf{2.349,24 \text{ kg/jam}} \\ C_{18}F_1 : N_{12} C_{18} &= N_{13} C_{18} \\ N_{10} C_{18} &= \mathbf{126,26 \text{ kg/jam}} \end{aligned}$$

ALUR 12

$$\begin{aligned} C_{18}F_1 : N_{10} C_{18}F_1 &= N_{10} C_{18}F_1 - N_{12} C_{18}F_1 \\ N_{12} C_{18}F_1 &= \mathbf{352.54574 \text{ kg/jam}} \\ C_{18}F_2 : N_{12} C_{18}F_2 &= N_{12} C_{18}F_2 - N_{13} C_{18}F_1 \\ N_{12} C_{18}F_2 &= \mathbf{2.222,97 \text{ kg/jam}} \end{aligned}$$

Asam Oleat	282,45	42%	118,63
Asam Linoleat	280,44	2%	5,61
Asam Linoleat	312,52	1%	3,12
Total			253,57

Dari perbandingan mol trigliserida dengan mol Asam lemak

Mol Trigliserida

Dari perbandingan mol trigliserida dengan mol Asam lemak =

Mol = 3 x mol As.lemak

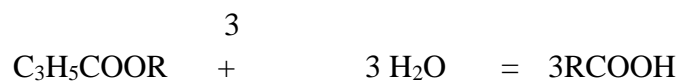
Trigliserida

= 1,31
kmol/jam

maka berat trigliserida pada umpan = 1 :

3

1.163,97 kg/jam : 1



Mula-mula	0,885	2,655	
Reaksi	0,8761	2,62845	2,62845
Sisa	0,00885	0,02655	2,62845

Neraca mol komponen

Trigliserida N CPO = NCPO - r
= 0,00885 kmol/jam
= 7,84 kg/jam

= N in + r

Gliserol : N gliserol = 0,87615 kmol/jam
= 80,68 kg/jam

Air : N H₂O = N in + 3r
= 40% x NCPO
= 465,58 kg/jam

komposisi CPO pada umpan 93.2%,

Air yang keluar dari splitting akan larut bersama gliserol dan di harapkan 2.56% steam

Atas

N CPO = 0,932 x N5 = 1.163,97 kg/jam

N5 = 1.248,89 kg/jam

Maka jumlah air pada alur 4 = 84,93 kg/jam

$$\text{Steam} = N_6 \text{ kondensat} = N \text{ steam}$$

$$\text{Steam} = 2.062,94 \text{ kg/jam}$$

$$N_6 \text{ Steam} = 2,56\% \times N \text{ steam}$$

$$= 52,81 \text{ kg/jam}$$

maka total air yang keluar

$$N \text{ total H}_2\text{O} = N \text{ out} + N \text{ kondensat}$$

$$= 2.062,94 \text{ kg/jam}$$

dimana

$$N_8 \text{ H}_2\text{O} = 36\% \times N_8 \text{ H}_2\text{O}$$

$$742,66 \text{ kg/jam}$$

$$N_7 \text{ H}_2\text{O} = N \text{ kondensat} - N_8 \text{ H}_2\text{O}$$

$$1.320,28 \text{ kg/jam}$$

(massa steam dan
pada splitting)

Neraca massa di sekitar splitting

Komponen	Neraca Masuk (kg/jam)			Massa Keluar (kg/jam)	
	Alur 3	Alur 4	Alur 5	Alur 6	Alur 9
CPO		1.248,9		7,84	
Gliseol				80,68	
C ₁₈					
C ₁₈ F ₁					
C ₁₈ F ₂					1.658,08
C ₁₈ F ₃					
H ₂ O		84,93	465,58	1.320,28	742,66
Steam	2.062,94				52,81
Sub total	2.062,94	1.333,82	465,58	1.408,804	2.453,55
TOTAL		3.862,35		3.862,35	

Neraca Massa Keseluruhannya

Komp onen	Neraca Masuk (kg/jam)				Massa Keluar (kg/jam)			
	Alur 3	Alur 4	Alu r 5	Alur 10	Alur 6	Alur 9	Arus 11	Arus 12
CPO		1.24 8,9			7,84			
Gliseol					80,68			

C ₁₈								
C ₁₈ F ₁				126, 263				126,2 6
C ₁₈ F ₂				12.7 26,3		1.65 8,08	352, 55	12.37 3,74
C ₁₈ F ₃				23,8			2.22 2,97	126,2 6
H ₂ O		84,9 3	465 ,58		1.320, 28	742, 66	23,8	
Steam	2.06 2,94					52,8 1		
Sub total	2.06 2,94	1.33 3,82	465 ,58		1.408, 804	2.45 3,55		
TOTAL		19.087,937			19.087,937			

LAMPIRAN B
NERACA PANAS PABRIK FATTY ACID DARI CPO
DENGAN KAPASITAS 100.000 TON PER TAHUN

Suhu referensi : 25 °C
Satuan : kkal/jam

data data perhitungan :

Data kapasitas panas (Cp)
(Kkal/kg°C)

Cp Asam miristat (C ₁₄)	=	0,58
Cp Asam palmitat (C ₁₆)	=	0,68
Cp Asam Stearat (C ₁₈)	=	0,67
Cp Asam Oleat (C ₁₈ F ₁)	=	0,64
Cp Asam Linoleat (C ₁₈ F ₂)	=	0,65
Cp Asam Linolenat (C ₁₈ F ₃)	=	0,69
Cp H ₂ O	=	1
Cp CPO	=	0,52
Cp Gliserol	=	0,54

Data kapasitas panas (Cp)
(Kkal/kg°C)

Cp Asam Miristat (C ₁₄)	=	132,449
Cp Asam palmitat (C ₁₆)	=	174,366
Cp Asam Stearat (C ₁₈)	=	190,595
Cp Asam Oleat (C ₁₈ F ₁)	=	180,768
Cp Asam Linoleat (C ₁₈ F ₂)	=	193,504
Cp Asam Linolenat (C ₁₈ F ₃)	=	203,138
Cp H ₂ O	=	18,016
Cp H ₂ O	=	460,431
Cp Gliserol	=	49,729

Data panas pembentukan (ΔHf)
(Kkal/kmol)

ΔH_f Asam Miristat (C_{14})	=	-159,23
ΔH_f Asam Palmitat (C_{16})	=	-169,13
ΔH_f Asam Stearat (C_{18})	=	-179,09
ΔH_f Asam Oleat ($C_{18}F_1$)	=	-151,57
ΔH_f Asam Linoleat ($C_{18}F_2$)	=	-123,83
ΔH_f Asam Linolenat ($C_{18}F_3$)	=	-184,05
ΔH_f H_2O	=	-68,32
ΔH_f CPO	=	-121,18
ΔH_f Gliserol	=	-139,8

Data panas laten steam (λ)

100) = 424 kkal/kmol

Data kapasitas panas steam = 8,2 kkal/kmol

Data berat molekul H_2O = 18,016 kkal/kmol

NERACA PANAS SEKITAR

TANGKI CPO (T-02)

Panas Masuk = Panas Keluar

Q masuk = Q keluar

Q = $m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt$

Maka panas keluar Q = 2.363,92

Komponen	M	Cp	$\int_{T_1}^{T_2} C_p dt$	Q
	kg/jam	(kkal/kg°C)		(Kkal/jam)
CPO	1.248,89	0,52	3,64	2.363,92

NERACA PANAS SEKITAR TANGKI AIR

PROSES (T-01)

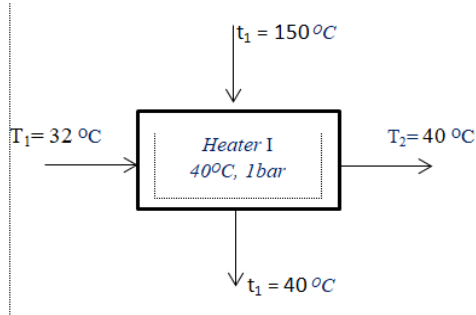
Panas Masuk = Panas Keluar

Q masuk = Q keluar

Q = $m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt$

Komponen	m	Cp	$\int_{T_1}^{T_2} C_p dt$	Q
	kg/jam	(kkal/kg°C)		(Kkal/jam)
H ₂ O	465,5894608	1	7	3259,12623

NERACA PANAS SEKITAR HEATER (HE-01)



$$\begin{aligned}
 \text{Panas Masuk} &= \text{Panas Keluar} \\
 Q_1 + Q_2 &= Q_3 + Q_4 \\
 Q \text{ masuk} &= Q \text{ keluar} \\
 Q &= m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt
 \end{aligned}$$

Komponen	M	Cp	$\int_{T_1}^{T_2} C_p dt$	Q
	kg/jam	(kkal/kg°C)		(KJ)
Air	465,5894608	1	8	372

$$\begin{aligned}
 \text{panas steam} &= \text{panas keluar} - \text{panas masuk} \\
 &= 465,5894608 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

steam yang digunakan saturated steam pada kondisi:

P masuk	1	bar
T masuk	150	423
T keluar	40	313
M steam	Q	

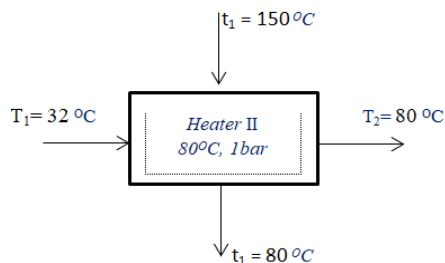
$$\begin{aligned}
 &= \frac{Q}{C_p \text{ steam } dt + \lambda \text{ steam}} \\
 &= \text{panas keluar} - \text{panas masuk}
 \end{aligned}$$

55,3953

8,404854939 kg/jam

Komponen	M	Cp	$\int_{T_1}^{T_2} \frac{1}{C_p} dt$	Q
	kg/jam	(kkal/kg°C)		(KJ)
Air	465,5894608	1	8	372
panas steam	=	panas keluar - panas masuk		
	=	465,5894608	kkal/jam	
steam yang digunakan saturated steam pada kondisi:				
P masuk		1 bar		
T masuk		150	423	
T keluar		40	313	
M steam		<u>Q</u>		
		Cp steam dt + lamda steam		
		panas keluar - panas masuk		
		<u>55,3953</u>		
		8,404854939	kg/jam	

NERACA PANAS SEKITAR HE-02



Panas Masuk = Panas Keluar

$$Q_5 + Q_6 = Q_7 + Q_8$$

$$Q \text{ masuk} = Q \text{ keluar}$$

$$Q = m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt$$

$$\text{Panas steam} = \text{panas keluar} - \text{panas masuk}$$

$$Q \text{ steam} = 28808,59767 \text{ kkal/jam}$$

steam yang digunakan saturated steam pada kondisi:

$$P \text{ masuk} = 1 \text{ bar}$$

$$T \text{ masuk} = 150 \quad 423$$

$$T \text{ keluar} = 80 \quad 353$$

$$M \text{ steam} = Q$$

$$\frac{C_p \text{ steam } dt + \lambda \text{ steam}}$$

$$28808,598$$

$$55,3953$$

$$520,05491 \text{ kg/jam}$$

Komponen	M kg/jam	Cp (kkal/kg°C)		Q (Kkal/jam)
CPO	1248,8988	0,52	24,96	31172,5133

hasil perhitungan neraca panas pada heater II

komponen	Panas masuk (kkal/jam)	panas keluar (kkal/jam)
CPO	2363,915588	31172,51325
Steam	28808,59767	
Total	31172,51325	31172,51325

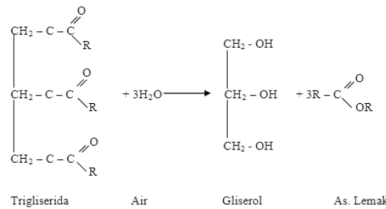
NERACA PANAS SEKITAR SPLITTING (R-01)

Panas Masuk

Q5+Q6+Q9

Q masuk

Q



Laju pembentukan pada

255 oC, 54 bar = 0.472 kmol/jam

panas reaksi

$$\Sigma [Hf \text{ produk} - \Sigma Hf \text{ reaktan}]$$

pembentukan pada suhu

25 oC (ΔH_r 25 oC)

$$\Sigma [Hf \text{ produk}]$$

HR 25oC =

Hasil perhitungan panas reaksi pembentukan pada suhu

25 oC

komponen produk	t produk	ΔH_f	
Gliserol	1	-139,8	-139,8
C14	1	-159,23	-159,23
C16	1	-169,13	-169,13
C18	1	-179,03	-179,03
C18F1	1	-151,57	-151,57
C18F2	1	-123,83	-123,83
C18f3	1	-184,05	-184,05
Total		$\Sigma [Hf \text{ produk}]$	-1106,64

komponen produk	t produk	ΔH_f	
Trigliserida	-1	-121,18	-121,18

H ₂ O	-3	-68,32	-204,96
Total			-326,14

maka :

$$\Delta H_r 25 \text{ oC} = -780,5 \text{ kkal/mol}$$

panas reaksi pembentukan pada suhu 255 oC ($\Delta H_r 25$
oC)

$H_r 255 \text{ oC} = r (\Delta H_r 25 \text{ oC}) + \text{Panas Produk} + \text{Panas}$
Reaktan

Panas produk yang akan dibawa keluar pada suhu 255
oC

Hasil perhitungan panas produk pembentukan pada suhu
255 oC

Komponen	n (Kmol/jam)	C _p (Kkal/Kmol oC)	$\int_{25}^{255} C_p dt$	Q (Kkal/jam)
Trigliserida	0,008	460,431	105899,13	847,193
Gliserol	0,875	49,729	11437,67	10007,961
C14	0,041	132,449	30463,27	1248,994
C16	0,803	174,366	40104,18	32203,656
C18	0,067	190,595	43836,85	2937,068
C18F1	0,743	180,768	41576,64	30891,443
C18F2	0,144	193,504	44505,92	6408,852
C18F3	0,015	203,138	46721,74	700,82
H ₂ O	17,413	18,016	4143,68	72153,899
TOTAL				157399,89

panas reaktan yang

bereaksi pada suhu 255

oC

hasil perhitungan panas reaktan pembentukan pada suhu
255 oC

Komponen	n (Kmol/jam)	C _p (Kkal/Kmol oC)	$\int_{25}^{255} C_p dt$	Q (Kkal/jam)
Trigliserida	0,949	460,431	105899,13	100498,27
H ₂ O	3,174	18,016	4143,68	13152,040

TOTAL				113650,31
--------------	--	--	--	------------------

$$\text{Hr } 255 \text{ oC} = (0.949 \times (-780.5) + (157,399.893) + (113,650.3140))$$

$$\text{Hr } 255 \text{ oC} = 270309,516 \text{ Kkal/jam}$$

Maka panas yang di butuhkan pada alur 6 (steam yang di butuhkan)

$$Q_6 (\text{steam}) = (Q_7 + Q_8 + \text{Hr } 255 \text{ oC}) - (Q_4 + Q_5)$$

$$= 241035,3289 \text{ Kkal/jam}$$

Digunakan saturated steam pada kondisi

$$T \text{ masuk} = 260 \text{ oC} \quad 5$$

$$T \text{ keluar} = 255 \text{ oC} \quad 5$$

$$m \text{ steam} = \frac{dQ / dt}{C_p \text{ steam } dt + \lambda \text{ steam}}$$

$$= \frac{241035,3289}{2105}$$

$$= 114,5060945 \text{ Kmol/jam} \quad \times$$

$$2062,941798 \text{ kg/jam}$$

Perhitungan neraca panas reaktan splitting

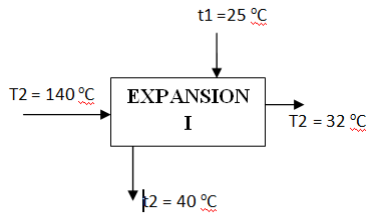
komponen	Panas masuk (Kkal/jam)	Panas Keluar (Kkal/jam)
Trigliserida	31172,51325	101
Gliserol	0	100
C14	0	12
C16	0	322
C18	0	29
C18F1	0	308
C18F2	0	64
C18F3	0	138
H ₂ O	3724,715686	853
Δ Hr 255 oC		
Steam	248524,5219	
TOTAL	283421,7508	283

NERACA PANAS SEKITAR

EXPANSION VALVE I

Fungsi : Mengkonversi tekanan keluar dari 54 bar menjadi 1 bar

Tujuan : Menghitung beban panas di dalam expansion valve
 P in : 54 bar
 P out : 1 bar



komponen	m (kg/jam)	Cp (Kkal/Kmol oC)		Q9 (Kkal/jam)
C14	9,36276	0,58	78,3	733,104
C16	205,90526	0,68	91,8	18902,103
C18	19,05949	0,67	90,45	1723,931
C18F1	209,86035	0,64	86,4	18131,934
C18F2	40,38336	0,65	87,75	3543,639
C18F3	4,6878	0,69	93,15	436,639
H2O	742,6590473	1	135	100258,9
TOTAL				143730,3

Hasil
 perhitungan
 neraca panas
 pada
 Expansion
 Valve II

Komponen	Panas Masuk (Kkal/jam)	Panas Keluar (Kkal/jam)
C14	733,104108	733,104108
C16	18902,10287	18902,10287
C18	1723,930871	1723,930871
C18F1	18131,93424	18131,93424
C18F2	3543,63984	3543,63984

C18F3	436,66857	436,66857
H2O	100258,9714	100258,9714
TOTAL	143730,3519	143730,3519

NERACA PANAS SEKITAR COOLER I

Panas masuk = panas keluar + pendingin

Q masuk = Q keluar + Q pendingin

$$m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt \quad Q =$$

komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/Kmol oC)	$m \int_{25}^{120} C_p dt$	Q6 (Kkal/jam)
CPO	7,83618825	0,52	70,2	550,1004152
Gliserol	80,6846535	0,54	72,9	5881,91124
H2O	8,083	1	135	1091,205
TOTAL				7523,216655

panas yang masuk pada Cooler (Q

6) = 7523,216655 kkal/jam

komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/Kmol oC)	$m \int_{25}^{120} C_p dt$	Q 7 (Kkal/jam)
CPO	7,83618825	0,52	35,36	277,0876165
Gliserol	80,6846535	0,54	36,72	2962,740477
H2O	8,083	1	68	549,644
TOTAL				3789,472093

Pmasuk = 1 bar = 1 atm

Tmasuk = 25 oC = 298 K

T keluar = 40 oC = 313 K

m = $\frac{dQ/dt}{C_P H_2O dt}$
 = $\frac{3733,744562}{1} = 248,916304 \text{ kg/jam}$

$$1 \text{ kkal/KmolK} \times (40-25) \text{ oC}$$

Hasil perhitungan neraca panas pada cooler I

komponen	panas masuk (kkal/jam)	panas keluar (Kkal/jam)
CPO	550,1004152	277,0876165
Gliserol	5881,91124	2962,740477
H ₂ O	1091,205	549,644
Pendingin	-	-3733,744562
TOTAL	7523,216655	7523,216655

NERACA PANAS SEKITAR COOLER II

Panas masuk = panas keluar + pendingin

Q masuk = Q keluar + Q pendingin

$$Q = m \int_{T_1}^{T_2} C_p dt$$

panas yang masuk pada Cooler (Q₉) = **23.339,5 kkal/jam**

Hasil perhitungan neraca panas yang keluar dari decanter

komponen	m (kg/jam)	C _p (kkal/Kmol oC)		Q ₇ (Kkal/jam)
C18	126,2626263	0,67	45,56	5752,525253
C18F1	12373,73737	0,64	43,52	538505,0505
C18F2	126,2626263	0,65	44,2	5580,808081
TOTAL				549838,3838

$$\begin{aligned}
 \text{Beban} & \quad \text{panas keluar} - \text{panas} \\
 \text{pendingin} & \quad = \text{masuk} \\
 & \quad 604822.2222 - \\
 & \quad = 143730.3519 \\
 & \quad = 526438,8789
 \end{aligned}$$

pendingin yang digunakan adalah air pada kondisi

$$\begin{aligned}
 P_{\text{masuk}} & \quad = \quad \quad \quad 1 \text{ bar} \quad = \quad \quad \quad 1 \text{ atm} \\
 T_{\text{masuk}} & \quad = \quad \quad \quad 25 \text{ oC} \quad = \quad \quad \quad 298 \text{ K} \\
 T_{\text{keluar}} & \quad = \quad \quad \quad 40 \text{ oC} \quad = \quad \quad \quad 313 \text{ K} \\
 m & \quad = \quad \frac{dQ/dt}{CP_{H_2O} dt}
 \end{aligned}$$

$$= \frac{526438,8789}{1 \text{ kkal/KmolK} \times (40-25)} = 35095,925 \text{ kg/jam}$$

oC

Hasil perhitungan neraca panas pada Cooler II

Komponen	panas masuk (kkal/jam)	panas keluar (kkal/jam)
C18	1723,930871	5752,525253
C18F1	18131,93424	538505,0505
C18F2	3543,63984	5580,808081
Pendingin	526438,8789	-
TOTAL	549838,3838	549838,3838

LAMPIRAN C

SPEKIFIKASI ALAT

PERHITUNGAN PERALATAN PROSES

1. Tangki CPO (T-02)

Fungsi :	Tempat penyimpanan CPO direncanakan untuk kebutuhan 28		
Bentuk :	silinder tegak dalam ellipsodal		
Bahan :	Carbon Steel SA-300		
kebutuhan CPO	=	842.435 kg/jam x 24 jam	
	=	20218,44	kg/hari
kebutuhan untuk 28			
hari	=	20218,44	x
	=	283058,16	kg
volume CPO	=	566116,32	kg
		<hr/>	
		609,353	kg/m ³
volume			
CPO	=	929,0449378	m ³
CPO	=	929,044	kg/m ³
faktor keamanan	=	15%	

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 1.15 \times \text{volume tangki} \\ &= 1068,401679 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tangki dirancang berbentuk silinder tegak dengan tutup bawah datar dan tutup atas *elliptical* antara tinggi terhadap diameter tangki 5:4, sedangkan antara tinggi alipsoidal terhadap diameter tangki 1 :6 bahan (CPO) hanya mengisi pada bagian silinder tegak.

$$\begin{aligned} \text{Diameter tangki} &= \sqrt[3]{\frac{V_t}{0.7854 \times (H_s + H_h)}} \\ &= \sqrt[3]{\frac{3418,885371}{3,14}} \\ &= \sqrt[3]{1088,816997} \\ &= 32,99722711 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi silinder, } H_s &= \frac{5}{4} \times D_{xt} \\ &= 41,24653389 \text{ m} \\ \text{Tinggi head, } H_h &= \frac{5}{4} \times D_{xt} \\ &= 41,24653389 \text{ m} \\ \text{Total tinggi tangki, } T &= H_s + H_h \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Desain } P_d &= \frac{0.000147 \times (H_s - 1)}{144} \\ &= \frac{0.000147 \times (12.85875 - 1)}{144} \\ &= \frac{37390,80083 \text{ kg/m}^3 \times 2.204 \text{ lb/kg} \times 1 \text{ m}^2/10.764 \text{ ft}^2 \times 1 \text{ ft}^2/144 \text{ m}^2}{144} \\ &= 53,16675766 \text{ lb/m}^2 \\ &= 53,16675766 \text{ psi} \end{aligned}$$

bahan konstruksi tangki plate baja tahan karat, Carbon steel maksimum *allowable stress*

$$S = 13800 \text{ psi}$$

effisiensi sambngan,

$$E = 0,85$$

$$\begin{aligned} \text{faktor korosi, } C &= 0.006 \text{ in/tahun} \\ \text{direnanakan umur} & \\ \text{alat, } n &= 10 \text{ tahun} \\ \text{tekanan total desain, } P & \\ &= P_d + 14.7 \end{aligned}$$

tekanan total desain, P

$$= P_d + 14.7$$

tekanan total desain, P

$$= P_d + 14.7$$

$$= 67,86675766 \text{ psi}$$

tebal plat minimum,

$$T_p = \frac{P \times D}{2 \times S \times E - 0.6 P} + c \times n$$

$$= \frac{23881,56956}{23419,27995} + 0,06$$

$$= 1,079739702 \text{ in}$$

maka tebal plate yang dipakai 1 in

2. Tangki penyimpanan H₂O

Fungsi : Tempat penyimpanan H₂O direncanakan untuk ke-
Bentuk : silinder tegak dalam ellipsoidal
Bahan : Carbon Steel SA-300

kebutuhan H₂O = 465.5895 kg/jam x 24 jam
= 11174,15 kg/hari

kebutuhan untuk 28 hari = 11174,15 x 28
= 156438,1 kg

volume H₂O = $\frac{156438,1 \text{ kg}}{1000} \text{ kg/m}^3$

volume
CPO = 156,4381 m³
CPO = 929,044 kg/m³ (pe-
faktor keamanan = 15%
Volume tangki = 1.15 x volume tangki
= 179,9038 m³

Tangki dirancang berbentuk silinder tegak dengan tutup bawah datar dan tutup atas ellipsoidal. Perbandingan antara tinggi terhadap diameter tangki 5:4, sedangkan antara tinggi alipsoidal terhadap diameter tangki 1:6 bahan (H₂O) hanya mengisi pada bagian silinder tegak.

$$\text{Diameter tangki} = \frac{[V \pi \times (16/5)]^{1/3}}{3,14}$$

$$= \frac{575,6921^{1/3}}{3,14}$$

	=	183,3414	^{1/3}
	=	61,11381	m
Tinggi silinder, Hs	=	5/4 x Dxt	
	=	76,39226	m
Tinggi head, Hh	=	5/4 x Dxt	
	=	76,39226	m
Total tinggi tangki, T	=	Hs+Hh	
		152,7845	
Tekanan Desain Pd	=	x (Hs-1)	
	=	929.044 kg/m ³ (12.85875 - 1)	
=	70042,72496	kg/m ³ x 2.204 lb/kg x 1m ² /10.764 ft ² x 1 ft ² /144m ²	
	=	99,59521	lb/m ²
	=	99,59521	psi
bahan konstruksi tangki plate baja tahan karat, Carbon steel maksimum <i>allowable stress</i>			
S	=	13800	psi
effisiensi sambangan, E	=	0,85	
faktor korosi, C	=	0.006 in/tahun	(Brownell & Yo
direncanakan umur alat, n	=	10	tahun
tekanan total desain, P	=	Pd + 14.7	psi
	=	114,2952079	psi
tebal plat minimum, Tp:			
Tp	=	$\frac{P \times D}{2 \times S \times E - 0.6 P}$	+ c x n
	=	40219,23328	
	=	23391,42288	+ 0,06
	=	1,779400889	in

maka tebal plate yang dipakai 1/2 in

3. Pompa CPO

fungsi : memompakan CPO dari tangki CPO ke heater 01 CPO untuk dinaikkan suhunya masuk ke dalam reaktor

laju alir massa	=	842,5	kg/jam
Densitasn CPO, <i>p</i>	=	929,044	kg/m ³
Viscositas CPO, <i>u</i>	=	20	Cp
	=	0,2	pase
	=	0,0134	lb/ft.s
Laju alir volumetric Q	=	Q/ <i>p</i>	

$$\begin{aligned}
 &= \frac{842,5 \text{ kg/jam}}{929,044 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 0,906846 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 35,31 \frac{\text{ft}^3}{\text{m}^3} \\
 &= 0,008895 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}} \\
 \text{diameter optimum, } D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (p)^{0,13} \\
 &= 3,9 * (0,008)^{0,45} * (58)^{0,13} \\
 &= 0,752837 \text{ in} \\
 \text{dipilih pipa dengan diameter } 1/2 \text{ in, schedule 40 dengan data} \\
 - \text{ Diameter luar, OD} &= 0,84 \text{ in} \\
 - \text{ Diameter dalam, iD} &= 0,622 \text{ in} = 0,05 \\
 - \text{ Luas permukaan, A} &= 0,00021 \text{ ft}^2 \\
 \text{kecepatan laju alir, } V &= Q/A \\
 &= \frac{0,008 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,002 \text{ ft}^2} \\
 &= 4 \text{ ft/s} \\
 \text{bilangan reynold, } N_{re} &= \frac{58 \text{ lb/ft}^3 * 0,052 \text{ ft} * 3,809 \text{ ft/s}}{0,0134 \text{ lb/ft.s}}
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold N_{re} , $N_{re} < 2100$ aliran laminar

Dari Appendix C.1 Alan Foust, 1951 untuk pipa komersial dengan diameter 0.84 in diperoleh $f = 0.43$

Dimana system perpipaan sebagai berikut:

- Direncanakan ketinggian pemompaaan $L_1 = 15 \text{ ft}$
- Panjang pipa ekuivalen, L_e
 pipa lurus = 120 ft
- 1 buah gate fully open ($L/D = 13$, Appendix C-2a, Foust, 1980)
 $L_2 = 1 \times 13 \times 0,052 \text{ ft} = 0,676 \text{ ft}$
- 2 buah standart elbow 90 o ($L/D = 30$, Appendix C-2a, Foust, 1980)
 $L_3 = 1 \times 30 \times 0,052 = 1,56 \text{ ft}$
- 1 buah inward protecting pipe intrance ($k = 0,5$, $L/D = 50$ Foust, 1980)
 $L_4 = 50 \times 0,5 \times 0,052 = 1,3 \text{ ft}$
- 1 buah protecting pipe exit ($k = 1$, $L/D = 45$ Appendix C-2c dan C-2d, Foust, 1980)
 $L_5 = 45 \times 1 \times 0,052 = 2,34 \text{ ft}$

$$\text{panjang pipa total (sigma } L) = (120+15+0,676+1,56+1,3+2,34) \text{ ft} =$$

faktor gesekan,

$$\text{sigma } F = \frac{fv^2}{140.876} = \frac{(0,143)(3,809)^2}{140.876} = 322,3$$

$$\begin{aligned}
 & 2g_e D & 2(32.174)(0.052) & & 3,346 \\
 \text{Tinggi pemompaan} & \text{delta } z & = & & 15 \text{ ft} \\
 \text{static head, delta } z & \text{ g/ftc} & = & & 15 \text{ ft.lbf/lbm} \\
 \text{velocity head, delta } v^2/2 & \text{ ge} & = & & 0 \\
 \text{pressure head, delta } p/p & & = & & 0 \\
 W_s & = & \text{delta } z \text{ g/ftc} + \text{delta } v^2/2\text{ge} + \text{fricta } p/p + \text{sigma } f & & \\
 & = & 111,328464 \text{ ft.lbf/lbm} & & \\
 \text{tenaga pompa, P} & = & \frac{W_s \cdot Q \cdot p}{550} = \frac{51,66}{550} = & & 0,093
 \end{aligned}$$

untuk efisiensi pompa 80%, maka :

$$\text{tenaga pompa yang dibutuhkan} = 0,117401 \text{ Hp}$$

3. Heater CPO

Fungsi : memanaskan CPO
 Type : Horizontal shell and tube Exchanger
 Shell Side

ID = 8 in
 Baffle space = 3 ft
 Passes = 1

menghitung LMTD

Fluida panas	temperature	Fluida dingin	B
150oC (302oF)	temperature tinggi	80 oC (176oF)	
80 oC(176 oF)	tempetarure rendah	32 oC (90oF)	
	126		86

198 oF 86 oF 11

T1-T2 t2-t1

dimana :

delta t1 = selisih steam masuk dengan potensial k

delta t2 = selisih temperatus CPO masuk dengan t

t1 = temperature CPO masukk

t2 = temperatur kondensat masuk

T1 = temperatur steam masuk

T2 = temperature CPO keluar

maka :

$$\text{1 LMTD} = \frac{(T1-t1) - (T2-t1)}{\ln(T1-t1)/(T2-t1)} = \ln$$

$$= 134,3055 \text{ oF}$$

$$2 \quad S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{176 - 90}{302 - 90}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_1 - t_2} = \frac{302 - 104}{176 - 90}$$

$$\text{delta } t = \text{LMTD} \times F_t$$

$$F_t = 0,905$$

$$0,905 \times$$

$$3 \quad \text{delta } t = 134,3055 = 121,5464 \text{ oF}$$

Tc dan tc
penempatan fluida

a fluida panas adalah steam berada dalam tube
b fluida dingin adalah CPO berada dalam shell

$$\frac{\Delta t_c}{\Delta t_h} = \frac{104 - 90}{302 - 176} = 0,68254$$

$$k_c = \frac{302 - 176}{176} = 0,715909$$

$$F_c = 0,42$$

$$T_c = 176 + 0,42 \times 198 = 228,92 \text{ oF}$$

$$t_c = 90 + (0,42 \times 86) = 126,12 \text{ oF}$$

Hot fluid e

$$4' \quad a_s = \frac{IDC'B}{144 Pr} = \frac{8 \times 0,25 \times 3}{144 \times 1} =$$

$$5' \quad \text{Massa Velocity (Gs)}$$

$$G_s = \frac{W_s}{a_s} = \frac{610,299}{0,042} =$$

$$6' \quad \text{Res} = (Da \cdot G_s)u$$

$$\Delta T_c = 228,92 \text{ oF} \cdot u = 0,325 \times 2,42$$

$$= 0,7865 \text{ lb/ft/jam}$$

$$D_s = 0,8/12 = 0,066667 \text{ Ft}$$

$$0,066667 \times$$

$$\text{Res} = \frac{14530,93}{0,7865} = 1231,696$$

$$7' \quad JH = 74,4$$

$$8' \quad \Delta t_c = 228,92 \text{ oF}$$

$$c = 0,48$$

$$k = 0,062$$

$$\begin{aligned}
 & [(c.u)/k]^{1/3} = 1,826064 \\
 9' \quad & h_o = jH.k/Da (C.u/k)^{1/3} \times o_s \\
 & \frac{h_o}{o_s} = 74.4 \times \frac{0,062}{0,066} \times 1.826064 \\
 10' \quad & tw = \frac{h_o/o_s}{tc + \frac{h_{io}/o_i + (T_c - t_c)}{h_o/o_s}} \\
 & = 176,5364 \quad o_F \\
 11' \quad & 176,5364 \times 174 \quad o_F, u = 0.3565 \times 2.42 \\
 & = 0,86273 \quad \text{lb/ft.jam} \\
 & Q_s = (u/u_w)^{0.14} = (0.786/0.862)^{0.14} \\
 & = 0,987161 \\
 12' \quad & h_o = h_o \times o_s = 125,9867 \\
 13' \quad & U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{154.75 \times 125.9867}{154.75 + 125.9867} \\
 14' \quad & a'' = 0,1963 \\
 & A = 20 \times 0.1963 \times 10 = 39,26 \quad \text{ft}^2 \\
 & UD = \frac{Q}{A \times \Delta T} = \frac{60842,53}{39.26 \times 92.347} =
 \end{aligned}$$

Cold fluid

$$\begin{aligned}
 4 \quad & a'' t = 0,182 \quad (\text{tabel 10, kern}) \\
 & at = \frac{Nt.a1}{144.n} = \frac{20 \times 0.182}{144 \times 4} = 0,00631 \\
 5 \quad & \text{massa velocity (Gt)} \\
 & Gt = w/at = 101716,5 \quad \text{lb/jamft}^2 \\
 6 \quad & Ret = (D \times Gt)/u \\
 & \Delta t_{tc} = 129.02 \quad o_F, u = 3.62 \times 2.42 \\
 & = 8,7604 \quad \text{lb/ftjam} \\
 & D = 0.42/12 = 0,035 \quad \text{ft} \\
 & Ret = \frac{0.035 \times 101716.5}{8,76} = \frac{3560,078}{8,76} = 406,4015
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 7 \quad L/D &= 10/0.035 &= & 285,7143 \\
 jH &= 37 \\
 8 \quad \Delta t_{tc} &= 126,12 \text{ oF} \\
 c &= 0,5 \\
 k &= 0,078 \\
 9 \quad h_i &= jH \times k/Da \text{ (c.u/k)}^{1/3} \times ot \\
 ho/oi &= 37 \times 0.078/0.035 \times 3.829 \\
 &= 315,7284 \\
 10 \quad h_{io/ot} &= h_i/ot \times ID/OD \\
 &= 315.728 \times 0.42/1 \\
 &= 132,6058 \\
 \text{At Tw} &= 1.2 \times \\
 11 \quad &= 176,5364 \text{ oF, } uw = 2.42 \\
 &= 2,904 \text{ lb/ftjam} \\
 Q_s &= (u/uw)^{0.14} = (8.760/2.904)^{0.14} \\
 &= 1,167162 \\
 12 \quad h_{io} &= h_{io/ot} \times ot = 132.605 \times 1.167 \\
 &= 154,75 \text{ Btu/jamft}^2\text{oF} \\
 R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \frac{52,66581}{1165,441} = 0,04518
 \end{aligned}$$

125.891 oF	H outside	154.75 oF
Uc =	69,44743906	
Ud =	16,78163059	
Rd		
Calculated =	0,045189586	
rd Required =	0,003	

Pressure Drop

$$\begin{aligned}
 1' \quad Res &= 1220,16 \\
 f &= 0,0035 \\
 s &= 0,513 \\
 D_s &= 0,666666667 \text{ F} \\
 2' \quad N+1 &= 12 \text{ L/B} \\
 &= 12 \times 10/3 = 40 \\
 3' \quad \Delta P_s &= \frac{f \cdot G_s \cdot D_s \cdot (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \times D_s \times S \times os} \\
 &= 19686268
 \end{aligned}$$

		1,76E+10	
	=	0,001118	Psi
	$\Delta P_s =$	10	Psi
1	Ret=	406,401	
	f=	0,0009	
	s=	0,96	
2	$\Delta P_t = \frac{f \times G_s \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times D_s \times S \times \text{os}}$		
	=	0.0009X101716.5X10X4	
	=	5.22 X 10 ¹⁰ x 0.666 x 0.513 x 1.167	= $\frac{3}{2}$
	Allowable $\Delta P_s =$		10 psi
3	Gt =	101716.5; $v^2/2g' =$	0,0015
	$\Delta P_t =$	$4n/s \times v^2/2g' =$	0,025
4	$\Delta P_t =$	0.009 + 0.025	0,034

4. Pompa 4 (setelah heater)

fungsi : memompakan CPO dari tangki CPO kekolom *Splitting* (kolom hidrolisa)

laju alir massa	=	842,5	kg/jam
Densitasn CPO, p	=	929,044	kg/m ³
Viscositas CPO, u	=	20	Cp
	=	0,2	pase
	=	0,0134	lb/ft.s

Laju alir volumetric Q =	Q/p		
	=	$\frac{842,5 \text{ kg/jam}}{929,044 \text{ kg/m}^3}$	
	=	$0,906846 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 35,3 \frac{\text{ft}^3}{\text{m}^3} \times$	
	=	$0,008895 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}$	

diameter optimum, D opt	=	$3.9 (Q)^{0.45} (p)^{0.13}$
	=	$3.9 * (0.008)^{0.45} * (58)^{0.13}$
	=	0,752837 in

dipilih pipa dengan diameter 1/2 in, schedule 40 dengan data

Diameter luar ,		
- OD	=	0,84 in

Diameter dalam,				
- iD	=	0,622 in	=	0,05 ft
Luas permukaan ,				
- A	=	0,00021 ft ²		
kecepatan laju alir, V	=	Q/A		
	=	$\frac{0,008 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,002 \text{ ft}^2}$		
	=	4 ft/s		
bilangan reynold, Nre	=	$\frac{58 \text{ lb}/\text{ft}^3 * 0.052 \text{ ft} * 3.809 \text{ ft}/\text{s}}{0.0134 \text{ lb}/\text{ft} \cdot \text{s}}$	=	

Bilangan Reynold Nre, $Nre < 2100$ aliran laminar

Dari Appendix C.1 Alan Foust, 1951 untuk pipa komersial dengan diameter 0.84 in dipi 0.0003 dengan memlot Nre terhadap ϵ/D diperoleh $f = 0.43$

Dimana system perpipaan sebagai berikut:

-	Direncanakan ketinggian pemompaan L1 =	15 ft
-	Panjang pipa ekuivalen, Le	
	pipa lurus =	120 ft
-	1 buah gate fully open ($L/D = 13$, Appendix C-2a, Foust, 1980)	
	L2 = 1 x 13 x 0.052	
	ft =	0,676 ft
-	2 buah standart elbow 90 o ($L/D = 30$, Appendix C-2a, Foust, 1980)	
	L3 = 1 x 30 x	
	0.052 =	1,56 ft
-	1 buah inward protecting pipe intrance ($k = 0,5$, $L/D = 50$ Foust, 1980)	
	L4 = 50 x 0.5 x	
	0.052 =	1,3 ft
-	1 buah protecting pipe exit ($k = 1$, $L/D = 45$ Appendix C-2c dan C-2d, Foust	
	L5 = 45 x 1 x 0.052 =	2,34 ft

panjang pipa total (σL) = (120+15+0.676+1.56+1.3+2.34) ft = 140,87

faktor gesekan,

$$\sigma F = \frac{fv^2}{2geD} = \frac{(0.143)(3.809)^2(140.876)}{2(32.174)(0.052)} = \frac{322}{3,35} =$$

Tinggi pemompaan Δz = 15 ft

static head, Δz g/ft = 15 ft.lbf/lbm

velocity head, $\Delta v^2/2ge$ = 0

pressure head , $\Delta p/p$ = 0

Ws = Δz g/gc + $\Delta v^2/2ge$ + $fLQ^2/p + \sigma F$

$$= 111,33 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{tenaga pompa, P} = \frac{W_s \cdot Q \cdot p}{550} = \frac{52}{4,68} = 0,09 \text{ Hp}$$

untuk efisiensi pompa 80%, maka :

tenaga pompa yang

$$\text{dibutuhkan} = 0,117401 \text{ Hp}$$

5. Kolom splitting (R-01)

Fungsi : tempat mereaksikan CPO dengan air (H₂O)

jumlah : 1 buah

$$\text{Tekanan} : 55 \text{ bar} = 54,28077 \text{ atm} =$$

$$\text{Temperatur operasi} = 255 \text{ oC}$$

$$\text{Laju alir masuk, G} = 842,435 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas CPO} = 68.12\% \times 929.044 = 632,86$$

$$\text{Densitas air} = 31.88\% \times 994.03 = 316,89$$

$$\text{Densitas campuran} = 949,76$$

Tangki direncanakan untuk kebutuhan 12 jam operasi (waktu yang dibutuhkan untuk re

$$842.435 \text{ kg/jam} \times 12 \text{ jam} = 10109,22 \text{ kg}$$

Volume tangki, V_t dengan faktor kelonggaran 15% = 0.15 maka V_t

$$\begin{aligned} V_t &= 1.15 \times G/p \\ &= 12,24054939 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

tangki dirancang berbentuk silinder tegak dengan tutup bawah ellipsis dan tutup atas datar terhadap diameter tangki 12:1

sedangkan antara tinggi alipsoidal terhadap diameter 1:5.

$$\begin{aligned} & \text{[vt} \times \frac{\pi}{(16/5)}] \\ \text{- Diameter tangki} &= \frac{\text{^1/3}}{\text{^1/3}} \\ &= \frac{([12.240 \times (16/5)]/3.14)^{1/3}}{3,14} \\ &= \frac{39,168}{3,14} \text{ ^1/3} \\ &= 2,319 \text{ m} \\ \text{- tinggi silinder, Hs} &= \frac{5}{4} \times \text{Dt} \\ &= 2,89875 \text{ m} \\ \text{- Tinggi heah, Hh} &= \frac{5}{4} \times \text{Dt} \\ &= 0,463 \\ \text{- Total tinggi tangki, T} &= \text{Hs} + \text{Hh} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 2.89875 + 0.463 \\
 &= 3,36175 \text{ m} \\
 - \text{ tekanan desain, PD} &= p \times (H_s - 1) \\
 &= 949.762 \text{ kg/m}^3 (2.898 - 1) \\
 &= 1802.648 \text{ kg/m}^3 \times 2.204 \text{ lb/kg} \times 1 \text{ m}^2 / 10.764 \\
 &= \text{ft}^2 / 144 \text{ m}^2 \\
 &= 2,56322 \text{ lb/m}^2 \\
 &= 2,56322 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

Bahan konstruksi tangki plate baja tahan kaear, Carbon steel 300 data-data sebagai berikut

$$\begin{aligned}
 \text{Allowable stress, S} &= 13800 \text{ Psi} \\
 \text{Effisiensi sambungan,} \\
 E &= 0,85 \\
 \text{Faktor korosi, C} &= 0,006 \text{ in/tahun} \quad (\text{Sumber : Brownell \& y}) \\
 \text{Direncanakan umur} \\
 \text{alat, n} &= 10 \text{ tahun} \\
 \text{tekanan total desain, P} \\
 &= P_d + 14.7 \text{ psi} \\
 &= 2.563 + 14.7 \\
 &= 17,2632227 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

tebal plat minimum, T_p :

$$\begin{aligned}
 T_p &= \frac{P \times D}{2 \times S \times E} + c \times n \\
 &= \frac{1576,095155}{23449,6422} + 0,06 \\
 &= 0,127211906 \text{ in}
 \end{aligned}$$

maka tebal plate yang di pakai 1/4 in

7. Heater

H₂O

Fungsi : memanaskan H₂O yang akan masuk kedalam k

Type : Horizontal shell and tube Exchanger

Shell Side

Tube Side

ID = 8 length =

Baffle space = 3 OD, BWG, Pitch =

Passes = 1

	Δth		$302-176$		
	kc	$=$	$\frac{302-176}{176}$	$=$	$0,715909$
	Fc	$=$	$0,42$		
	Tc	$=$	$176+0.42 \times 198$	$=$	$259,16$ oF
	tc	$=$	$90+(0.42 \times 86)$	$=$	$126,12$ oF
4'	as	$=$	$\frac{IDC'B}{144 Pr}$	$=$	$\frac{8 \times 0.25 \times 3}{144 \times 1}$
5'	Massa Velocity (Gs)				
	Gs	$=$	$\frac{Ws}{as}$	$=$	$\frac{610,299}{0,042}$
6'	$Res = (Da.Gs)u$				
	$\Delta Tc =$		259 oF	$u =$	0.325×2.4
	$=$		$0,79$ lb/ft/jam		
	$Ds =$		$0.8/12$	$=$	$0,066667$ Ft
	$Res =$		$\frac{0.066667 \times 14530.93}{0,79}$	$=$	$1231,696$
7'	$JH =$		$74,4$		
8'	$\Delta tc =$		259 oF		
	$c =$		$0,48$		
	$k =$		$0,06$		
	$[(c.u)/k]^{1/3} =$		$1,8$		
9'	$ho = jH.k/Da (C.u/k)^{1/3} \times os$				
	$\frac{ho}{os} =$		$74.4 \times \frac{0,062}{0,066}$		$\times 1.826$
10'	$tw =$		$\frac{ho/os}{tc+}$		
	$=$		$\frac{ho/os}{(Tc-tc)}$		
	$=$		191 oF		
11'	$191,367083$ oF, u			$=$	0.3565×2.42
	$Qs = (u/uw)^{0.14}$			$=$	$0,86273$ lb/ft.jam
				$=$	$(0.786/0.862)^{0.14}$
				$=$	$0,987161$
12'	$ho = ho$			$\times os =$	$125,98$

$$\begin{aligned}
 &= 1,167161757 \\
 12 \quad h_{io} &= h_{io}/ot \times ot = 132.605 \times 1.167 \\
 &= 154,750035 \text{ Btu/jamft}^2\text{oF} \\
 R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \frac{52,66580847}{1165,441268} = 0,045189586
 \end{aligned}$$

125.891 oF	H outside	154.75 oF
Uc =	69,44743906	
Ud =	16,78163059	
Rd		
Calculated =	0,045189586	
rd Required		
=	0,003	

Pressure Drop

$$\begin{aligned}
 1' \quad R_{es} &= 1220,16 \\
 f &= 0,0035 \\
 s &= 0,513 \\
 D_s &= 0,666667 \text{ ft} \\
 2' \quad N+1 &= 12 \text{ L/B} \\
 &= 12 \times 10/3 = 40 \\
 3' \quad \Delta P_s &= \frac{f \cdot G_s \cdot D_s \cdot (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \times D_s \times S \times os} \\
 &= \frac{19686267,5}{1,7603E+10} \\
 &= 0,00111837 \text{ Psi} \\
 \Delta P_s &= 10 \text{ Psi} \\
 1 \quad R_{et} &= 406,401 \\
 f &= 0,0009 \\
 s &= 0,96 \\
 2 \quad \Delta P_t &= \frac{f \times G_s \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times D_s \times S \times os} \\
 &= \frac{0.0009 \times 101716.5 \times 10 \times 4}{5.22 \times 10^{10} \times 0.666 \times 0.513 \times 1.167} = \frac{36}{208129} \\
 \text{Allowable} \quad \Delta P_s &= 10 \text{ psi} \quad 0.009 \text{ psi} \\
 3 \quad G_t &= 101716.5; v^2/2g' = 0,0015 \\
 \Delta P_t &= 4n/s \times v^2/2g' = 0,025 \\
 4 \quad \Delta P_t &= 0.009 + 0.025 = 0,034 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

8. Pompa 3 (setelah heater)

fungsi : memompakan H₂O dari HE 01 ke kolom *Splitting* (kolom hidrolisa)

laju alir massa	=	842,5	kg/jam	
Densitasn CPO, p	=	1000	kg/m ³	
Viscositas CPO, u	=	20	Cp	
	=	0,2	pase	
	=	0,0134	lb/ft.s	
Laju alir volumetric Q =	Q/p			
	=	$\frac{842,5}{1000}$	$\frac{\text{kg/jam}}{\text{kg/m}^3}$	
	=	0,8425	$\frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$	x 35,3 $\frac{\text{ft}^3}{\text{m}^3}$
	=	0,008264	$\frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}$	
diameter optimum, D opt	=	$3.9 (Q)^{0.45} (p)^{0.13}$		
	=	$3.9 * (0.008)^{0.45} * (58)^{0.13}$		
	=	0,752837	in	
dipilih pipa dengan diameter 1/2 in, schedule 40 dengan data				
- Diameter luar , OD	=	0,84	in	
- Diameter dalam, iD	=	0,622	in	=
- Luae permukaan , A	=	0,00021	ft ²	
kecepatan laju alir, V	=	Q/A		
	=	$\frac{0,008 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,002 \text{ ft}^2}$		
	=	4	ft/s	
bilangan reynold, Nre	=	$\frac{58 \text{ lb}/\text{ft}^3 * 0.052 \text{ ft} * 3.809 \text{ ft}/\text{s}}{0.0134 \text{ lb}/\text{ft}.\text{s}}$		
Bilangan Reynold Nre, Nre < 2100 aliran laminar	=			857,

Dari Appendix C.1 Alan Foust, 1951 untuk pipa komersial dengan diameter 0.84 in dipi 0.0003 dengan memlot Nre terhadap ϵ/D diperoleh $f = 0.43$

Dimana system perpipaan sebagai berikut:

- Direncanakan ketinggian pemompaan L1 = 15 ft
- Panjang pipa equivale, Le
pipa lurus = 120 ft
- 1 buah gate fully open ($L/D = 13$, Apeendix C-2a, Foust, 1980)
L2 = 1 x 13x 0.052 ft = 0,676 ft

- 2 buah standart elbow 90 o (L/D = 30 , Appendix C-2a, Foust, 1980)
 $L_3 = 1 \times 30 \times 0.052 = 1,56 \text{ ft}$
- 1 buah inward protecting pipe intrance (k= 0,5, L/D = 50 Foust, 1980)
 $L_4 = 50 \times 0.5 \times 0.052 = 1,3 \text{ ft}$
- 1 buah protecting pipe exit (k= 1, L/D = 45 Appendix C-2c dan C-2d, Foust 2)
 $L_5 = 45 \times 1 \times 0.052 = 2,34 \text{ ft}$

panjang pipa total (sigma L) = (120+15+0.676+1.56+1.3+2.34) ft

faktor gesekan,

$$\sigma F = \frac{fv^2}{2geD} = \frac{(0.143)(3.809)^2(140.876)}{2(32.174)(0.052)} = 3,963$$

Tinggi pemompaan $\Delta z = 15 \text{ ft}$ lbf/lb

static head, $\Delta z \text{ g/ft} = 15 \text{ ft.lbf/lbm}$

velocity head, $\Delta v^2 / 2ge = 0$

pressure head , $\Delta p/p = 0$

$W_s = \Delta z \text{ g/gc} + \Delta v^2 / 2ge + \text{frlta } p/p + \sigma f$

$= \# \text{ ft.lbf/lbm}$

tenaga pompa, P = $\frac{W_s \cdot Q \cdot p}{550} = \frac{51,65641}{550} = 0,094$

untuk efisiensi pompa 80%, maka :

tenaga pompa yang dibutuhkan = 0,117401 Hp

9. Pompa 1

fungsi : memompakan H₂O dari tangki H₂O ke HE 01

laju alir massa = 842,5 kg/jam

Densitasn CPO, $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$

Viscositas CPO, $\mu = 20 \text{ Cp}$

= 0,2 pase

= 0,0134 lb/ft.s

Laju alir volumetric Q = $\frac{Q}{\rho}$

$$= \frac{842,5 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3} = 0,8425 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 35,31 \frac{\text{ft}^3}{\text{m}^3} = 0,008264 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}$$

diameter optimum, D opt = $3.9 (Q)^{0.45} (\rho)^{0.13}$

= $3.9 * (0.008)^{0.45} * (58)^{0.13}$

$$= 0,752837 \text{ in}$$

dipilih pipa dengan diameter 1/2 in, schedule 40 dengan data

- Diameter luar, OD = 0,84 in
- Diameter dalam, iD = 0,622 in = 0,1 Ft
- Luas permukaan, A = 0,00021 ft²

kecepatan laju alir, V = $\frac{Q}{A}$

$$= \frac{0,008 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,002 \text{ ft}^2}$$

$$= 4 \text{ ft/s}$$

bilangan reynold, Nre = $\frac{58 \text{ lb}/\text{ft}^3 * 0,052 \text{ ft} * 3,809 \text{ ft/s}}{0,0134 \text{ lb}/\text{ft} \cdot \text{s}} = 96$

Bilangan Reynold Nre, Nre < 2100 aliran laminar

Dari Appendix C.1 Alan Foust, 1951 untuk pipa komersial dengan diameter 0.84 in diperoleh 0.0003 dengan memplot Nre terhadap ϵ/D diperoleh $f = 0.43$

Dimana system perpipaan sebagai berikut:

- Direncanakan ketinggian pemompaan L1 = 15 ft
- Panjang pipa ekuivalen, Le
pipa
lurus = 120 ft
- 1 buah gate fully open ($L/D = 13$, Appendix C-2a, Foust, 1980)
L2 = $1 \times 13 \times 0,052$
ft = 0,676 ft
- 2 buah standart elbow 90 o ($L/D = 30$, Appendix C-2a, Foust, 1980)
L3 = $1 \times 30 \times 0,052$
= 1,56 ft
- 1 buah inward protecting pipe intrance ($k = 0,5$, $L/D = 50$ Foust, 1980)
L4 = $50 \times 0,5 \times 0,052$
= 1,3 ft
- 1 buah protecting pipe exit ($k = 1$, $L/D = 45$ Appendix C-2c dan C-2d, Foust 1980)
L5 = $45 \times 1 \times 0,052$ = 2,34 ft

panjang pipa total (ΣL) = $(120 + 15 + 0,676 + 1,56 + 1,3 + 2,34)$ ft = 140,9 ft

faktor gesekan,

$$\sigma F = \frac{fv^2}{2geD} = \frac{(0,143)(3,809)^2(140,876)}{2(32,174)(0,052)} = \frac{322}{3,3} = 96$$

Tinggi

pemompaan Δz = 15 ft

static head, Δz g/fc = 15 ft.lbf/lbm

$$\begin{aligned}
 \text{velocity head, } \Delta v^2 / 2g &= 0 \\
 \text{pressure head, } \Delta p / \rho &= 0 \\
 W_s &= \Delta z \text{ g/gc} + \Delta v^2 / 2g + \text{friction } p/p + \text{sigma } f \\
 &= 111,3285 \text{ ft.lbf/lbm} \\
 \text{tenaga pompa, } P &= \frac{W_s \cdot Q \cdot p}{550} = \frac{51,66}{550} = 0,1 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

untuk efisiensi pompa 80%, maka :

tenaga pompa yang

$$\text{dibutuhkan} = 0,117401 \text{ Hp}$$

10. Pompa 5

fungsi : memompakan produk bawah dari kolom *Splitting* (kolom hidrolisa) ke ekspansi

$$\begin{aligned}
 \text{laju alir massa} &= 842,5 \text{ kg/jam} \\
 \text{Densitasn CPO, } \rho &= 929,044 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Viscositas CPO, } \mu &= 20 \text{ Cp} \\
 &= 0,2 \text{ Pase} \\
 &= 0,0134 \text{ lb/ft.s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir volumetric } Q &= \frac{Q}{\rho} \\
 &= \frac{842,5 \text{ kg/jam}}{929,044 \text{ kg/m}^3} \times 35,31 \\
 &= 0,906846 \text{ jam} \\
 &= 0,008895 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{diameter optimum, } D_{opt} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\
 &= 3,9 * (0,008)^{0,45} * (58)^{0,13} \\
 &= 0,752837 \text{ in}
 \end{aligned}$$

dipilih pipa dengan diameter 1/2 in, schedule 40 dengan data

$$\begin{aligned}
 - \text{ Diameter luar, } OD &= 0,84 \text{ in} \\
 - \text{ Diameter dalam, } iD &= 0,622 \text{ in} \\
 - \text{ Luas permukaan, } A &= 0,00021 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{kecepatan laju alir, } V &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,008 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,00021 \text{ ft}^2} \\
 &= 4 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{bilangan reynold, } N_{re} &= \frac{58 \text{ lb/ft}^3 * 0,052 \text{ ft} * 3,809 \text{ ft/s}}{0,0134 \text{ lb/ft.s}}
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold Nre, $Nre < 2100$ aliran laminar

Dari Appendix C.1 Alan Foust, 1951 untuk pipa komersial dengan diameter 0.84 in dipi
0.0003 dengan memlot Nre terhadap ϵ/D diperoleh $f = 0.43$

Dimana system perpipaan sebagai berikut:

- Direncanakan ketinggian pemompaaan L1 = 15 ft
- Panjang pipa eqivale, Le
pipa lurus = 120 ft
- 1 buah gate fully open ($L/D = 13$, Apeendix C-2a, Foust, 1980)
 $L2 = 1 \times 13 \times 0.052 \text{ ft} = 0,676 \text{ ft}$
- 2 buah standart elbow 90 o ($L/D = 30$, Appendix C-2a, Foust, 1980)
 $L3 = 1 \times 30 \times 0.052 = 1,56 \text{ ft}$
- 1 buah inward protecting pipe intrance ($k = 0,5$, $L/D = 50$ Foust, 1980)
 $L4 = 50 \times 0.5 \times 0.052 = 1,3 \text{ ft}$
- 1 buah protecting pipe exit ($k = 1$, $L/D = 45$ Appendix C-2c dan C-2d, Foust 2
 $L5 = 45 \times 1 \times 0.052 = 2,34 \text{ ft}$

panjang pipa total (σL) = $(120+15+0.676+1.56+1.3+2.34) \text{ ft} =$

faktor gesekan,

$$\sigma F = \frac{fv^2}{2geD} = \frac{(0.143)(3.809)^2(140.876)}{2(32.174)(0.052)} =$$

Tinggi pemompaan $\Delta z = 15 \text{ ft}$

static head, $\Delta z \text{ g/ft} = 15 \text{ ft.lbf/lbm}$

velocity head, $\Delta z \text{ v}^2/2ge = 0$

pressure head, $\Delta z \text{ p/p} = 0$

$W_s = \Delta z \text{ g/gc} + \Delta z \text{ v}^2/2ge + \text{frlta } p/p + \sigma f$

$= 111,3285 \text{ ft.lbf/lbm}$

tenaga pompa, P = $\frac{W_s \cdot Q \cdot p}{550} = \frac{52}{550} =$

untuk efisiensi pompa 80%, maka :

tenaga pompa yang dibutuhkan = 0,117401 Hp

13. Pompa 7

fungsi : memompakan produk bawah yang sudah diturunkan tekanannya menjadi 1 bar
diturunkan suhunya ke Cooler 1

laju alir massa = 842,5 kg/jam

Densitasn CPO, $\rho = 929,044 \text{ kg/m}^3$

Viscositas CPO, $\mu = 20 \text{ Cp}$

= 0,2 pase

= 0,0134 lb/ft.s

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir volumetric } Q &= \frac{Q}{p} \\
 &= \frac{842,5 \text{ kg/jam}}{929,044 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 0,906846 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 35,31 \frac{\text{ft}^3}{\text{m}^3} \\
 &= 0,008895 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}} \\
 \text{diameter optimum, } D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0,45} (p)^{0,13} \\
 &= 3,9 * (0,008)^{0,45} * (58)^{0,13} \\
 &= 0,8 \text{ in} \\
 \text{dipilih pipa dengan diameter } 1/2 \text{ in, schedule 40 dengan data} \\
 \text{- Diameter luar, OD} &= 0,8 \text{ in} \\
 \text{- Diameter dalam, iD} &= 0,6 \text{ in} = 0,052 \text{ ft} \\
 \text{- Luas permukaan, A} &= 0 \text{ ft}^2 \\
 \text{kecepatan laju alir, } V &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0 \text{ ft}^3/\text{s}}{0 \text{ ft}^2} \\
 &= 4 \text{ ft/s} \\
 \text{bilangan reynold, } N_{re} &= \frac{58 \text{ lb/ft}^3 * 0,052 \text{ ft} * 3,809 \text{ ft/s}}{0,0134 \text{ lb/ft.s}}
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold N_{re} , $N_{re} < 2100$ aliran laminar

Dari Appendix C.1 Alan Foust, 1951 untuk pipa komersial dengan diameter 0.84 in diperoleh $f = 0.43$

Dimana system perpipaan sebagai berikut:

- Direncanakan ketinggian pemompaan $L_1 = 15 \text{ Ft}$
- Panjang pipa ekuivalen, L_e pipa lurus = 120 ft
 - 1 buah gate fully open ($L/D = 13$, Appendix C-2a, Foust, 1980)
 $L_2 = 1 \times 13 \times 0.052 \text{ ft} = 0,7 \text{ ft}$
 - 2 buah standart elbow 90 o ($L/D = 30$, Appendix C-2a, Foust, 1980)
 $L_3 = 1 \times 30 \times 0.052$
 $= 1,6 \text{ ft}$
 - 1 buah inward protecting pipe intrance ($k = 0,5$, $L/D = 50$ Foust, 1980)
 $L_4 = 50 \times 0.5 \times 0.052 = 1,3 \text{ ft}$
 - 1 buah protecting pipe exit ($k = 1$, $L/D = 45$ Appendix C-2c dan C-2d, Foust 29)
 $L_5 = 45 \times 1 \times 0.052 = 2,3 \text{ ft}$

panjang pipa total (σL) = (120+15+0.676+1.56+1.3+2.34) ft =

faktor gesekan,

$$\sigma F = \frac{fv^2}{2geD} = \frac{(0.143)(3.809)^2(140.876)}{2(32.174)(0.052)} = 322,3243$$

$$= 3,346096$$

Tinggi

pemompaan $\Delta z = 15$ ft

static head, $\Delta z g/fg = 15$ ft.lbf/lbm

velocity head, $\Delta v^2 / 2g = 0$

pressure head, $\Delta p/p = 0$

$W_s = \Delta z g/fg + \Delta v^2 / 2g + \text{frlta } p/p + \sigma f$

$$= 111,3285 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{tenaga pompa, } P = \frac{W_s \cdot Q \cdot p}{550} = \frac{51,656}{550} = 0,093921$$

untuk efisiensi pompa 80%, maka :

tenaga pompa yang

dibutuhkan = 0,1 Hp

14. Cooler 01

Fungsi : mendinginkan produk bawah kolom splitting

Type : Horizontal shell and tube Exchanger

Shell Side

Tube Side

ID = 8 Number and length

Baffle space = 3 OD, BWG, Pitch

Passes = 1

menghitung LMTD

198

$\Delta T = 86 \text{ oF} - 112 \text{ oF} = \Delta t_2 - \Delta t_1$

T1-

T2 $t_2 - t_1$

dimana :

Δt

t1 = selisih steam masuk dengan potensial keluar

Δt

t2 = selisih temperatur CPO masuk dengan CPO keluar

t1 = temperature CPO masuk

t2 = temperatur kondensat masuk

T1 = temperatur steam masuk

T2 = temperature CPO keluar

maka

:

$$\begin{aligned}
 & \text{1} \quad \text{LMTD} = \frac{(T1-t1) - (T2-t2)}{\ln \frac{T1-t1}{T2-t2}} = \frac{134,3055 - 176-90}{\ln \frac{302-90}{302-104}} = 121,5464 \text{ oF} \\
 & \text{2} \quad \text{S} = \frac{t2-t1}{T1-t1} = \frac{176-90}{302-90} = 0,305 \\
 & \quad \text{R} = \frac{T1-T2}{t1-t2} = \frac{302-104}{176-90} = 1,111 \\
 & \quad \text{delta t} = \text{LMTD} \times \text{Ft} \\
 & \quad \text{Ft} = 0,9 \\
 & \quad \text{delta t} = 0,905 \times 134,3055 = 121,5464 \text{ oF} \\
 & \text{3} \quad \text{Tc dan tc penempatan fluida} \\
 & \quad \text{a fluida panas adalah steam berada dalam tube} \\
 & \quad \text{b fluida dingin adalah CPO berada dalam shell} \\
 & \quad \frac{\Delta tc}{\Delta th} = \frac{104-90}{302-176} = 0,111111 \\
 & \quad kc = \frac{302-176}{176} = 0,715909 \\
 & \quad \text{Fc} = 0,4 \\
 & \quad \text{Tc} = 176 + 0,42 \times 198 = 259,16 \text{ oF} \\
 & \quad \text{tc} = 90 + (0,42 \times 86) = 126,12 \text{ oF} \\
 & \quad \text{Hot fluid} \\
 & \text{4'} \quad as = \frac{IDC'B}{144 Pr} = \frac{8 \times 0,25 \times 3}{144 \times 1} = 0,016 \\
 & \text{5'} \quad \text{Massa Velocity (Gs)} \\
 & \quad Gs = \frac{Ws}{as} = \frac{610,299}{0,042} = 14,531 \\
 & \text{6'} \quad \text{Res} = (Da.Gs)u \\
 & \quad \Delta Tc = 259,16 \text{ oF} \cdot u = 0,325 \times 2,42 \\
 & \quad = 0,7865 \text{ lb/ft/jam} \\
 & \quad Ds = 0,8/12 = 0,06666667 \text{ Ft}
 \end{aligned}$$

$$Gt = \frac{w}{at} = \frac{101716,5 \text{ lb}}{\text{jamft}^2}$$

$$6 \quad Ret = \frac{(D \times Gt) / u}{\Delta t_{tc}} = \frac{(0,42/12 \times 101716,5) / 8,76}{129,02 \text{ oF}, u} = \frac{3,62 \times 2,42}{8,7604} = 1,0035 \text{ lb/ftjam}$$

$$D = \frac{0,035 \times Ret}{101716,5} = \frac{0,035 \times 1,0035}{101716,5} = 0,00000035 \text{ ft}$$

$$Ret = \frac{101716,5}{8,76} = 11611,4726$$

$$7 \quad L/D = \frac{10}{0,035} = 285,71$$

$$jH = 37$$

$$8 \quad \Delta t_{tc} = \frac{126,12 \text{ oF}}{c} = \frac{126,12}{0,5} = 252,24$$

$$k = 0,078$$

$$9 \quad hi = \frac{jH \times k / Da}{ho/oi} = \frac{37 \times 0,078 / 0,035}{3,829} = 315,7284$$

$$10 \quad hio/ot = \frac{hi/ot \times ID/OD}{1} = \frac{315,7284 \times 0,42}{1} = 132,60576$$

$$11 \quad At_{Tw} = \frac{191,3670834 \text{ oF}, uw}{1,2 \times 2,42} = \frac{191,3670834}{2,904} = 65,9012$$

$$Qs = \frac{(u/uw)^{0,14}}{1,1672} = \frac{(8,760/2,904)^{0,14}}{1,1672} = 1,1672$$

$$12 \quad hio = \frac{hio/ot \times ot}{154,75} = \frac{132,605 \times 1,167}{154,75} = 1,0045$$

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud} = \frac{69,44743906 - 16,78163059}{69,44743906 \times 16,78163059} = 0,045189586$$

125.891 oF	H outside	154.75 oF
Uc =	69,44743906	
Ud =	16,78163059	
Rd Calculated =	0,045189586	
rd Required =	0,003	

$$l' \quad Res = 1220,16$$

$$f = 0,0035$$

$$s = 0,513$$

$$Ds = 0,66667 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 2' \quad N+1 &= 12 \text{ L/B} \\
 &= 12 \times 10/3 = 40 \\
 3' \quad \Delta P_s &= \frac{f \cdot G_s \cdot D_s \cdot (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \times D_s \times S \times \omega_s} \\
 &= \frac{19686267,52}{17602698481} \\
 &= 0,001118366 \text{ Psi} \\
 \Delta P_s &= 10 \text{ Psi} \\
 1 \quad \text{Ret} &= 406,401 \\
 f &= 0,0009 \\
 s &= 0,96 \\
 2 \quad \Delta P &= \frac{f \times G_s \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times D_s \times S \times \omega_s} \\
 &= \frac{0.0009 \times 101716.5 \times 10 \times 4}{5.22 \times 10^{10} \times 0.666 \times 0.513 \times 1.167} = \frac{3661,8}{2E+10} \\
 &\text{Allowable} \\
 \Delta P_s &= 10 \text{ psi} \\
 3 \quad G_t &= 101716.5; v^2/2g' = 0,0015 \\
 \Delta P_t &= 4n/s \times v^2/2g' = 0,025 \\
 4 \quad \Delta P_t &= 0.009 + 0.025 = 0,034 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

13. Pompa 8

fungsi : memompakan produk bawah yang sudah diturunkan suhunya

$$\text{laju alir massa} = 842,5 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitasn CPO, } p = 929,044 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viscositas CPO, } u = 20 \text{ Cp}$$

$$= 0,2 \text{ pase}$$

$$= 0,0134 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Laju alir volumetric } Q = \frac{Q}{p} = \frac{842,5 \text{ kg/jam}}{929,044 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,906846 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 35,31$$

$$= 0,008895 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}$$

$$\text{diameter optimum, } D_{opt} = 3.9 (Q)^{0.45} (p)^{0.13}$$

$$= 3.9 * (0.008)^{0.45} * (58)^{0.13}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,8 \text{ in} \\
 \text{dipilih pipa dengan diameter } 1/2 \text{ in, schedule 40 dengan data} \\
 - \text{ Diameter luar, OD} &= 0,8 \text{ in} \\
 - \text{ Diameter dalam, iD} &= 0,6 \text{ in} \\
 - \text{ Luas permukaan, A} &= 0 \text{ ft}^2 \\
 \text{kecepatan laju alir, V} &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0 \text{ ft}^3/\text{s}}{0 \text{ ft}^2} \\
 &= 4 \text{ ft/s} \\
 \text{bilangan reynold, Nre} &= \frac{58 \text{ lb/ft}^3 * 0.052 \text{ ft} * 3.809 \text{ ft/s}}{0.0134 \text{ lb/ft.s}}
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold Nre, $Nre < 2100$ aliran laminar

Dari Appendix C.1 Alan Foust, 1951 untuk pipa komersial dengan diameter 0.84 in diperoleh $f = 0.43$

Dimana system perpipaan sebagai berikut:

- Direncanakan ketinggian pemompaan $L1 = 15$
- Panjang pipa ekuivalen, L_e
pipa
lurus $= 120 \text{ ft}$
- 1 buah gate fully open ($L/D = 13$, Appendix C-2a, Foust, 1980)
 $L2 = 1 \times 13 \times 0.052 \text{ ft} = 0,7 \text{ ft}$
- 2 buah standart elbow 90 o ($L/D = 30$, Appendix C-2a, Foust, 1980)
 $L3 = 1 \times 30 \times 0.052$
 $= 1,6 \text{ ft}$
- 1 buah inward protecting pipe intrance ($k = 0,5$, $L/D = 50$ Foust, 1980)
 $L4 = 50 \times 0.5 \times 0.052 = 1,3 \text{ ft}$
- 1 buah protecting pipe exit ($k = 1$, $L/D = 45$ Appendix C-2c dan C-2d, Foust 29)
 $L5 = 45 \times 1 \times 0.052 = 2,3 \text{ ft}$

panjang pipa total (σL) = $(120 + 15 + 0.676 + 1.56 + 1.3 + 2.34) \text{ ft}$

faktor gesekan,

$$\sigma F = \frac{fv^2}{2geD} = \frac{(0.143)(3.809)^2(140.876)}{2(32.174)(0.052)} =$$

Tinggi

$$\begin{aligned}
 \text{pemompaan } \Delta z &= 15 \text{ ft} \\
 \text{static head, } \Delta z_{g/fc} &= 15 \text{ ft.lbf/lbm} \\
 \text{velocity head, } \Delta z_{v^2/2g} &= 0
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{pressure head, } \Delta p/p &= 0 \\ W_s &= \Delta z \cdot g/gc + \Delta v^2/2ge + \text{frlta } p/p + \sigma f \\ &= 111,3285 \text{ ft.lbf/lbm} \\ \text{tenaga pompa, } P &= \frac{W_s \cdot Q \cdot p}{550} = \frac{51,656}{550} = \end{aligned}$$

untuk efisiensi pompa 80%, maka :

tenaga pompa yang

$$\text{dibutuhkan} = 0,1 \text{ Hp}$$

13. Pompa 9

fungsi : memompakan produk bawah yang sudah diturunkan suhunya masuk ke tangki penyimpanan gliserol

$$\text{laju alir massa} = 842,5 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitasn CPO, } \rho = 929,044 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viscositas CPO, } \mu = 20 \text{ Cp}$$

$$= 0,2 \text{ pase}$$

$$= 0,0134 \text{ lb/ft.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetric } Q &= \frac{Q}{\rho} \\ &= \frac{842,5 \text{ kg/jam}}{929,044 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,906846 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 35,31 \\ &= 0,008895 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{diameter optimum, } D_{opt} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 * (0,008)^{0,45} * (58)^{0,13} \\ &= 0,8 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih pipa dengan diameter 1/2 in, schedule 40 dengan data

$$\text{- Diameter luar, OD} = 0,8 \text{ in}$$

$$\text{- Diameter dalam, iD} = 0,6 \text{ in} =$$

$$\text{- Luas permukaan, } A = 0 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{kecepatan laju alir, } V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0 \text{ ft}^3/\text{s}}{0 \text{ ft}^2} \\ &= 4 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\text{bilangan reynold, } N_{re} = \frac{58 \text{ lb/ft}^3 * 0,052 \text{ ft} * 3,809 \text{ ft/s}}{0,0134 \text{ lb/ft.s}}$$

Bilangan Reynold N_{re} , $N_{re} < 2100$ aliran laminar

Dari Appendix C.1 Alan Foust, 1951 untuk pipa komersial dengan diameter 0.84 in dipi
0.0003 dengan memlot Nre terhadap ϵ/D diperoleh $f = 0.43$

Dimana system perpipaan sebagai berikut:

- Direncanakan ketinggian pemompaan $L1 = 15$
- Panjang pipa eqivale, L_e
pipa
lurus = 120 ft
- 1 buah gate fully open ($L/D = 13$, Apeendix C-2a, Foust, 1980)
 $L2 = 1 \times 13 \times 0.052 \text{ ft} = 0,7 \text{ ft}$
- 2 buah standart elbow 90 o ($L/D = 30$, Appendix C-2a, Foust, 1980)
 $L3 = 1 \times 30 \times 0.052$
 $= 1,6 \text{ ft}$
- 1 buah inward protecting pipe intrance ($k= 0,5$, $L/D = 50$ Foust, 1980)
 $L4 = 50 \times 0.5 \times$
 $0.052 = 1,3 \text{ ft}$
- 1 buah protecting pipe exit ($k= 1$, $L/D = 45$ Appendix C-2c dan C-2d, Foust 29)
 $L5 = 45 \times 1 \times 0.052 = 2,3 \text{ ft}$

panjang pipa total (σL) = $(120+15+0.676+1.56+1.3+2.34) \text{ ft}$

faktor gesekan,

$$\sigma F = \frac{fv^2}{2geD} = \frac{(0.143)(3.809)^2(140.876)}{2(32.174)(0.052)} =$$

Tinggi

pemompaan	Δz	$=$	15 ft
static head, Δz g/ftc		$=$	15 ft.lbf/lbm
velocity head, $\Delta v^2/ 2 ge$		$=$	0
pressure head , $\Delta p/p$		$=$	0
W_s	$=$	$\Delta z g/gc + \Delta v^2/2ge + frlta p/p + \sigma f$	
	$=$	111,3285 ft.lbf/lbm	

$$\text{tenaga pompa, } P = \frac{W_s \cdot Q \cdot p}{550} = \frac{51,656}{550} =$$

untuk efisiensi pompa 80%, maka :

tenaga pompa yang

$$\text{dibutuhkan} = 0,1 \text{ Hp}$$

13. Pompa 10

fungsi : memompakan produk atas keluar dari reaktor dipompakan kedalam expansion v
tekanan menjadi 1 atm

$$\text{laju alir massa} = 842,5 \text{ kg/jam}$$

Densitasn CPO, ρ	=	929,044	kg/m ³	
Viscositas CPO, μ	=	20	Cp	
	=	0,2	pase	
	=	0,0134	lb/ft.s	
Laju alir volumetric Q	=	Q/ρ		
	=	$\frac{842,5}{929,044}$	$\frac{\text{kg/jam}}{\text{kg/m}^3}$	
	=	0,906846	$\frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$	x 35,31
	=	0,008895	$\frac{\text{ft}^3}{\text{detik}}$	
diameter optimum, D opt	=	$3.9 (Q)^{0.45} (\rho)^{0.13}$		
	=	$3.9 * (0.008)^{0.45} * (58)^{0.13}$		
	=	0,8	in	
dipilih pipa dengan diameter 1/2 in, schedule 40 dengan data				
- Diameter luar , OD	=	0,8	in	
- Diameter dalam, iD	=	0,6	in	=
- Luae permukaan , A	=	0	ft ²	
kecepatan laju alir, V	=	Q/A		
	=	$\frac{0}{0}$	$\frac{\text{ft}^3/\text{s}}{\text{ft}^2}$	
	=	4	ft/s	
bilangan reynold, Nre	=	$\frac{58\text{lb}/\text{ft}^3 * 0.052\text{ft} * 3.809\text{ft}/\text{s}}{0.0134 \text{ lb}/\text{ft}.s}$		

Bilangan Reynold Nre, Nre < 2100 aliran laminar

Dari Appendix C.1 Alan Foust, 1951 untuk pipa komersial dengan diameter 0.84 in dip
0.0003 dengan memlot Nre terhadap ϵ/D diperoleh $f = 0.43$

Dimana system perpipaan sebagai berikut:

- Direncanakan ketinggian pemompaan L1 = 15
- Panjang pipa equivale, Le
pipa
lurus = 120 ft
- 1 buah gate fully open (L/D = 13, Apeendix C-2a, Foust, 1980)
L2 = 1 x 13x 0.052 ft = 0,7 ft
- 2 buah standart elbow 90 o (L/D = 30 , Appendix C-2a, Foust, 1980)
L3 = 1 x 30 x 0.052
= 1,6 ft

- 1 buah inward protecting pipe intrance ($k=0,5$, $L/D = 50$ Foust, 1980)

$$L_4 = 50 \times 0,5 \times 0,052 = 1,3 \text{ ft}$$

- 1 buah protecting pipe exit ($k=1$, $L/D = 45$ Appendix C-2c dan C-2d, Foust 29)

$$L_5 = 45 \times 1 \times 0,052 = 2,3 \text{ ft}$$

panjang pipa total (ΣL) = $(120+15+0,676+1,56+1,3+2,34)$ ft

faktor gesekan,

$$\sigma_F = \frac{fv^2}{2geD} = \frac{(0,143)(3,809)^2(140,876)}{2(32,174)(0,052)} =$$

Tinggi

pemompaan $\Delta z = 15 \text{ ft}$

static head, $\Delta z \text{ g}/\text{fc} = 15 \text{ ft.lbf/lbm}$

velocity head, $\Delta v^2/2ge = 0$

pressure head, $\Delta p/p = 0$

$W_s = \Delta z \text{ g}/\text{gc} + \Delta v^2/2ge + \text{frlta } p/p + \sigma_F$

$$= 111,3285 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{tenaga pompa, } P = \frac{W_s \cdot Q \cdot p}{550} = \frac{51,656}{550} =$$

untuk efisiensi pompa 80%, maka :

tenaga pompa yang

dibutuhkan = 0,1 Hp

13. Pompa 11

fungsi : memompakan produk atas dengan tekanan 1 atm di pompa ke decanter untuk d

laju alir massa = 842,5 kg/jam

Densitasn CPO, $p = 929,044 \text{ kg/m}^3$

Viscositas CPO, $u = 20 \text{ Cp}$

$$= 0,2 \text{ pase}$$

$$= 0,0134 \text{ lb/ft.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetric } Q &= \frac{Q}{p} \\ &= \frac{842,5 \text{ kg/jam}}{929,044 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,906846 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \quad \times \quad 35,31 \\ &= 0,008895 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}} \end{aligned}$$

diameter optimum, $D_{opt} = 3,9 (Q)^{0,45} (p)^{0,13}$

$$= 3,9 * (0,008)^{0,45} * (58)^{0,13}$$

$$= 0,8 \text{ in}$$

dipilih pipa dengan diameter 1/2 in, schedule 40 dengan data

- Diameter luar, OD = 0,8 in
- Diameter dalam, iD = 0,6 in =
- Luas permukaan, A = 0 ft²

kecepatan laju alir, V = $\frac{Q}{A}$

$$= \frac{0 \text{ ft}^3/\text{s}}{0 \text{ ft}^2}$$

$$= 4 \text{ ft/s}$$

bilangan reynold, Nre = $\frac{58 \text{ lb}/\text{ft}^3 * 0.052 \text{ ft} * 3.809 \text{ ft/s}}{0.0134 \text{ lb}/\text{ft} \cdot \text{s}}$

Bilangan Reynold Nre, Nre < 2100 aliran laminar

Dari Appendix C.1 Alan Foust, 1951 untuk pipa komersial dengan diameter 0.84 in diperoleh 0.0003 dengan memplot Nre terhadap ϵ/D diperoleh $f = 0.43$

Dimana system perpipaan sebagai berikut:

- Direncanakan ketinggian pemompaan L1 = 15
- Panjang pipa ekuivalen, Le
pipa
lurus = 120 ft
- 1 buah gate fully open ($L/D = 13$, Appendix C-2a, Foust, 1980)
L2 = 1 x 13 x 0.052 ft = 0,7 ft
- 2 buah standart elbow 90 o ($L/D = 30$, Appendix C-2a, Foust, 1980)
L3 = 1 x 30 x 0.052
= 1,6 ft
- 1 buah inward protecting pipe intrance ($k = 0,5$, $L/D = 50$ Foust, 1980)
L4 = 50 x 0.5 x
0.052 = 1,3 ft
- 1 buah protecting pipe exit ($k = 1$, $L/D = 45$ Appendix C-2c dan C-2d, Foust 29)
L5 = 45 x 1 x 0.052 = 2,3 ft

panjang pipa total (σL) = (120+15+0.676+1.56+1.3+2.34) ft

faktor gesekan,

$$\sigma F = \frac{fv^2}{2geD} = \frac{(0.143)(3.809)^2(140.876)}{2(32.174)(0.052)} =$$

Tinggi

- pemompaan Δz = 15 ft
- static head, Δz g/ft = 15 ft.lbf/lbm
- velocity head, Δz v²/ 2 ge = 0

$$\begin{aligned} \text{pressure head, } \Delta p/p &= 0 \\ W_s &= \Delta z \cdot g/gc + \Delta v^2/2ge + f \cdot l \cdot \rho/p + \sigma \cdot f \\ &= 111,3285 \text{ ft.lbf/lbm} \\ \text{tenaga pompa, } P &= \frac{W_s \cdot Q \cdot p}{550} = \frac{51,656}{550} = \end{aligned}$$

untuk efisiensi pompa 80%, maka :

tenaga pompa yang

$$\text{dibutuhkan} = 0,1 \text{ Hp}$$

13. Pompa 11

fungsi : memompakan produk bawah yang sudah diturunkan tekanannya menjadi 1 bar untuk diturunkan suhunya ke Cooler 1

$$\text{laju alir massa} = 842,5 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitasn CPO, } \rho = 929,044 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viscositas CPO, } \mu = 20 \text{ Cp}$$

$$= 0,2 \text{ pase}$$

$$= 0,0134 \text{ lb/ft.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetric } Q &= \frac{Q}{\rho} \\ &= \frac{842,5 \text{ kg/jam}}{929,044 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,906846 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 35,31 \\ &= \frac{0,008895 \text{ ft}^3}{\text{detik}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{diameter optimum, } D_{opt} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 * (0,008)^{0,45} * (58)^{0,13} \\ &= 0,8 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih pipa dengan diameter 1/2 in, schedule 40 dengan data

$$\text{- Diameter luar, OD} = 0,8 \text{ in}$$

$$\text{- Diameter dalam, iD} = 0,6 \text{ in} =$$

$$\text{- Luas permukaan, } A = 0 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{kecepatan laju alir, } V &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0 \text{ ft}^3/\text{s}}{0 \text{ ft}^2} \\ &= 4 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{bilangan reynold, } N_{re} &= \frac{58 \text{ lb/ft}^3 * 0,052 \text{ ft} * 3,809 \text{ ft/s}}{0,0134 \text{ lb/ft.s}} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold N_{re} , $N_{re} < 2100$ aliran laminar

Dari Appendix C.1 Alan Foust, 1951 untuk pipa komersial dengan diameter 0.84 in dipi
0.0003 dengan memlot Nre terhadap ϵ/D diperoleh $f = 0.43$

Dimana system perpipaan sebagai berikut:

- Direncanakan ketinggian pemompaan $L1 = 15$
- Panjang pipa eqivale, L_e
pipa
lurus = 120 ft
- 1 buah gate fully open ($L/D = 13$, Apeendix C-2a, Foust, 1980)
 $L2 = 1 \times 13 \times 0.052 \text{ ft} = 0,7 \text{ ft}$
- 2 buah standart elbow 90 o ($L/D = 30$, Appendix C-2a, Foust, 1980)
 $L3 = 1 \times 30 \times 0.052$
 $= 1,6 \text{ ft}$
- 1 buah inward protecting pipe intrance ($k= 0,5$, $L/D = 50$ Foust, 1980)
 $L4 = 50 \times 0.5 \times$
 $0.052 = 1,3 \text{ ft}$
- 1 buah protecting pipe exit ($k= 1$, $L/D = 45$ Appendix C-2c dan C-2d, Foust 29)
 $L5 = 45 \times 1 \times 0.052 = 2,3 \text{ ft}$

panjang pipa total (σL) = $(120+15+0.676+1.56+1.3+2.34) \text{ ft}$

faktor gesekan,

$$\sigma F = \frac{fv^2}{2geD} = \frac{(0.143)(3.809)^2(140.876)}{2(32.174)(0.052)} =$$

Tinggi

pemompaan	delta z	=	15 ft
Cstatic head,	delta z g/fg	=	15 ft.lbf/lbm
velocity head,	delta $v^2/ 2 ge$	=	0
pressure head ,	delta p/p	=	0
W_s	=	delta z g/gc + delta $v^2/2ge$ + frlta p/p+sigma f	
	=	111,3285 ft.lbf/lbm	

$$\text{tenaga pompa, } P = \frac{W_s \cdot Q \cdot p}{550} = \frac{51,656}{550} =$$

untuk efisiensi pompa 80%, maka :

tenaga pompa yaang

$$\text{dibutuhkan} = 0,1 \text{ Hp}$$

13. Pompa 12

fungsi : memompakan produk atas dari decanter ke cooler untuk diturunkan suhunya m

$$\text{laju alir massa} = 842,5 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitasn CPO, } p = 929,044 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}
 \text{Viscositas CPO, } u &= 20 \text{ Cp} \\
 &= 0,2 \text{ pase} \\
 &= 0,0134 \text{ lb/ft.s} \\
 \text{Laju alir volumetric } Q &= \frac{Q}{p} \\
 &= \frac{842,5 \text{ kg/jam}}{929,044 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 0,906846 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 35,31 \\
 &= 0,008895 \frac{\text{ft}^3}{\text{detik}} \\
 \text{diameter optimum, } D_{\text{opt}} &= 3,9 (Q)^{0.45} (p)^{0.13} \\
 &= 3,9 * (0.008)^{0.45} * (58)^{0.13} \\
 &= 0,8 \text{ in} \\
 \text{dipilih pipa dengan diameter } 1/2 \text{ in, schedule 40 dengan data} \\
 - \text{ Diameter luar, OD} &= 0,8 \text{ in} \\
 - \text{ Diameter dalam, iD} &= 0,6 \text{ in} = \\
 - \text{ Luas permukaan, A} &= 0 \text{ ft}^2 \\
 \text{kecepatan laju alir, } V &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0 \text{ ft}^3/\text{s}}{0 \text{ ft}^2} \\
 &= 4 \text{ ft/s} \\
 \text{bilangan reynold, } N_{re} &= \frac{58 \text{ lb/ft}^3 * 0.052 \text{ ft} * 3.809 \text{ ft/s}}{0.0134 \text{ lb/ft.s}}
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold N_{re} , $N_{re} < 2100$ aliran laminar

Dari Appendix C.1 Alan Foust, 1951 untuk pipa komersial dengan diameter 0.84 in dipi 0.0003 dengan memlot N_{re} terhadap ϵ/D diperoleh $f = 0.43$

Dimana system perpipaan sebagai berikut:

- Direncanakan ketinggian pemompaaan $L_1 = 15$
- Panjang pipa equivale, L_e
pipa
lurus = 120 ft
- 1 buah gate fully open ($L/D = 13$, Apeendix C-2a, Foust, 1980)
 $L_2 = 1 \times 13 \times 0.052 \text{ ft} = 0,7 \text{ ft}$
- 2 buah standart elbow 90 o ($L/D = 30$, Appendix C-2a, Foust, 1980)
 $L_3 = 1 \times 30 \times 0.052$
= = 1,6 ft
- 1 buah inward protecting pipe intrance ($k = 0,5$, $L/D = 50$ Foust, 1980)

$$L_4 = 50 \times 0.5 \times$$

$$0.052 = 1,3 \text{ ft}$$

- 1 buah protecting pipe exit ($k=1$, $L/D = 45$ Appendix C-2c dan C-2d, Foust 29)

$$L_5 = 45 \times 1 \times 0.052 = 2,3 \text{ ft}$$

panjang pipa total (ΣL) = $(120+15+0.676+1.56+1.3+2.34)$ ft

faktor gesekan,

$$\sigma_F = \frac{fv^2}{2geD} = \frac{(0.143)(3.809)^2(140.876)}{2(32.174)(0.052)} =$$

Tinggi

$$\text{pemompaan } \Delta z = 15 \text{ ft}$$

$$\text{static head, } \Delta z_{g/fc} = 15 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{velocity head, } \Delta z_{v^2/2ge} = 0$$

$$\text{pressure head, } \Delta z_{p/p} = 0$$

$$W_s = \Delta z_{g/gc} + \Delta z_{v^2/2ge} + f_{rlta} \frac{p}{p} + \sigma_F$$

$$= 111,3285 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{tenaga pompa, } P = \frac{W_s \cdot Q \cdot p}{550} = \frac{51,656}{550} =$$

untuk efisiensi pompa 80%, maka :

tenaga pompa yaang

$$\text{dibutuhkan} = 0,1 \text{ Hp}$$

13. Pompa 13

fungsi : memompakan produk atas dari cooler untuk di simpan dalam penyimpanan *fatty*

$$\text{laju alir massa} = 842,5 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitasn CPO, } p = 929,044 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viscositas CPO, } u = 20 \text{ Cp}$$

$$= 0,2 \text{ pase}$$

$$= 0,0134 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Laju alir volumetric } Q = \frac{Q}{p}$$

$$= \frac{842,5 \text{ kg/jam}}{929,044 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,906846 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 35,31$$

$$= \frac{0,008895 \text{ ft}^3}{\text{detik}}$$

$$\text{diameter optimum, } D_{opt} = 3.9 (Q)^{0.45} (p)^{0.13}$$

$$= 3.9 * (0.008)^{0.45} * (58)^{0.13}$$

$$= 0,8 \text{ in}$$

dipilih pipa dengan diameter 1/2 in, schedule 40 dengan data

-	Diameter luar , OD	=	0,8	in	
-	Diameter dalam, iD	=	0,6	in	=
-	Luas permukaan , A	=	0	ft ²	
	kecepatan laju alir, V	=	Q/A		
		=	0	ft ³ /s	
			0	ft ²	
		=	4	ft/s	
	bilangan reynold, Nre	=	58lb/ft ³ *0.052ft*3.809ft/s		
					0.0134 lb/ft.s

Bilangan Reynold Nre, $Nre < 2100$ aliran laminar

Dari Appendix C.1 Alan Foust, 1951 untuk pipa komersial dengan diameter 0.84 in dipi 0.0003 dengan memlot Nre terhadap ϵ/D diperoleh $f = 0.43$

Dimana system perpipaan sebagai berikut:

- Direncanakan ketinggian pemompaaan L1 = 15
- Panjang pipa equivale, Le
pipa
lurus = 120 ft
- 1 buah gate fully open ($L/D = 13$, Apeendix C-2a, Foust, 1980)
 $L2 = 1 \times 13 \times 0.052 \text{ ft} = 0,7 \text{ ft}$
- 2 buah standart elbow 90 o ($L/D = 30$, Appendix C-2a, Foust, 1980)
 $L3 = 1 \times 30 \times 0.052$
 $= 1,6 \text{ ft}$
- 1 buah inward protecting pipe intrance ($k= 0,5$, $L/D = 50$ Foust, 1980)
 $L4 = 50 \times 0.5 \times 0.052 = 1,3 \text{ ft}$
- 1 buah protecting pipe exit ($k= 1$, $L/D = 45$ Appendix C-2c dan C-2d, Foust 29)
 $L5 = 45 \times 1 \times 0.052 = 2,3 \text{ ft}$

panjang pipa total (σL) = (120+15+0.676+1.56+1.3+2.34) ft

faktor gesekan,

$$\sigma F = \frac{fv^2}{2geD} = \frac{(0.143)(3.809)^2(140.876)}{2(32.174)(0.052)} =$$

Tinggi

pemompaan	delta z	=	15	ft
static head,	delta z g/fc	=	15	ft.lbf/lbm
velocity head,	delta $v^2/ 2 ge$	=	0	
pressure head ,	delta p/p	=	0	

$$W_s = \frac{\Delta z}{g} + \frac{\Delta v^2}{2g} + \frac{f L}{D} \frac{v^3}{2g} + \frac{K_p}{g}$$

$$= 111,3285 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{tenaga pompa, } P = \frac{W_s \cdot Q \cdot \rho}{550} = \frac{51,656}{550} =$$

untuk efisiensi pompa 80%, maka :

tenaga pompa yang

$$\text{dibutuhkan} = 0,1 \text{ Hp}$$

14. TANGKI GLESEROL

Fungsi : Tempat penyimpanan Gliserol direncanakan untuk kebutuhan

Bentuk : silinder tegak dalam ellipsoidal

Bahan : Carbon Steel SA-300

$$\text{Laju alir} = 80,68 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam}$$

$$= 1936,32 \text{ kg/hari}$$

kebutuhan untuk 28

$$\text{hari} = 1936,32 \times 28 \text{ HARI}$$

$$= 54216,96 \text{ kg}$$

$$\text{volume CPO} = \frac{566116,3 \text{ kg}}{609,353 \text{ kg/m}^3}$$

volume

$$\text{CPO} = 929,0449 \text{ m}^3$$

$$\text{CPO} = 929,044 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{faktor keamanan} = 15\%$$

$$\text{Volume tangki} = 1,15 \times \text{volume tangki}$$

$$= 1068,402 \text{ m}^3$$

Tangki dirancang berbentuk silinder tegak dengan tutup bawah datar dan tutup atas ellipsoidal antara tinggi terhadap diameter tangki 5:4, sedangkan antara tinggi alipsoidal terhadap diameter 1:6 bahan (CPO) hanya mengisi pada bagian silinder tegak.

$$\text{Diameter tangki} = \frac{[V \cdot \frac{4}{3} \pi]^{1/3}}{[\frac{5}{4}]}$$

$$= \frac{3418,885^{1/3}}{3,14}$$

$$= 1088,817^{1/3}$$

$$\begin{aligned}
 &= 32,99723 \text{ m} \\
 \text{Tinggi silinder, Hs} &= 5/4 \times D_{xt} \\
 &= 41,24653 \text{ m} \\
 \text{Tinggi head, Hh} &= 5/4 \times D_{xt} \\
 &= 41,24653 \text{ m} \\
 \text{Total tinggi tangki, T} &= Hs + Hh \\
 &= 82,49307 \\
 \text{Tekanan Desain Pd} &= \frac{S \times (Hs - 1)}{E} \\
 &= \frac{929.044 \text{ kg/m}^3 (12.85875 - 1)}{0,85} \\
 &= 37390,8 \text{ kg/m}^3 \times 2.204 \text{ lb/kg} \times 1 \text{ m}^2 / 10.764 \text{ ft}^2 \times 1 \text{ ft}^2 / 144 \text{ m}^2 \\
 &= 53,16676 \text{ lb/m}^2 \\
 &= 53,16676 \text{ psi} \\
 \text{bahan konstruksi tangki plate baja tahan karat, Carbon steel maksimum } & \textit{allowable stress} \\
 S &= 13800 \text{ psi} \\
 \text{effisiensi sambangan,} \\
 E &= 0,85 \\
 \text{faktor korosi, C} &= 0.006 \text{ in/tahun} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959}) \\
 \text{direnanakan umur} \\
 \text{alat, n} &= 10 \text{ tahun} \\
 \text{tekanan total desain, P} \\
 &= P_d + 14.7 \text{ psi} \\
 &= 67,86676 \text{ psi} \\
 \text{tebal plat minimum, T}_p &: \\
 T_p &= \frac{P \times D}{2 \times S \times E - 0.6 P} + c \times n \\
 &= \frac{23881,57}{23419,28} + 0,06 \\
 &= 1,07974 \text{ in}
 \end{aligned}$$

maka tebal plate yang dipakai 1 in

16. TANGKI FATTY ACID

Fungsi : Tempat penyimpanan fatty acid direncanakan untuk kebutuhan

Bentuk : silinder tegak dalam ellipsodal

Bahan : Carbon Steel SA-300

Laju alir = 12626,26 kg/jam x 24 jam

= 303030,2 kg/hari

kebutuhan untuk 28			
hari	=	303030,2 x	4 HARI
	=	1212121 kg	
volume CPO	=	566116,3 kg	
		<u>609,353 kg/m³</u>	

volume			
CPO	=	929,0449 m ³	
CPO	=	929,044 kg/m ³	
faktor keamanan	=	15%	
Volume tangki	=	1.15 x volume tangki	
	=	1068,402 m ³	

Tangki dirancang berbentuk silinder tegak dengan tutup bawah datar dan tutup atas *ellip* antara tinggi terhadap diameter tangki 5:4, sedangkan antara tinggi alipsoidal terhadap diameter 1 :6 bahan (CPO) hanya mengisi pada bagian silinder tegak.

Diameter tangki	=	$\frac{[v\pi \times (16/5)]^{1/3}}{3,14}$
	=	$\frac{3418,885}{3,14}^{1/3}$
	=	1088,817 ^{1/3}
	=	32,99723 m
Tinggi silinder, Hs	=	5/4 x Dxt
	=	41,24653 m
Tinggi head, Hh	=	5/4 x Dxt
	=	41,24653 m
Total tinggi tangki, T	=	Hs+Hh
		82,49307
Tekanan Desain Pd	=	x (Hs-1)
	=	929.044 kg/m ³ (12.85875 - 1)
=	37390,8	kg/m ³ x 2.204 lb/kg x 1m ² /10.764 ft ² x 1 ft ² /144m ²
	=	53,16676 lb/m ²
	=	53,16676 psi

bahan konstruksi tangki plate baja tahan karat, Carbon steel maksimum *allowable stress*

S	=	13800 psi
---	---	-----------

efisiensi sambangan,

$$E = 0,85$$

$$\text{faktor korosi, } C = 0.006 \text{ in/tahun} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

direncanakan umur

$$\text{alat, } n = 10 \text{ tahun}$$

tekanan total desain, P

$$= Pd + 14.7 \text{ psi}$$

$$= 67,86676 \text{ psi}$$

tebal plat minimum, T_p :

$$T_p = \frac{P \times D}{2 \times S \times E - 0.6 P} + c \times n$$

$$= \frac{23881,57}{23419,28} + 0,06$$

$$= 1,07974 \text{ in}$$

maka tebal plate yang dipakai 1 in

LAMPIRAN D

SPESIFIKASI PERALATAN UTILITAS

- **Pompa Air Sumur Bor (L-401)**

Fungsi : untuk memompakan air sumur bor ke bak pengendapan. Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah: 1 buah

Bahan konstruksi : *comercial steel*

Kondisi operasi:

-Temperatur : 30⁰C

Densitas air (ρ) = 995,68 kg/m³ = 62,16 lbm/ft³(Perry,
1997)

Viskositas (μ) = 0,8007 cP = 1,937 lbm/ft.jam.....(Kirk
Othmer, 1967)

-Laju alir massa (F) = 33.926,086 kg/jam = 20,775 lbm/det

$$\left(\frac{60}{60} \right)$$

Panjang bak (p) = 10 x t = 10

x 2,538 m = 25,38 m Lebar

bak (l)

Dari gambar 3.3-4 (Geankoplis, 1983) untuk $N_{Re} = 446.089,398$
diperoleh $N_{po} = 0,6$

$$N_{po} N^3 D^{5.5} \rho$$

Sehingga: $P = \frac{\dots}{\dots}$

..... (Geankoplis, 1983)

gc

$$(0,6)(1)^3 (1,813)^{5.5} (85,093)$$

LAMPIRAN E

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Dalam rencana Pra Rancangan Pabrik Fatty acid digunakan asumsi sebagai berikut:

1. Pabrik beroperasi selama 330 hari.
2. Kapasitas produksi *Fatty acid* 12.626,26 kg/jam.
3. Perhitungan didasarkan pada harga alat terpasang.
4. Harga alat disesuaikan dengan basis September 2022 dimana nilai tukar dolar terhadap rupiah adalah US\$ 1 = 14.840,00,-

L.D.1 Modal Investasi Tetap / *Fixed Capital Investment* (FCI)

Modal Investasi Tetap Langsung (MITL)

A. Biaya Tanah Lokasi Pabrik

Harga tanah lokasi pabrik diperkirakan	= Rp.300.000/m ²
Luas tanah yang diperlukan	= 20.830 m ²
Harga tanah seluruhnya	= 20.830 m ² x Rp
300.000/m ²	= Rp
	6.249.000.000,-

Biaya peralatan tanah 10% dari harga tanah seluruhnya (*Petter & Timmerhaus, 2004*).

Biaya perataan tanah = 0,1 x Rp	
6.249.000.000,-	= Rp 624.900.000,- Total biaya
tanah	= Rp 6.249.000.000,- +
Rp 624.900.000,-	
	= Rp 6.873.900.000,-

Harga Bangunan

Perincian harga bangunan dapat dilihat pada tabel LE-1

Tabel LE-1 Perincian Harga Bangunan

No.	Jenis Area	Luas	Harga	Jumlah
1	Areal Proses	5,800	2,500,000	14,500,000,000
2	Rencana Perluasan	3,500	800,000	2,800,000,000
3	Perumahan Karyawan	4,900	2,200,000	10,780,000,000
4	Unit Pengolahan Air	1,750	1,700,000	2,975,000,000
5	Taman	100	400,000	40,000,000
6	Parkir	350	800,000	280,000,000
7	Ruang Listrik	150	2,250,000	337,500,000
8	Kantor	1,000	2,200,000	2,200,000,000
9	Areal Bahan Baku	500	2,100,000	1,050,000,000
10	Unit Pemadam Kebakaran	50	1,200,000	60,000,000
11	Gudang Produksi	800	2,200,000	1,760,000,000
12	Bengkel	60	2,250,000	135,000,000
13	Peralatan Pengaman	40	2,200,000	88,000,000
14	Ruang Boiler	80	3,400,000	272,000,000
15	Laboratorium	60	2,250,000	135,000,000
16	Ruang Kontrol	50	2,250,000	112,500,000
17	Perpustakaan	100	2,000,000	200,000,000
18	Musholla	40	2,000,000	80,000,000
19	Kantin	60	2,000,000	120,000,000
20	Pos jaga	40	1,600,000	64,000,000
21	Poliklinik	100	2,000,000	200,000,000
22	Pengolahan Limbah	600	2,200,000	1,320,000,000
23	Jalan	700	600,000	420,000,000
TOTAL				39,929,000,000

B. Perincian Harga Peralatan

Harga peralatan dapat dicari dengan menggunakan persamaan berikut:

- Dimana: C_x = Harga alat pada tahun pembelian (2008)
 C_y = Harga alat pada kapasitas yang tersedia
 I_x = Indeks harga pada tahun 2008
 I_y = Indeks harga pada tahun yang tersedia
 X_1 = Kapasitas alat yang tersedia
 X_2 = Kapasitas alat yang diinginkan
 m = Faktor eksponensial untuk jenis alat yang tersedia

Untuk menghitung semua harga peralatan pada pabrik, digunakan metode *Marshall R Swift Equipment Cost Indeks*, Indeks yang digunakan adalah *Chemical Engineering Plant Cost Indeks* (Timmerhaus, 2004).

Tabel LD.2 Harga Indeks Marshall dan Swift

Tahun	Yi	Xi	Yi ²	Xi ²	Yi.Xi
1993	964,2	1	929681,64	1	964,2
1994	993,4	2	986843,56	4	1986,8
1995	1027,5	3	1055756,25	9	3082,5
1996	1039,1	4	1079728,81	14	4156,4
1997	1056,8	5	1116826,24	25	5284
1998	1061,9	6	1127631,61	36	6371,4
1999	1068,3	7	1141264,89	49	7478,1
2000	1089,0	8	1185921	64	8712
2001	1093,9	9	1196617,21	81	9845,1
2002	1102,5	10	1215506,25	100	11025
Total	10.496,6	55	11.035.777,46	385	58.905,5

Sumber: Timmerhaus, 2004

Harga koefisien yang mendekati +1 menyatakan bahwa terdapat hubungan linear antar variabel X dan Y, sehingga persamaan regresi yang mendekati adalah Persamaan Regresi Linear.

Persamaan umum Regresi linear adalah $Y = a + b X$

Dengan : Y = Indeks harga pada tahun
yang dicari (2006) X =
Variabel tahun ke n - 1

A, b = Tetapan persamaan regresi

Dimana a dan b dapat dicari dengan menggunakan rumus :

$$\left(\sum X^2 \right) - \frac{\left(\sum X \right)^2}{n}$$

$$a = \frac{(n \cdot \sum X_i^2) - (\sum X_i)^2}{(n \cdot \sum X_i) - 55^2}$$

$$a = \frac{(385 \cdot 10496,6) - (55 \cdot 5890,5)}{(10 \cdot 385) - 55^2} = 971,38$$

$$b = \frac{(n \cdot \sum X_i \cdot Y_i) - (\sum X_i) \cdot (\sum Y_i)}{(n \cdot \sum X_i^2) - (\sum X_i)^2}$$

$$b = \frac{(10 \cdot 5890,5) - (55 \cdot 10496,6)}{(10 \cdot 385) - 55^2} = 14,23$$

$$y = \frac{\sum Y_i}{n} = \frac{10496,6}{10} = 1049,66$$

$$x = \frac{(Y - a)}{b} = \frac{1049,66 - 971,38}{14,23} = 5,5$$

Dengan demikian harga indeks pada tahun 2006 ($n = 14$ tahun yang ke-14 maka $X = 13$) adalah :

$$Y = 971,38 + (14,23 \times 13)$$

$$= 1156,37$$

Untuk alat yang tidak tersedia, faktor eksponennya (m) dianggap 0,6 (Timmerhaus, 2004).

Contoh perhitungan estimasi harga peralatan :

Nama alat : Kolom Hidrolisa (Splitting)
 Jumlah : 1 buah
 Volume tangki (X_2) : 12,240 m³ US \$: Rp 9950,-

Untuk separator, volume tangki yang disediakan X_1
 $= 10 \text{ m}^2$

$$C_y = 12.000 \text{ US } \$$$

$$I_x = 1156,7$$

$$I_y = 1102,5$$

$$= 0,6$$

maka tangki Kolom Hidrolisa pada tahun 2008 :

$$C_x = \text{US } \$ 14.213,212 \times 9950$$

$$C_x = \text{Rp } 141.421.459,-$$

Dengan cara yang sama perkiraan harga alat proses yang lainnya dapat dilihat pada tabel LE-3 dan tabel LE-4 untuk perkiraan harga peralatan utilitas pada Pra Rancangan Pabrik Asam Oleat.

Perkiraan Harga Peralatan Proses

No	Nama Alat	Harga/Unit	Unit	Harga Alat
1	Tangki CPO	70,338,530	1	70,338,530

2	Heater	16,831,910	1	16,831,910
3	Splitting	141,421,459	1	141,421,459
4	HE 1	82,553,117	1	82,553,117
5	HE II	68,965,888	1	68,965,888
6	Expansion Valve 1	80,358,910	1	80,358,910
7	Expansion Valve 2	24,113,575	1	24,113,575
8	Decanter 1	24,113,575	1	24,113,575
9	Cooler 1	18,772,525	1	18,772,525
10	Cooler 2	18,772,525	1	18,772,525
11	Decanter 1	50,315,430	1	50,315,430
12	Tangki Air	72,750,260	1	72,750,260
13	Tangki Fatty Acid	75,680,320	1	75,680,320
14	Tangki Gliserol	70,731,210	1	70,731,210
15	Pompa 01	4,500,000	1	4,500,000
16	Pompa 02	4,500,000	1	4,500,000
17	Pompa 03	4,500,000	1	4,500,000
18	Pompa 04	4,500,000	1	4,500,000
19	Pompa 05	4,500,000	1	4,500,000
20	Pompa 06	4,500,000	1	4,500,000
21	Pompa 07	4,500,000	1	4,500,000
22	Pompa 08	4,500,000	1	4,500,000
23	Pompa 09	4,500,000	1	4,500,000
24	Pompa 10	4,500,000	1	4,500,000
25	Pompa 11	4,500,000	1	4,500,000
26	Pompa 12	4,500,000	1	4,500,000
27	Pompa 13	4,500,000	1	4,500,000
TOTAL				1.330.219.234

Tabel Perincian Harga Peralatan Utilitas

No	Nama Alat	Unit	Harga	Total Harga
1	Pompa Sumur Bor	1	3,500,000	3,500,000
2	Bak Pengendapan	1	18,987,254	18,987,254
3	Clarifier	1	12,589,748	12,589,748
4	Tangki Pelarutan Alum	1	16,689,000	16,689,000
5	Tangki Pelarutan Soda Abu	1	14,500,000	14,500,000
6	Pompa Bak Pengendapan	1	3,500,000	3,500,000
7	Sand Filter	1	9,587,365	9,587,365
8	Pompa Clarifier	1	3,500,000	3,500,000
9	Menara Air	1	25,625,300	25,625,300
10	Pompa Sand Filter	1	3,500,000	3,500,000
11	Kation Exchanger	1	25,897,351	25,897,351
12	Tangki Pelarutan Asam Sulfat	1	698,698,587	698,698,587
13	Pompa Menara Air	1	3,500,000	3,500,000
14	Anion Exchanger	1	36,982,000	36,982,000
15	Tangki Pelarutan NaOH	1	13,562,400	13,562,400
16	Pompa Kation Exchanger	1	3,500,000	3,500,000
17	Tangki Kaporit	1	15,897,000	15,897,000
18	Tangki Penampungan air Umpan Ketel	1	6,100,752	6,100,752
19	Daerator	1	19,859,640	19,859,640
20	Pompa Daerator	1	3,500,000	3,500,000
21	Boiler	1	368,254,875	368,254,875
22	Tangki Air Panas	1	368,251,900	368,251,900
23	Pompa Tangki Air Panas	1	3,500,000	3,500,000
24	Genset	3	180,658,000	541,974,000
TOTAL				2,253,819,422

Untuk harga alat sampai di lokasi maka harga alat proses dan *utilitas* harus ditambahkan biaya-biaya sebagai berikut:

Biaya transportasi	= 5%
Biaya asuransi	= 1%
Bea masuk	= 15%
Ongkos bongkar muat	= 0,5%
PPN	= 10%
PPh	= 10%
Biaya Gudang pelabuhan	= 0,5%
Biaya transportasi lokal	= 0,5%
Biaya tak terduga	= 0,5% +
Total	= 43% (Timmerhaus, 1991)

Total harga peralatan = Rp 1.012.512.074,- + Rp
2.253.819.422,-
= Rp 3.266.331.496,-

Harga alat sampai dilokasi pabrik:

= 1,43 x (total harga peralatan proses dan utilitas)
= 1,43 x Rp 3.266.331.496 = Rp 4.670.854.039,-

Biaya pemasangan alat diperkirakan 10% dari harga alat sampai
di lokasi pabrik:

= 0,1 x Rp 4.670.854.039,-
= 467.085.404,-

Harga peralatan proses dan utilitas terpasang (HPT):

= Rp 4.670.854.039 + Rp 467.085.404 = Rp
5.137.939.443,-

Harga Alat Instrumentasi

Diperkirakan 5% dari HPT:

..... (Timmerhaus, 1991)

= 0,05 x Rp 5.137.939.443 = Rp 256.896.972,-

Biaya Perpipaian

Diperkirakan 10% dari HPT:

..... (Timmerhaus, 1991)

$$= 0,1 \times \text{Rp } 5.137.939.443 = \text{Rp } 513.793.944,-$$

Biaya Instalasi Listrik

Diperkirakan 5% dari HPT:

..... (Timmerhaus, 1991)

$$= 0,05 \times \text{Rp } 5.137.939.443 = \text{Rp } 256.896.972,-$$

Biaya Insulasi

Diperkirakan 5% dari HPT:

..... (Timmerhaus, 1991)

$$= 0,05 \times \text{Rp } 5.137.939.443 = \text{Rp } 256.896.972,-$$

Biaya Inventaris kantor

Diperkirakan 2% dari HPT:

..... (Timmerhaus, 1991)

$$= 0,02 \times \text{Rp } 5.137.939.443 = \text{Rp } 102.758.789,-$$

Biaya Perlengkapan Pemadam Kebakaran

Diperkirakan 2% dari HPT:

..... (Timmerhaus, 1991)

$$= 0,02 \times \text{Rp } 5.137.939.443 = \text{Rp } 102.758.789,-$$

Sarana Transportasi

Tabel LD-5 Sarana Transportasi

Jenis Kendaraan	Jenis	Unit	Harga/unit	Jumlah
Mobil Direktur	BMW	1	500.000.000	500.000.000
Mobil Manager	Honda Civic	4	285.000.000	1.140.000.000
Bus Karyawan	Bus	2	200.000.000	400.000.000
Truk	Fuso FN 517	4	250.000.000	1.000.000.000
TOTAL				3.040.000.000

$$\begin{aligned}
 \text{Total MITL} &= A + B + C + D + E + F + G + H + I + J \\
 &= \text{Rp } 6.873.900.000 + \text{Rp } 39.929.000.000 + \text{Rp } \\
 &\quad 5.137.939.443 \\
 &\quad + \text{Rp } 256.896.972 + \text{Rp } 513.793.944 + \text{Rp } \\
 &\quad 256.896.972 \\
 &\quad + \text{Rp } 256.896.972 + \text{Rp } 102.758.789 + \text{Rp } \\
 &\quad 102.758.789 \\
 &\quad + \text{Rp } 3.040.000.000 \\
 &= \text{Rp } 55.935.735.825,-
 \end{aligned}$$

L.D.1.1 Modal Investasi Tetap Tidak Langsung (MITTL)

A. Pra Investasi

Diperkirakan 5% dari MITL

..... (Timmerhaus, 1991)

$$= 0,05 \times \text{Rp } 55.935.735.825,- = \text{Rp } 2.796.786.791,-$$

B. Engineering dan Supervisi

Diperkirakan 5% dari MITL

..... (Timmerhaus, 1991)

$$= 0,05 \times \text{Rp } 55.935.735.825,- = \text{Rp } 2.796.786.791,-$$

C. Biaya Konstruksi

Diperkirakan 5% dari MITL

..... (Timmerhaus, 1991)

$$= 0,05 \times \text{Rp } 55.935.735.825,- = \text{Rp } 2.796.786.791,-$$

D. Biaya Tak Terduga

Diperkirakan 10% dari MITL

..... (Timmerhaus, 1991)

$$= 0,1 \times \text{Rp } 55.935.735.825,-$$

$$= \text{Rp } 5.593.573.583,- \text{Total}$$

$$\text{MITTL} = A + B + C + D$$

$$= \text{Rp } 2.796.786.791 + \text{Rp } 2.796.786.791 + \text{Rp } 2.796.786.791$$

$$+ \text{Rp } 5.593.573.583 =$$

$$\text{Rp } 13.983.933.956,- \text{Total MIT}$$

$$= \text{MITL} + \text{MITTL}$$

$$= \text{Rp } 55.935.735.825,- + \text{Rp } 13.983.933.956,-$$

$$= \text{Rp } 69.919.669.781,-$$

L.D.2 Modal Kerja/Working Capital

Modal kerja dihitung untuk mengoperasikan pabrik selama 3 bulan :

Persediaan bahan baku proses dan utilitas

- CPO = 842,435 kg/jam

Harga CPO = Rp 4000,-/kg.....(PT. PKS Abdi Budi Mulia, 2008)

Harga total = 90 hari x 842,435 kg/jam x 24 jam/hari x Rp 4000/kg
= Rp 7.278.638.400,-

- Soda Abu

Kebutuhan = 0,916 kg/jam

Harga = Rp 7100 / kg
(CV.Rudang jaya,2008)

Harga total = 90 hari x 0,916 kg/jam x 24 jam/hari x Rp 7.100/kg
= Rp 14.047.776,-

- Alum $Al_2(SO_4)_3$

Kebutuhan = 1,696 kg/jam

Harga = 8000 /kg
(CV.Rudang jaya,2008)

Harga total = 90 hari x 1,696 kg/jam x 24 jam/hari x Rp 8000/kg
= Rp 29.306.880,-

- Kaporit = 0,004 kg/jam
(CV.Rudang jaya,2008)

Harga = 7000 /kg

Harga total = 90 hari x 0,004 kg/jam x 24 jam/hari x Rp 7000 /kg

= Rp 60.480,-

- H_2SO_4 = 9,388 kg/jam
(CV.Rudang jaya,2008)

Harga = Rp 365.000/liter

Kas

1. Biaya untuk Gaji

Tabel LE-6 Sistem gaji karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/bln	Jumlah
1.	Dewan Komisaris	3	25.000.000	75.000.000
2.	Direktur utama	1	30.000.000	30.000.000
3.	Sekretaris	1	2.000.000	2.000.000
4.	Manjer	2	15.000.000	30.000.000
5.	Kepala Bagian	4	10.000.000	40.000.000
6.	Kepala Seksi Administrasi	14	8.000.000	112.000.000
7.	Karyawan Produksi	64	1.500.000	96.000.000
8.	Karyawan Teknik	25	1.500.000	37.500.000
9.	Karyawan Keu dan Personalia	10	2.000.000	20.000.000
10	Karyawan Administrasi	10	2.000.000	20.000.000
11	Dokter	1	4.000.000	4.000.000
12	Petugas Keamanan	10	700.000	7.000.000
13	Supir	10	700.000	7.000.000
14	Petugas Kebersihan	10	700.000	7.000.000
	TOTAL	150		423.500.000

a. Total gaji pegawai

Untuk 1 bulan = 1 x Rp 423.500.000 = Rp 423.500.000,-

Untuk 3 bulan = 3 x Rp 423.500.000 = Rp
1.270.500.000,-

b. Biaya Administrasi umum

Diperkirakan 20% dari 3 bulan gaji pegawai

.....(Timmerhaus, 1991)

$$= 0,2 \times \text{Rp } 1.270.500.000 = \text{Rp } 254.100.000,-$$

c. Biaya pemasaran

Diperkirakan 15% dari harga gaji karyawan selama 3 bulan:

$$= 0,15 \times \text{Rp } 1.270.500.000 = \text{Rp } 190.575.000,-$$

d. Pajak bumi dan bangunan (PBB) Perhitungan pajak bumi dan bangunan menurut UU No.2 tahun 2000 JO.UU No.21 tahun 1997, maka:

Tanah

$$\text{Luas tanah} = 20.830 \text{ m}^2$$

Luas tanah tidak kena pajak = Tempat ibadah + jalan

$$= 160 \text{ m}^2 + 200 \text{ m}^2 + 600 \text{ m}^2 = 960 \text{ m}^2$$

Luas tanah kena pajak = Luas tanah total – Luas tanah tidak kena pajak

$$= 20.830 \text{ m}^2 - 960 \text{ m}^2 = 19.870 \text{ m}^2$$

Pajak tanah = 70% dari harga tanah

$$= 0,7 \times \text{Rp } 300.000/\text{m}^2 = \text{Rp } 210.000/\text{m}^2$$

Total NJOP tanah = Rp 210.000/m² x 19.870 m² = Rp 4.172.700.000,-

Bangunan

$$\text{Luas bangunan} = 20.830 - 1000 = 19.830 \text{ m}^2$$

$$\text{Pajak bangunan} = \text{Rp } 300.000/\text{m}^2$$

NJOP bangunan = Rp 19.830 m² x Rp 300.000/m² = Rp 5.949.000.000,-

NJOP Bangunan tidak kena pajak adalah tempat ibadah + taman = 160 m² NJOP tidak kena pajak = 160 m² x Rp 300.000/m² = Rp 48.000.000,- Total NJOP bangunan = Rp 5.949.000.000 – Rp 48.000.000

= Rp 5.901.000.000,-

NJOP untuk perhitungan PBB = NJOP tanah + NJOP Bangunan

= Rp 4.172.700.000 + Rp

5.901.000.000

= Rp 10.073.700.000,-

Nilai jual kena pajak (NJKP) = 20% NJOP untuk perhitungan PBB

= 0,2 x Rp 10.073.700.000 = Rp

2.014.740.000,-

PBB yang dihitung = 0,5% NJKP

= 0,005 x Rp 2.014.740.000 = Rp

10.073.700,-

Perincian Biaya Kas

No	Jenis Biaya	Jumlah
1	Gaji pegawai	1.270.500.000
2	Administrasi umum	254.100.000
3	Pemasaran	190.575.000
4	Pajak bumi bangunan	10.073.700
Total		1.725.248.700

C. Biaya Start Up

Diperkirakan 3% dari MIT

.....(Timmerhaus, 1991)

$$= 0,03 \times \text{Rp } 69.919.669.781,- = \text{Rp } 2.097.590.093,-$$

D. Piutang Dagang

PD = (JP/12) x HPT ,Dimana:

PD = Piutang Dagang

JP = Jagka waktu kredit
yang diberikan (tahun)HPT
= Hasil penjualan 1
tahun

Hasil Penjualan Tahunan

• Asam Oleat = 208,333 kg/jam

Harga = Rp 55.000/kg(PT. Varkabayak,
Medan 2008)

Total penjualan = 208,333 kg/jam x Rp 55.000 /kg x 24 jam/hari
x 90 hari

$$= 24.749.960.400,-$$

• Asam Linoleat = 49,137 kg/jam

Harga = 21.000/kg (PT.
Varkabayak, Medan 2008)

Total penjualan = 49,137 kg/jam x Rp 21.000 /kg x 24
jam/hari x 90 hari

$$= 2.228.854.320,-$$

• Asam Palmitat = 1415,562 kg/jam

Harga = 25.000/kg (PT.
Varkabayak, Medan 2008)

Total penjualan = 1415,562 kg/jam x Rp 25.000 /kg x 24
jam/hari x 90 hari

= 76.440.348.000,-

• Gliserol = 217,469 kg/jam

Harga = 30.000/kg (PT.
Varkabayak, Medan 2008)

$$\begin{aligned} \text{Total penjualan} &= 217,469 \text{ kg/jam} \times \text{Rp } 30.000 / \text{kg} \times 24 \\ &\text{jam/hari} \times 90 \text{ hari} \\ &= 14.091.991.200,- \end{aligned}$$

$$\text{Total seluruh penjualan} = \text{Rp. } \mathbf{117.511.153.920,-}$$

$$\begin{aligned} \text{Piutang dagang} &= 3/12 \times \text{Rp } 117.511.153.20 = \text{Rp} \\ &29.377.788.480,- \end{aligned}$$

Tabel LE-8 Perincian Modal Kerja (*Working Capital*)

No	Jumlah biaya	Jumlah
1	Bahan baku dan Utilitas	12.960.896.949
2	Kas	1.725.248.700
3	Start up	2.097.590.093
4	Piutang dagang	29.377.788.480
Total		46.161.524.222

$$\begin{aligned} \text{Total Modal Investasi} &= \text{Modal Investasi Tetap} + \text{Modal Kerja} \\ &= \text{Rp } 69.919.669.781 + \text{Rp } 46.161.524.222 \end{aligned}$$

$$= \text{Rp } 116.081.194.003,-$$

Modal ini berasal dari:

$$\begin{aligned} \text{Modal sendiri} &= 60\% \text{ dari modal investasi} \\ &= 0,6 \times \text{Rp } 116.081.194.003,- \end{aligned}$$

$$= \text{Rp } 69.648.716.402,-$$

$$\begin{aligned} \text{Modal Pinjaman Bank} &= 40\% \text{ dari modal investasi} \\ &= 0,4 \times \text{Rp } 116.081.194.003,- \end{aligned}$$

$$= \text{Rp } 46.432.477.601,-$$

L.D.3 Biaya Produksi Tetap

L.D.3.1 Biaya Tetap (*Fixed Cost/FC*)

Gaji Tetap Karyawan

Gaji tetap 1 tahun + 3 bulan gaji sebagai tunjangan

= Rp 6.352.500.000,-

A. Bunga Pinjaman Bank

Diperkirakan 20% dari modal Pinjaman

= $0,2 \times \text{Rp } 46.432.477.601,-$

= Rp 9.286.495.520,-

B. Depresiasi dan Amortisasi

Depresiasi dihitung dengan metode garis lurus dengan harga akhir nol. Rumus: $D = (P-L)/n$

Dimana: D = Depresiasi per tahun

P =

Harga

awal

Peralatan

awal

L =

Harga

akhir

Peralatan

akhir

N =

Umur peralatan (tahun)

N = Umur peralatan (tahun)

Semua modal investasi tetap langsung (MITL) kecuali tanah mengalami penyusutan yang disebut depresiasi, sedangkan modal investasi tetap tidak langsung (MITTL) juga mengalami penyusutan yang disebut amortisasi.

Biaya amortisasi diperkirakan 20% dari MITTL, sehingga Amortisasi =
0,2 x Rp 13.983.933.956,-

= Rp 2.796.786.791,-

Tabel Perkiraan Biaya Depresiasi

No.	Komponen	Biaya	Umur (thn)	Depresiasi
1	Bangunan	39,929,000,000	15	2,661,933,333
2	Peralatan Proses dan Utilitas	5,137,939,443	10	513,793,944
3	Instrumentasi dan Kontrol	256,896,972	15	17,126,465

4	Perpipaan	513,793,944	10	51,379,394
5	Instalasi Listrik	256,896,972	15	17,126,465
6	Insulasi	256,896,972	15	17,126,465
7	Inventaris Kantor	102,758,789	5	20,551,758
8	Perlengkapan Kebakaran	102,758,789	10	10,275,879
9	Sarana Transportasi	3,040,000,000	10	304,000,000
TOTAL				3,613,313,703

Total biaya depresiasi dan amortisasi

$$= \text{Rp } 2.796.786.791,- + \text{Rp } 3.613.313.703 = \text{Rp } \mathbf{6.410.100.494,-}$$

C. Biaya Tetap

Perawatan

Perawatan mesin dan alat-alat proses

Diperkirakan 10%
dari HPT = 0,1 x

$$\text{Rp } 5.137.939.443,- =$$

$$\text{Rp } \mathbf{513.793.444,-}$$

Perawatan bangunan

Diperkirakan 5% dari harga bangunan

$$= 0,05 \times \text{Rp } 39.929.000.000,-$$

$$= \text{Rp } 1.996.450.000,-$$

Perawatan kendaraan

Diperkirakan 5% dari harga kendaraan

$$= 0,05 \times \text{Rp } 3.040.000.000$$

$$= \text{Rp } 152.000.000,-$$

Perawatan Instrumentasi dan alat-alat kontrol

Diperkirakan 5% dari harga alat instrumentasi dan alat kontrol

$$= 0,05 \times \text{Rp } 256.896.972,-$$

$$= \text{Rp } 12.844.849,-$$

Perawatan Pipa

Diperkirakan 5% dari harga perpipaan

$$= 0,05 \times \text{Rp } 513.793.944,-$$

$$= \text{Rp } 25.689.697,-$$

Perawatan instalasi listrik

Diperkirakan 5% dari harga instalasi listrik

$$= 0,05 \times \text{Rp } 256.896.972,-$$

$$= \text{Rp } 12.844.849,-$$

Perawatan Insulasi

Diperkirakan 5% dari harga insulasi

$$= 0,05 \times \text{Rp } 256.896.972,-$$

$$= \text{Rp } 12.844.849,-$$

Perawatan Inventaris kantor

Diperkirakan 5% dari harga inventaris kantor

$$= 0,05 \times \text{Rp } 102.758.789,- = \text{Rp } 5.137.939,-$$

Perawatan pemadam kebakaran

Diperkirakan 5% dari harga alat-alat kebakaran

$$= 0,05 \times \text{Rp } 102.758.789,-$$

$$= \text{Rp } 5.137.939,-$$

$$\text{Total biaya perawatan} = \text{Rp } \mathbf{2.736.743.566,-}$$

Biaya Tambahan

Diperkirakan 20% dari modal investasi tetap

$$= 0,2 \times \text{Rp } 69.919.669.781,-$$

= Rp 13.983.933.956,-

D. Biaya distribusi

Diperkirakan 15% dari biaya tambahan

= $0,15 \times \text{Rp } 13.983.933.956,-$

= Rp 2.097.590.093

E. Biaya Asuransi Asuransi Pabrik

Diperkirakan 1% dari MIT

$$= 0,01 \times \text{Rp } 69.919.669.781,-$$

$$= \text{Rp } 699.196.698,-$$

Asuransi Karyawan

Diperkirakan 1% dari gaji total

$$= 0,01 \times \text{Rp } 6.325.500.000$$

$$= \text{Rp } 63.255.000,-$$

$$\text{Total Biaya Asuransi} = \text{Rp } \mathbf{762.451.698,-}$$

Pajak bumi dan Bangunan

PBB = Rp 10.073.700,-

Tabel LE10 Perincian biaya tetap
(Fixed Cost)

No	Jenis Biaya	Jumlah (Rp)
1	Gaji Karyawan	6.325.500.000
2	Bungan Bank	9.286.495.520
3	Depresiasi dan Amortisasi	6.410.100.494
4	Perawatan	2.736.743.566
5	Tambahan	13.983.933.956
6	Distribusi	2.097.590.093
7	Asuransi	762.451.698
8	PBB	10.073.700
Total		41.612.889.027

L.E.3.2 Biaya Variabel (Variabel Cost)

a. Biaya Variabel Bahan Baku dan Proses

= Rp 12.960.895.949,-

b. Biaya Variabel Pemasaran

Diperkirakan 10% dari biaya pemasaran

= 0,1 x Rp 190.575.000

= Rp 19.057.500,-

c. Biaya Variabel Perawatan

Diperkirakan 15% dari biaya tetap perawatan

= 0,15 x Rp 2.736.743.566,-

= Rp 410.511.535,-

d. Biaya Variabel lainnya

Diperkirakan 5% dari biaya tambahan

$$= 0,05 \times \text{Rp } 13.983.933.956,-$$

$$= \text{Rp } 699.196.698,-$$

$$\text{Total Biaya Variabel} = \text{Rp } \mathbf{14.089.661.682,-}$$

Total Biaya Produksi

$$= \text{Fixed Cost} + \text{Variabel Cost}$$

$$= \text{Rp } 41.612.889.027 + \text{Rp } 14.089.661.682 = \text{Rp } \mathbf{55.702.550.709,-}$$

L.E.4 Perhitungan Rugi –Laba Usaha. Laba sebelum Pajak

$$\begin{aligned}
 \text{Laba sebelum pajak} &= \text{Total penjualan} - \text{Total biaya produksi} \\
 &= (\text{Rp } 117.511.153.920 - \text{Rp} \\
 &\quad 55.702.550.709) \\
 &= \text{Rp } 61.808.603.211,-
 \end{aligned}$$

b. Pajak Penghasilan

Berdasarkan keputusan Menteri Keuangan RI No.2 Tahun 2000, pasal 17 tarif pajak penghasilan adalah:

- Penghasilan \leq Rp 50.000.000,- dikenakan pajak sebesar 10%
- Penghasilan antara Rp 50.000.000,- s/d Rp 100.000.000,- dikenakan pajak sebesar 15%
- Penghasilan diatas Rp 100.000.000,- dikenakan pajak sebesar 30%

Maka perincian pajak penghasilan (PPh)

0,1 x Rp 50.000.000,-	= Rp	5.000.000,-
0,15 x Rp (Rp 100.000.000 - Rp 50.000.000)	= Rp	7.500.000,-
0,30 x (Rp 61.808.603.211 - Rp 100.000.000)	= Rp	18.513.580.963,-
<hr style="border: 0.5px solid black;"/>		
Total PPh	= Rp	18.513.580.963,-

$$\begin{aligned}
 \text{Laba setelah pajak} &= \text{Laba sebelum pajak} - \text{PPh} \\
 &= \text{Rp } 61.808.603.211 - \text{Rp } 18.525.080.963 \\
 &= \text{Rp } 43.283.522.248,-
 \end{aligned}$$

E. Analisa Aspek ekono

Return of Investment (ROI)

$$\text{ROI} = \frac{\text{laba setelah pajak}}{\text{total modal investasi}} \times 100 \%$$

Sebelum pajak

$$\text{ROI} = \frac{151.070.072.800}{455.482.472.500} \times 100 \%$$

$$\text{ROI} = 33,16 \%$$

Sesudah pajak

$$\text{ROI} = \frac{105.766.551.000}{455.482.472.500} \times 100 \%$$

$$\text{ROI} = 23,22 \%$$

- ROI sebelum Pajak = 33,16%
- ROI setelah Pajak = 23,22%

Pay Out Time (POT)

$$\text{POT} = 1/\text{ROI}$$

$$= 1/0,3729$$

$$= 2,68 \text{ Tahun}$$