

LAMPIRAN 1

NERACA MASSA DAN ENERGI

L2.1 Informasi Umum

L2.1.1 Basis Perhitungan

Kapasitas Pabrik	= 9786 ton/tahun		
	= 29.65455 ton/hari	= 29655 kg/hari	= 1236 kg/jam
Kebutuhan dedak padi	= 8859 kg/jam		
Kondisi operasi	= 330 hari/tahun		
Satuan masa	= kg		
Satuan waktu	= 1 hari		

L2.1.2 Komposisi massa bahan baku dan produk

Tabel L2. 1 Komposisi Massa Bahan Baku

Komponen	Massa (%)
Karbohidrat	36%
Protein	12%
Minyak	20%
Abu	12%
Serat	11%
Air	9%
Total	100%

L2.1.3 Properti Bahan

Tabel L2. 1 Spesifikasi Bahan Baku

Komponen	Massa (%)
Sekam	7.5%
Dedak	92.5%
Minyak	100%

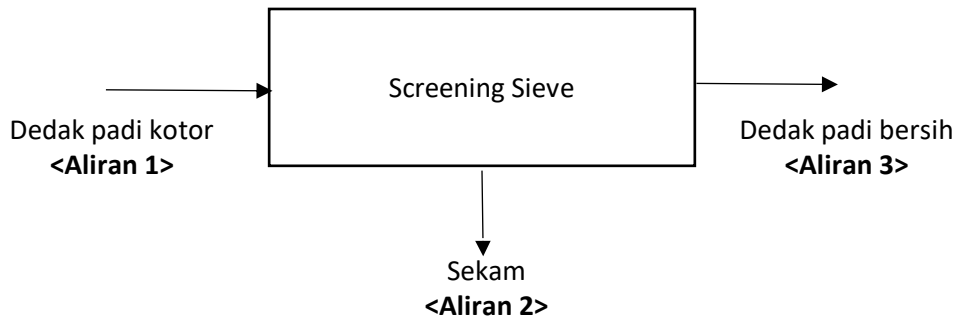
L2.2 Screening Sieve

Fungsi : Memisahkan dedak padi dengan sekam

Kondisi Operasi: Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C

L2.2.1 Diagram Alir Screening Sieve



L2.2.2 Neraca Massa Screening Sieve

Persamaan umum neraca massa:

$$\text{Akumulasi} = \text{Neraca Masuk} - \text{Neraca Keluar} + \text{Generasi} - \text{Konsumsi}$$

Karena tidak ada reaksi, maka menjadi:

$$\text{Akumulasi} = \text{Neraca Masuk} - \text{Neraca Keluar}$$

Jika asumsi:

- 100% sekam hilang
- Tidak ada akumulasi energi pada sistem

Persamaan umum neraca massa menjadi:

$$0 = \text{Neraca Masuk} - \text{Neraca Keluar}$$

$$\text{Neraca Masuk} = \text{Neraca Keluar}$$

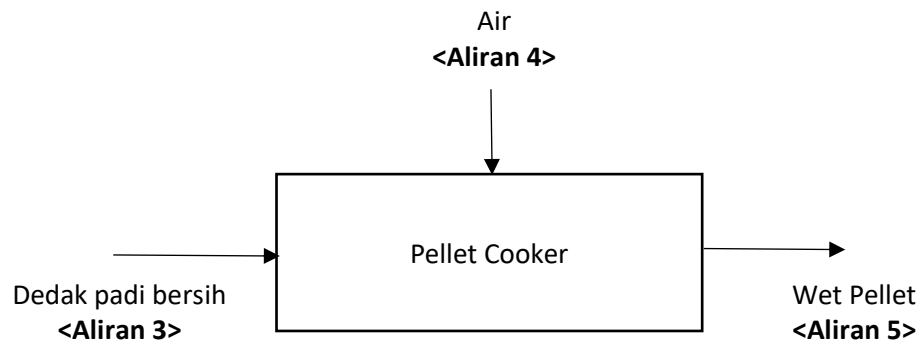
Tabel L2. 3 Tabel Neraca Massa Screening Sieve

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)
Aliran <1> Dedak padi Kotor			Aliran <3> Dedak padi Bersih		
Sekam	7.50%	664	Sekam	0.00%	0
Dedak	92.50%	8195	Dedak	100.00%	8195
			Total		8195
			Aliran <2> Sekam		
			Sekam	100.00%	664
			Dedak	0.00%	0

		Total	664
Total	8859	Total	8859

L2.3 Pellet Cooker

L2.3.1 Diagram Alir Pellet Cooker



L2.3.2 Spesifikasi Pellet Cooker

Fungsi : Menambahkan kelembaban

Kondisi Operasi: Tekanan = 1 atm

Suhu = 120 °C

L2.3.3 Neraca Massa Pellet Cooker

Persamaan umum neraca massa:

Akumulasi = Neraca Masuk – Neraca Keluar + Generasi – Konsumsi

Karena tidak ada reaksi, maka menjadi:

Akumulasi = Neraca Masuk – Neraca Keluar

Jika asumsi:

- Moisture content dedak padi bertambah 17% di steam cooking
- Tidak ada akumulasi energi pada sistem
- Steam = 29.35 kg/hr (Riaz, 2017)

Persamaan umum neraca massa menjadi:

0 = Neraca Masuk – Neraca Keluar

Neraca Masuk = Neraca Keluar

Tabel L2. 4 Tabel Komponen dedak padi yang masuk ke Pellet Cooker

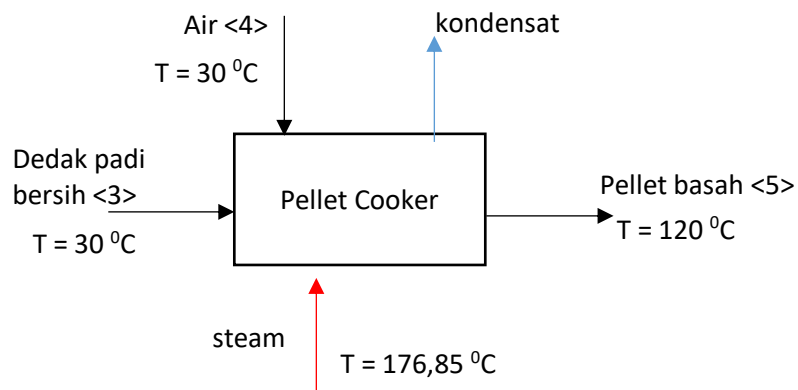
Komponen	Berat (%)	Berat (Kg)
Karbohidrat	36%	2950
Protein	12%	983
Minyak	20%	1639
Abu	12%	983
Serat	11%	901
Air	9%	738
Total	100%	8195

Tabel L2. 5 Tabel Neraca Massa Pellet Cooker

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)
Aliran <3> Dedak padi Bersih			Aliran <5> Wet Pellet		
Karbohidrat	36%	2950	Karbohidrat	33%	2950
Protein	12%	983	Protein	11%	983
Minyak	20%	1639	Minyak	18%	1639
Abu	12%	983	Abu	11%	983
Serat	11%	901	Serat	10%	901
Air	9%	738	Air	17%	1512
Total		8195	Total		8969
Aliran <4> Air					
Karbohidrat	0%	0			
Protein	0%	0			
Minyak	0%	0			
Abu	0%	0			
Serat	0%	0			
Air	100%	774			
Total		774			

L2.3.4 Neraca Energi Pellet Cooker

Treff = 25°C = 298.15 K



Tabel L2. 6 Tabel Komposisi dedak padi masuk *pellet cooker*

Komponen	% Massa
Karbohidrat	36%
Protein	12%
Minyak	20%
Abu	12%
Serat	11%
Air	9%

(Badan Standarisasi Nasional, 2002)

Menggunakan saturated steam dengan data sebagai berikut:

- Steam, T = 176.85 °C
- H Liq = 749.24 kJ/kg
- H vap = 2774.5 kJ/kg
- λ = 2025.3 kJ/kg
- Air, T = 30 °C
- Cp air = 4.1175 kJ/kg°C

Kapasitas panas dihitung menurut persamaan Singh, et al., 2021

$$C_p \text{ (kJ/kg}^{\circ}\text{C)} = 1,424X \text{ karbohidrat} + 1,549X \text{ Protein} + 1,675X \text{ lemak} + 0,837X \text{ abu} + 4,187X \text{ air}$$

Tabel L2. 7 Tabel Kapasitas panas dedak padi

Komponen	% massa	koefisien	koefisien × % massa
Karbohidrat	36%	1.424	0.51264
Protein	12%	1.549	0.18588
Minyak	20%	1.675	0.335
Abu	12%	0.837	0.10044
Air	9%	4.187	0.37683
Cp (kj/kg°C)			1.51079

Tabel L2. 8 Kapasitas panas wet pellet

Komponen	% massa	koefisien	koefisien × % massa
Karbohidrat	32.89%	1.424	0.4683822
Protein	10.96%	1.549	0.1698324
Minyak	18.27%	1.675	0.3060784
Abu	10.96%	0.837	0.0917687
Air	16.86%	4.187	0.7057736
Cp (kj/kg°C)			1.7418354

Tabel L2. 8 Tabel Perhitungan Entalpi Masuk

Komponen	m (kg)	Cp dT	H (kj)
Aliran <3>			
Dedak padi bersih	8195	7.55395	61904.039
Aliran <4>			
Air	774	20.5875	15941.812
Total Entalpi Masuk			77845.85

Tabel L2. 9 Tabel Perhitungan Entalpi Keluar

Komponen	m (kg)	Cp dT	H (kj)
Aliran <5>			

Wet Pellet	8969	165.47436	1484183.8
Total Entalpi Keluar			1484183.8

$$\begin{aligned}
 H \text{ input} + Q \text{ Supply} &= H \text{ Output} + Q \text{ loss} \\
 139750 + Q \text{ Supply} &= 1484183.8 + 5\% Q \text{ supply} \\
 95\% Q \text{ Supply} &= 1344433.9 \\
 Q \text{ Supply} &= 1415193.6 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

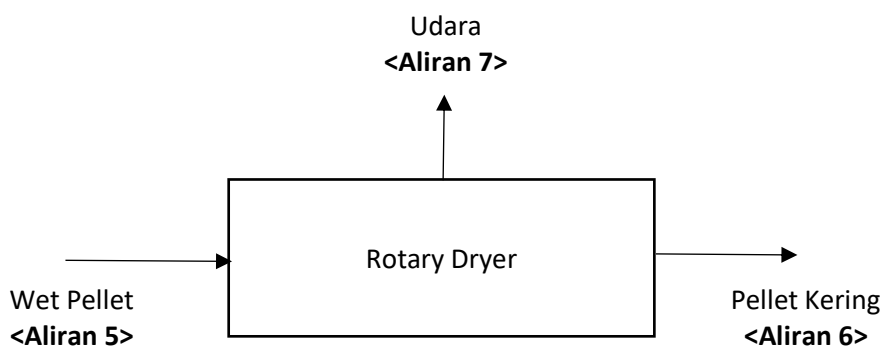
$$\begin{aligned}
 \text{Massa Steam} &= \frac{Q_s}{\lambda} \\
 &= \frac{1415193.6}{2025.26} \\
 &= 698.77129 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Tabel L2. 9 Tabel Neraca Panas Total

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran	ΔH (kj)	Aliran	ΔH (kj)
<3>	61904.03873	<5>	1484183.763
<4>	77845.85026	Q loss	70759.67756
Q Supply	1415193.551		
Total	1554943.44	Total	1554943.44

L2.4 Rotary Dyer

L2.4.1 Diagram Rotary Dryer



L2.4.2 Spesifikasi Rotary Dryer

Fungsi : Mengeringkan paller dengan udara panas

Kondisi Operasi: Tekanan = 0,019568 kg H₂O/kg udara kering

Suhu = 130 °C

L2.4.3 Neraca Massa Rotary Dryer

Persamaan umum neraca massa:

Akumulasi = Neraca Masuk – Neraca Keluar + Generasi – Konsumsi

Karena tidak ada reaksi, maka menjadi:

Akumulasi = Neraca Masuk – Neraca Keluar

Jika asumsi:

- Udara dapat menerima air hingga mencapai kondisi 90% jenuh (Perry, 1984/0
- Produk (padatan keluar Rotary Dryer dengan kadar air 10%) (Winarno, 1996)
- Tidak ada akumulasi energi pada sistem

Persamaan umum neraca massa menjadi:

$$0 = \text{Neraca Masuk} - \text{Neraca Keluar}$$

Neraca Masuk = Neraca Keluar

Berdasarkan *Psychrometric Chart*:

Suhu udara keluar = 44 °C

Humidity udara keluar = 0,0575 kg H₂O/kg udara kering

Tabel L2. 10 Tabel Neraca Rotary Dryer

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)
Aliran <5> Wet Pellet			Aliran <6> Pellet kering tanpa air		
Karbohidrat	33%	2950	Karbohidrat	35%	2950
Protein	11%	983	Protein	12%	983
Minyak	18%	1639	Minyak	20%	1639

Abu	11%	983	Abu	12%	983
Serat	10%	901	Serat	11%	901
Air	17%	1512	Air	10%	874
			Udara	0%	0
Total		8969	Total		8331
Udara Kering			Udara Keluar		
Karbohidrat	0%	0	Karbohidrat	0%	0
Protein	0%	0	Protein	0%	0
Minyak	0%	0	Minyak	0%	0
Abu	0%	0	Abu	0%	0
Serat	0%	0	Serat	0%	0
Air	2%	336	Air	12%	974
Udara	98%	16786.51	Udara	201%	16787
Total		17122	Total		17760
SubTotal		26092	Total		26092

Padatan masuk rotary dryer

Karbohidrat	=	2950
Protein	=	983
Minyak	=	1639
Abu	=	983
Serat	=	901
Air	=	1512
Total	=	8969

Padatan kering (tanpa air) sebagai produk

Karbohidrat	=	2950
Protein	=	983
Minyak	=	1639
Abu	=	983
Serat	=	901
Total	=	7457

Kadar air pada cake = 15%

$$\frac{X}{X + 7429} = 10\%$$

$$X - 0,1 (X+7429)$$

$$X - 0,1 - 0,1 \times 7429$$

$$X = \frac{0,1 \times 7429}{0,85}$$

$$X = 874 \quad \text{Kg}$$

Total padatan keluar Rotary Dryer

$$7457 + 874 = 8331 \quad \text{Kg}$$

Air yang menguap

$$1512 - 874 = 638 \quad \text{Kg}$$

Padatan keluar Rotary Dryer

Karbohidrat = 2950 33%

Protein = 983

Minyak = 1639

Abu = 983

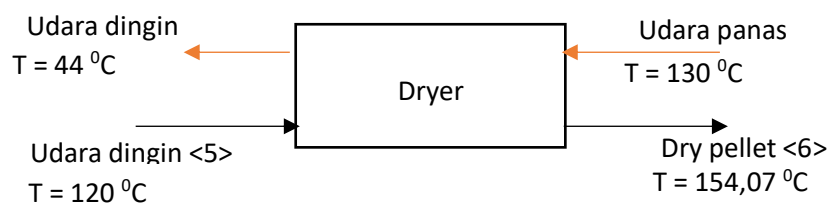
Serat = 901

Air = 874 10%

0 = 638

Total = 8969

L2.4.4 Neraca Energi Rotary Dryer



kondisi udara masuk sebagai berikut

$$T_2 = 130 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$H_2 = 0.02 \text{ kg H}_2\text{O/kg udara kering}$$

asumsi udara dapat menerima air hingga mencapai kondisi 90% jenuh berdasarkan *psychrometric chart*, diketahui kondisi udara keluar sebagai berikut

$$T_1 = 44 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$H_1 = 0.058 \text{ kg H}_2\text{O/kg udara kering}$$

kapasitas *humid air* menggunakan persamaan 9.3-6 Geankoplis

$$c_s \text{ (kJ/kg}^\circ\text{C)} = 1.0048 + 1.888 H$$

Entalpi *humid air* menggunakan persamaan 9.10-24 Geankoplis

$$H'G = c_s (T_G - T_0) + H\lambda_0$$

$$\lambda_0 = 2501 \text{ kJ/kg}$$

Entalpi padatan menggunakan persamaan 9.10-25 Geankoplis

$$H's = c_p S(T_s - T_0) + X.c_p A(T_s - T_0)$$

$$c_p A = 4,187 \text{ kJ/kg H}_2\text{O}$$

Tabel L2. 11 Tabel Kapasitas panas *dry pellet*

Komponen	% massa	koefisien	koefisien \times % massa
Karbohidrat	35%	1.424	0.5042436
Protein	12%	1.549	0.1828355
Minyak	20%	1.675	0.3295131
Abu	12%	0.837	0.0987949
Air	10%	4.187	0.4392355
C_p (kJ/kg $^\circ$ C)			1.5546228

Entalpi udara masuk

$$\begin{aligned} H'G_2 &= c_s (T_{G2} - T_0) + H_2 \lambda_0 \\ &= [1,0048 + (1,88 \times 0,02)] (130 - 0) + (0,02 \times 2501) \\ &= 135,53 + 50,2 \\ &= 185,55 \text{ kJ/kg udara kering} \end{aligned}$$

Entalpi udara keluar

$$H'G_1 = c_s(T_G - T_0) + H_1 \lambda_0$$

$$\begin{aligned}
 &= [1,0048 + (1,888 \times 0,058)] (44 - 0) + (0,058 \times 2501) \\
 &= 49,029 + 145,06 \\
 &= 194,09 \text{ kJ/kg kering}
 \end{aligned}$$

Entalpi wet peleet

$$\begin{aligned}
 H'S1 &= c_p S1 (TS1 - T0) + X1 \times c_{pA}(TS1 - T0) \\
 &= 1,7418 \times (120 - 0) + 0,1686 \times 4,187 (120 - 0) \\
 &= 209,02 + 84,69 \\
 &= 293,71 \text{ kJ/kg wet pellet}
 \end{aligned}$$

Entalpi dry pellet

$$\begin{aligned}
 H'S2 &= c_{pS2} (TS2 - T0) + X2 \times c_{pA} (TS2 - T0) \\
 &= 1.5546 \times (154,07 - 0) + 0,1049 \times 4,187 (154,07 - 0) \\
 &= 239.52 + 68 \\
 &= 307.19 \text{ kJ/kg dry pellet}
 \end{aligned}$$

Tabel L2. 12 Entalpi Dry Pellet

Komponen	m (kg)	Cp dT	H (kj)
Aliran <5>			
Dry Pellet	8331	200.6523	1671710.5
Total Entalpi Keluar			1671710.5

Massa udara kering yang masuk diketahui melalui persamaan neraca massa berikut

$$\begin{aligned}
 G \times H2 + Ls \times X1 &= G \times H1 + Ls \times X2 \\
 (G \times 0,02) + (8969 \times 0,168563) &= (G \times 0,058) + (8969 \times 0,0974) \\
 0,02 G + 1511,9 &= 0,058 G + 873,99 \\
 -0,038 G &= -639,9 \\
 G &= 16787 \text{ kg udara kering / jam}
 \end{aligned}$$

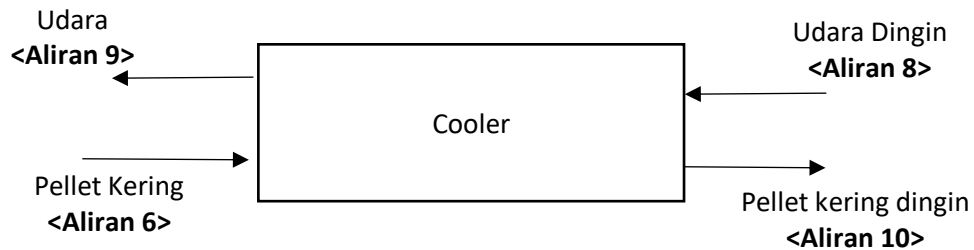
Tabel L2. 12 Tabel Neraca Panas Total

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran	ΔH (kj)	Aliran	ΔH (kj)
<5>	1484183.763	<6>	1671710.547
Humid Air	3114783.477	Humid air	3258049.201
Q Supply	330792.5091		
Total	4929759.749	Total	4929759.749

Zero check = 0

L2.5 Cooler

L2.5.1 Diagram Alir Cooler



L2.5.2 Spesifikasi Cooler

Fungsi : Mendinginkan pallet agar masuk pada suhu operasi

Kondisi Operasi: Tekanan = 0 kg H₂O/kg udara kering

Suhu = 50 °C

L2.5.3 Neraca Massa Cooler

Persamaan umum neraca massa:

Akumulasi = Neraca Masuk – Neraca Keluar + Generasi – Konsumsi

Karena tidak ada reaksi, maka menjadi:

Akumulasi = Neraca Masuk – Neraca Keluar

Jika asumsi:

- Tidak terjadi kondensasi udara
- Tidak ada akumulasi energi pada sistem

Persamaan umum neraca massa menjadi:

0 = Neraca Masuk – Neraca Keluar

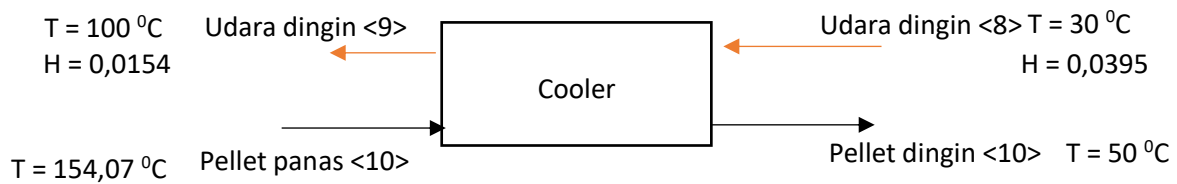
Neraca Masuk = Neraca Keluar

Tabel L2. 12 Tabel Neraca Massa Cooler

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)
Aliran <5> Wet Pellet			Aliran <6> Pellet kering tanpa air		
Karbohidrat	33%	2950	Karbohidrat	33%	2950

Protein	11%	983	Protein	11%	983
Minyak	18%	1639	Minyak	18%	1639
Abu	11%	983	Abu	11%	983
Serat	10%	901	Serat	10%	901
Air	10%	874	Air	10%	874
Udara	7%	638	Udara	7%	638
Total		8969	Total		8969

L2.6.4 Neraca Energi Cooler



Tabel L2. 13 Kapasitas panas pallet dingin

Komponen	% massa	koefisien	koefisien × % massa
Karbohidrat	35%	1.424	0.5042436
Protein	12%	1.549	0.1828355
Minyak	20%	1.675	0.3295131
Abu	12%	0.837	0.0987949
Air	10%	4.187	0.4392355
Cp (kj/kg°C)			1.5546228

$$\begin{aligned}
 \text{Cp udara dingin} &= 1,0048 + 1,888 H \\
 &= 1,0048 + (1,888 \times 0,0395) \\
 &= 1,0795 \text{ kj/kg}^{\circ}\text{C}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Cp udara panas} &= 1,0048 + 1,888 H \\
 &= 1,0048 + (1,888 \times 0,0154) \\
 &= 1,0338 \text{ kj/kg}^{\circ}\text{C}
 \end{aligned}$$

Tabel L2. 13 Perhitungan entalpi masuk

Komponen	m (kg)	Cp dT	H (kj)
Aliran <6>			
Pellet panas	8331	200.6523	1671710.5
Aliran <8>			

Udara panas	0	77.538462	0
Total Entalpi Masuk			1671710.5

Tabel L2. 14 Perhitungan entalpi keluar

Komponen	m (kg)	Cp dT	H (kj)
Aliran <10>			
Pellet dingin	8331	38.865569	323803.82
Aliran <9>			
Udara dingin	638	5.3973091	3443.4832
Total Entalpi Keluar			327247.31

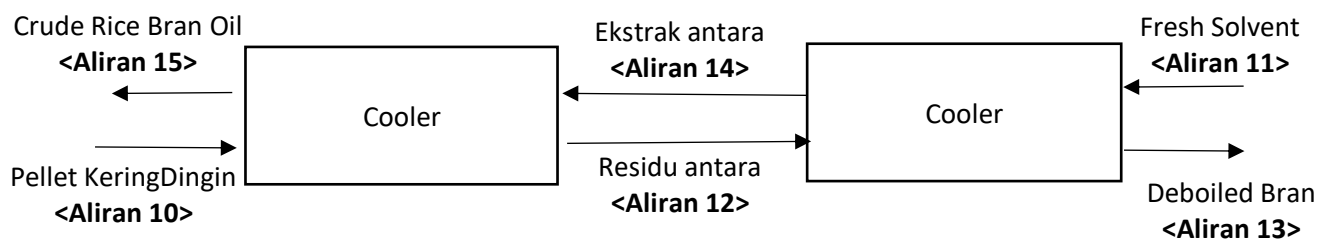
$$\begin{aligned}
 H_{\text{input}} + Q_{\text{loss}} &= H_{\text{Output}} \\
 1671710.5 + Q_{\text{loss}} &= 327247.31 \\
 Q_{\text{loss}} &= -1344463.2 \text{ kj}
 \end{aligned}$$

Tabel L2. 15 Neraca panas total

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran	ΔH (kj)	Aliran	ΔH (kj)
<6>	1671710.547	<9>	3443.4832
<8>	0	<10>	323803.8226
Q_{loss}	-1344463.241		
Total	327247.3058	Total	327247.3058

L2.7 Rotocel Extractor

L2.7.1 Diagram Alir Rotocel Extractor



L2.7.2 Spesifikasi Rotocel Extractor

Fungsi : Mendinginkan pallet agar masuk pada suhu operasi

Kondisi Operasi: Tekanan = 1 atm

Suhu = 50 °C

L2.7.3 Neraca Massa Rotocel Extractor

Persamaan umum neraca massa:

Akumulasi = Neraca Masuk – Neraca Keluar + Generasi – Konsumsi

Karena tidak ada reaksi, maka menjadi:

Akumulasi = Neraca Masuk – Neraca Keluar

Jika asumsi:

- Solvent yang terabsorb oleh dedak padi sebesar 30%
- Fresh Solvent dibuat murni hanya n-hexane saja
- Rasio n-hexane dengan dedak padi 2:1 (I.C.A Rice Bran Oil : 16)

Persamaan umum neraca massa menjadi:

$$0 = \text{Neraca Masuk} - \text{Neraca Keluar}$$

Neraca Masuk = Neraca Keluar

Minyak di feed	=	1638.98	Kg
N-Hexane yang dipakai (2:1)	=	17938.76	Kg
Minyak yang tidak terekstrak (0.7%)	=	11.47	Kg
Solvent yang terabsorb oleh dedak padi (30%)	=	5381.63	Kg

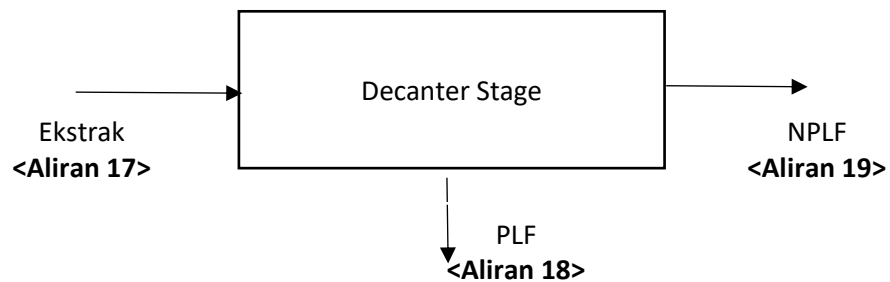
Tabel L2. 16 Tabel Neraca Massa Rotocel Ekstraktor

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)
Aliran <10> Pellet Kering			Aliran <15> Crude Rice Bran Oil		
Karbohidrat	33%	2950	Karbohidrat	0%	0
Protein	11%	983	Protein	0%	0
Minyak	18%	1639	Minyak	11%	1628
Abu	11%	983	Abu	0%	0
Serat	10%	901	Serat	0%	0

Air	10%	874	Air	0%	0
N-hexane	0%	0	N-hexane	89%	12557
Sub Total		8331	Sub Total		14185
Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)
Aliran <11> Fresh Solvent			Aliran <15> Crude Rice Bran Oil		
Karbohidrat	0%	0	Karbohidrat	24%	2950
Protein	0%	0	Protein	8%	983
Minyak	0%	0	Minyak	0%	11
Abu	0%	0	Abu	8%	983
Serat	0%	0	Serat	7%	901
Air	0%	0	Air	7%	874
N-hexane	100%	17939	N-hexane	45%	5382
Sub Total		17939	Sub Total		12085
Total		26270	Total		26270

L2.8 Decanter Stage

L2.8.1 Diagram Alir Proses Filtrasi



L2.8.2 Neraca Massa Decanter Stage

Kadar minyak diekstrak pada stage 1

Komponen	%Berat
TAG	93.32
DAG	2.94
MAG	1.76
FFA	1.67
Lainnya	0.31
Pestisida	0.0001
Total	100

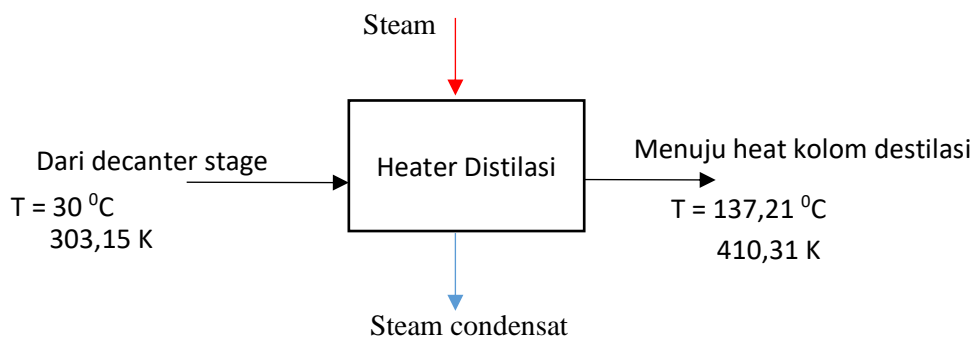
(Aparamarta, 2016)

Tabel L2. 17 Tabel Neraca Massa Decanter Stage

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)
Aliran <17> Ekstrak			Aliran <19> NPLF		
TAG	6.99%	1285	TAG	9.22%	1284.59
DAG	0.53%	97	DAG	0.29%	40.47
MAG	0.21%	39	MAG	0.17%	24.23
FFA	0.40%	74	FFA	0.16%	22.99
Lainnya	0.72%	133	Lainnya	0.03%	4.27
Pestisida	0.00%	0.0002	Pestisida	0.00%	0.00
n-hexane	68.36%	12557	n-hexane	90.12%	12557
metanol	22.79%	4186	metanol	0.00%	0
Sub Total		18370	Sub Total		13934
			Aliran Keluar		
			Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)
			Aliran <18> PLF		
			TAG	0.0%	0.00
			DAG	1.3%	56.85
			MAG	0.3%	14.34
			FFA	1.2%	51.23
			Lainnya	2.9%	128.54
			Pestisida	0.0%	0.00
			n-hexane	0.0%	0.00
metanol	94.3%	4185.71			
Sub Total		4437			
Total		18370	Total		18370

L2.9 Heater Destilasi

L2.9.1 Neraca Heater Destilasi



Tabel L2. 18 Tabel Koefisien Antoine dan BM masing-masing komponen

Komponen	Cp	BM
	kJ/kg.K	
TAG	1.94	877.56
DAG	1.96	596.96
MAG	1.76	266.2
FFA	2	269.58
waxes	2.138	802
phystoterols	3.048	414.71
oryzanol	2.674	602.9
tocopherol	2.998	430
n-Hexane	2.276	86.18

$$C_p = A + BT + CT^2 \text{ (J/mo.K)}$$

Perhitungan entalpi masuk

$$T = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303.2 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 289,2 \text{ K}$$

Tabel L2. 19 Tabel Entalpi Masuk Masing-masing Komponen

Komponen	m (kg/jam)	Cp dT	H (kj/jam)
Aliran <> from decanter stage			
TAG	1284.59	9.7	12460.571
DAG	40.47	9.8	396.61113
MAG	24.23	8.8	213.19982
FFA	22.99	10	229.88359
waxes	0.02	10.69	0.177908
phystoterols	1.27	15.24	19.334505
oryzanol	2.93	13.37	39.138909
tocopherol	0.05	14.99	0.8187754
n-Hexane	12557.13	11.38	142900.16
Total			156259.9

Perhitungan entalpi keluar

$$T = 137,2 \text{ }^\circ\text{C} = 410,3 \text{ K}$$

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

Tabel L2. 20 Tabel Entalpi Keluar Masing-masing Komponen

Komponen	m (kg/jam)	Cp dT	H (kj/jam)
Aliran <> to kolom destilasi			
TAG	1284.59	217.67795	279628
DAG	40.47	219.92205	8900.3605
MAG	24.23	197.48102	4784.4226
FFA	22.99	224.41025	5158.8234
waxes	0.02	239.89456	3.9924381
phystoterols	1.27	342.00123	433.88612
oryzanol	2.93	300.03651	878.31724
tocopherol	0.05	336.39097	18.37416
n-Hexane	12557.13	255.37887	3206826.1
Total			3506632.3

Menggunakan saturated steam dengan kondisi sebagai berikut

$$\begin{aligned} \text{Steam, T} &= 205,7 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ \text{H Liq} &= 878,16 \text{ kJ/kg} \\ \text{H vap} &= 2795,2 \text{ kJ/kg} \\ \lambda &= 1917,04 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H input} + \text{Q Supply} &= \text{H Output} + \text{Q loss} \\ 156260 + \text{Q Supply} &= 3506632.3 + 5\% \text{ Q supply} \\ 95\% \text{ Q Supply} &= 3350372.4 \\ \text{Q Supply} &= 3526707.8 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Steam} &= \frac{Q_s}{\lambda} \\ &= \frac{3526707.8}{1917.04} \\ &= 1839.6631 \text{ kg} \end{aligned}$$

Tabel L2. 21 Tabel Neraca Panas Total

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran	ΔH (kj)	Aliran	ΔH (kj)
<>	156259.8974		

Q Supply	3526707.803	◇	3506632.31
		Q loss	176335.3901
Total	3682967.7	Total	3682967.7

L2.10 Kolom Destilasi NPLF

L2.10.1 Diagram Alir Kolom Destilasi NPLF

L2.10.2 Spesifikasi Proses Kolom Destilasi NPLF

Fungsi : Mengurangi kadar n-hexane dari *Crude Rice Bran Oil*

Tipe : Distilasi colun (sieve tray)

Kondisi Operasi: Tekanan = 450 mmHg = 0,59 atm = 60 kPa

Suhu = 137 °C = 326,69 K

L2.10.3 Neraca Massa Kolom Destilasi NPLF

Persamaan umum neraca massa:

Akumulasi = Neraca Masuk – Neraca Keluar + Generasi – Konsumsi

Karena tidak ada reaksi, maka menjadi:

Akumulasi = Neraca Masuk – Necara Keluar

Jika asumsi:

Tidak ada akumulasi energi pada sistem

Persamaan umum neraca massa menjadi:

0 = Neraca Masuk – Neraca Keluar

Neraca Masuk = Neraca Keluar

Tabel L2. 22 Tabel Data titik dan BM Masing-masing komponen

Komponen	Titik didih (°C)	BM
TAG	250	877.558
DAG	230	596.9646
MAG	180	266.2
FFA	180	269.58
waxes	370	802
phystoterols	501.9	414.71
oryzanol	571.92	602.9
tocopherol	235	430

n-hexane	69	86.18
----------	----	-------

Tabel L2. 23 Tabel Persentase tiap komponen pada yang lainnya:

Komponen	Persentase
waxes	0.39%
phystoterols	29.73%
Oryzanol	68.60%
Tocopherol	1.28%
Total	100%

Menghitung fraksi Distilat dan Bottom pada setiap komponen

Neraca Massa Overall

$$F = D + B$$

$$xi.F = xi.D + xi.B$$

Sebagai trial awal:

Top produk = 99,9% recovery hexane terhadap feed masuk (light key)

Bottom produk = 0,999 recovery FFA terhadap feed masuk (heavy key)

Tabel L2. 23 Tabel Neraca Massa Overall Distilasi

Komponen	Feed (kg/jam)	XF	Bottom (kg/jam)	XB	Distilat (kg/jam)	XD
TAG	1284.59	0.0922	1284.59	0.93235	0.00	0
DAG	40.47	0.0029	40.47	0.02937	0.00	0
MAG	24.23	0.0017	24.23	0.01758	0.00	0
FFA	22.99	0.0016	22.99	0.01668	0.00	1.8E-07
waxes	0.02	0.0000	0.02	1.2E-05	0.00	0
phystoterols	1.27	0.0001	1.27	0.00092	0.00	0
oryzanol	2.93	0.0002	2.93	0.00212	0.00	0
tocopherol	0.05	0.0000	0.05	4E-05	0.00	0
n-hexane	12557.13	0.9012	1.26	0.00091	12556	1
Total	13933.68	1.0000	1377.80	1	12556	1

Komponen	Feed		Vapor		Liquid	
	Fraksi (%)	kmol/jam	Fraksi (%)	kmol/jam	Fraksi (%)	kmol/jam
TAG	0.01	1.463829164	0.00	0.00	0.845883	1.463829
DAG	0.00	0.067793842	0.00	0.00	0.0391751	0.067794
MAG	0.00	0.091011466	0.00	0.00	0.0525916	0.091011
FFA	0.00	0.085274719	0.00	0.00	0.0492716	0.085266
waxes	0.00	2.07512E-05	0.00	0.00	1.199E-05	2.08E-05
phystoterols	0.00	0.00305917	0.00	0.00	0.0017678	0.003059

oryzanol	0.00	0.004855478	0.00	0.00	0.0028058	0.004855
tocopherol	0.00	0.000127027	0.00	0.00	7.34E-05	0.000127
n-hexane	0.99	145.7081913	1.00	145.69	0.0084198	0.014571
Total	1.00	147.4241629	1.00	145.69	1	1.730534

Tabel L2. 23 Tabel Koefisien Antoine masing-masing senyawa

Komponen	Koefisien Antoine		
	A	B	C
TAG	7.9	2834.83	134.86
DAG	7.9	2834.83	134.86
MAG	7.9	2834.83	134.86
FFA (HK)	7.52	2527.08	147.23
waxes	6.95	2694.48	42.2
phystoterols	7.89	2231	169
oryzanol	7.43	1959.65	147.08
tocopherol	7.89	2231	159
n-hexane (LK)	6	1216.92	227.45

Menentukan Boiling Point Feed:

Trial : $T = 137,16 \text{ }^{\circ}\text{C}$

$P = 455 \text{ mmHg}$

Contoh cara perhitungan untuk zat triacylglicerida

$$\log P_i = A - \frac{B}{C + T \text{ (}^{\circ}\text{C)}}$$

$$K_1 = \frac{P_i}{P_0}$$

Suhu feed masuk ditentukan dengan trial Y, Trial berhenti Ketika nilai $\sum y_i = K_i x_i = 1$

Tabel L2. 24 Tabel Trial Penentuan Boiling Point Feed

Komponen	X_i	$\log P_i$	P_i	K_i	α_i	$\alpha_i \cdot x_i$	$y_i = K_i \cdot x_i$
TAG	0.01	-2.5197	0.0	0.00	0.0699653	0.00	0.00
DAG	0.0005	-2.5197	0.0	0.00	0.0699653	0.00	0.00
MAG	0.00062	-2.5197	0.0	0.00	0.0699653	0.00	0.00
FFA (HK)	0.0006	-1.3646	0.0	0.00	1	0.00	0.00
waxes	0.00	-8.069	0.0	0.00	0.00	0.00	0.00
phystoterols	0.00002	0.60403	4.0	0.01	93.023169	0.00	0.00
oryzanol	0.00003	0.53674	3.4	0.01	79.671173	0.00	0.00
tocopherol	0.000001	0.35806	2.3	0.01	52.797591	0.00	0.00
n-hexane (LK)	0.99	2.66282	460.1	1.01	10650.65	10526.7	1.00
Total	1.00						1.00

Menentukan dew point oada distilat

Trial : T = 136,154 °C

P = 450 mmHg

Tabel L2. 25 Tabel Trial Penentuan Boiling Point Feed

Komponen	yi	Log Pi	Pi	Ki	qi	qi.xi	xi = yi/Ki
TAG	0.00	-2.5601	0.0	0.00	0.0687742	0.00	0.00
DAG	0.00	-2.5601	0.0	0.00	0.0687742	0.00	0.00
MAG	0.00	-2.5601	0.0	0.00	0.0687742	0.00	0.00
FFA (HK)	0.00	-1.3975	0.0	0.00	1	0.00	0.00
waxes	0.00	-8.1575	0.0	0.00	1.738E-07	0.00	0.00
phystoterols	0.00	0.57894	3.8	0.01	94.721292	0.00	0.00
oryzanol	0.00	0.51117	3.2	0.01	81.035041	0.00	0.00
tocopherol	0.00	0.33124	2.1	0.00	53.548155	0.00	0.00
n-hexane (LK)	1.00	2.65317	450.0	1.00	11237.777	11237.8	1.00
Total	1.00						1.00

Menentukan bubble point pada distilat (Top Temperature)

Karena diinginkan hasil produk atas dalam fasa uap maka dipakai bubble point komponen sebagai suhu operasi dengan menggunakan trial : $xi = Ki \cdot yi = 1$

Trial : T = 136,179 °C

P = 450 mmHg

Tabel L2. 26 Tabel Trial Penentuan Bubble Pont pada Distilate

Komponen	xi	Log Pi	Pi	Ki	qi	qi.xi	yi = Ki.xi
TAG	0.00	-2.5591	0.0	0.00	0.0688022	0.00	0.00
DAG	0.00	-2.5591	0.0	0.00	0.0688022	0.00	0.00
MAG	0.00	-2.5591	0.0	0.00	0.0688022	0.00	0.00
FFA (HK)	0.00	-1.3967	0.0	0.00	1	0.00	0.00
waxes	0.00	-8.1554	0.0	0.00	1.743E-07	0.00	0.00
phystoterols	0.00	0.57954	3.8	0.01	94.680576	0.00	0.00
oryzanol	0.00	0.51177	3.2	0.01	81.002385	0.00	0.00
tocopherol	0.00	0.33187	2.1	0.00	53.530197	0.00	0.00
n-hexane (LK)	1.00	2.6534	450.2	1.00	11223.461	11223.5	1.00
Total	1.00						1.00

Menentukan dew point pada buttom

Trial : T = 390,29 °C

P = 450 mmHg

Tabel L2. 27 Tabel Trial Penentuan Dew Point pada Buttom

Komponen	xi	Log Pi	Pi	Ki	qi	qi.xi	yi = Ki.xi
TAG	0.85	2.50186	317.6	0.71	0.4822088	0.41	0.7
DAG	0.04	2.50186	317.6	0.71	0.4822088	0.02	0.00
MAG	0.05	2.50186	317.6	0.71	0.4822088	0.03	0.00
FFA (HK)	0.05	2.81863	658.6	1.46	1	0.05	0.02
waxes	0.00	0.71984	5.2	0.01	0.0079655	0.00	0.00
phystoterols	0.00	3.90101	7961.8	17.69	12.088808	0.02	0.02
oryzanol	0.00	3.78326	6070.9	13.49	9.2177964	0.03	0.03
tocopherol	0.00	3.82839	6735.8	14.97	10.22734	0.00	0.00
n-hexane (LK)	0.01	4.03004	10716.3	23.81	16.271035	0.1	0.23
Total	1.00						1.00

Menentukan bubble point pada buttom (Bottom Temperature)

Trial : T = 220,90467 °C

P = 450 mmHg

Tabel L2. 28 Tabel Trial Penentuan Dew Point pada Bottom (Bottom Temperature)

Komponen	xi	Log Pi	Pi	Ki	qi	qi.xi	yi = Ki.xi
TAG	0.60	0.12117	1.3	0.00	0.2031791	0.12	0.00
DAG	0.03	0.12117	1.3	0.00	0.2031791	0.01	0.00
MAG	0.04	0.12117	1.3	0.00	0.2031791	0.01	0.00
FFA (HK)	0.07	0.81329	6.5	0.01	1	0.07	0.00
waxes	0.00	-2.9646	0.0	0.00	0.0001668	0.00	0.00
phystoterols	0.03	2.29247	196.1	0.44	30.142594	0.94	0.01
oryzanol	0.04	2.22715	168.7	0.37	25.932902	0.98	0.01
tocopherol	0.00	2.14842	140.7	0.31	21.633448	0.02	0.00
n-hexane (LK)	0.201	3.33727	2174.0	4.83	334.17349	67.0	0.97
Total	1.00						1.00

Perhitungan dari permisahan pada kolom destilasi ini menggunakan key parameter berikut:

N-Hezane sebagai light key component, Freaa Fatty Acid sebagai Heavy Key Component

Menentukan nilai minimum jumlah tray menggunakan Fenske Equation

$$\alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_{top} \times \alpha_{bottom}}$$

Tabel L2. 29 Tabel Menentukan α average

Komponen	$\alpha_{destilat}$	α_{Bottom}	$\alpha_{Average}$
TAG	0.069	0.203	0.118
DAG	0.069	0.203	0.118

MAG	0.069	0.203	0.118
FFA (HK)	1.000	1.000	1.000
waxes	0.000	0.000	0.000
phystoterols	94.721	30.143	53.434
oryzanol	81.035	25.933	45.842
tocopherol	53.548	21.633	34.036
n-hexane (LK)	11237.777	334.173	1937.877
Total			2072.543

Menggunakan Fenske Equation untuk mencari N min

$$N_m = \frac{\log \left(\frac{X_{LKD}}{X_{LKB}} - \frac{X_{HKB}}{X_{HKD}} \right)}{\log(\alpha_{avg})}$$

$$N_m = 2,046884$$

$$N_m = 3 \text{ stages}$$

Tabel L2. 30 Tabel Distribusi Mol Komponen pada Distilat dan Bottom

Komponen	Feed		Distilat (D)		Bottom (B)	
	Fraksi (%)	kmol/jam	Fraksi (%)	kmol/jam	Fraksi (%)	kmol/jam
TAG	0.01	1.46	0.00	0.00	0.85	1.46
DAG	0.00	0.07	0.00	0.00	0.04	0.07
MAG	0.00	0.09	0.00	0.00	0.05	0.09
FFA	0.00	0.09	0.00	0.00	0.05	0.09
waxes	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
phystoterols	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
oryzanol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
tocopherol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
n-hexane	0.99	145.71	1.00	145.71	0.01	0.00
Total	1.00	147.42	1.00	145.71	1	1.71598
Total	147.42		147.42			

Distribusi Massa Komponen pada Distilat dan Bottom

Komponen	Feed		Distilat (D)		Bottom (B)	
	Fraksi (%)	kg/jam	Fraksi (%)	kg/jam	Fraksi (%)	kg/jam
TAG	0.09	1284.59	0.00	0.00	0.93	1284.59
DAG	0.00	40.47	0.00	0.00	0.029	40.47
MAG	0.00	24.23	0.00	0.00	0.018	24.23
FFA	0.00	22.99	0.00	0.00	0.017	22.99
waxes	0.00	0.02	0.00	0.00	0.000	0.02
phystoterols	0.00	1.27	0.00	0.00	0.001	1.27

oryzanol	0.00	2.93	0.00	0.00	0.002	2.93
tocopherol	0.00	0.05	0.00	0.00	0.000	0.05
n-hexane	0.90	12557.13	1.00	12557.13	0.000	0.00
Total	1.00	13933.68	1.00	12557.13	1	1376.549
Total	13933.68		13933.68			

Menghitung Reflux minimal

$$T_{avg} = \frac{(\text{Dew Point} - \text{Bubble Point})}{2}$$

$$= 309.93$$

$$P_o = 450,00 \text{ mmHg}$$

Tabel perhitungan nilai α_i dan K_i pada T_{avg}

Komponen	x_f	x_d	x_b	P_i	K_i	$\alpha_i = K_i/K_c$
TAG	0.01	0.00	0.85	33.62	0.07	0.34
DAG	0.00	0.00	0.04	33.62	0.07	0.34
MAG	0.00	0.00	0.05	33.62	0.07	0.34
FFA (HK)	0.00	0.00	0.05	98.22	0.22	1.00
waxes	0.00	0.00	0.00	0.20	0.00	0.00
phystoterols	0.00	0.00	0.00	1704.88	3.79	17.36
oryzanol	0.00	0.00	0.00	1386.80	3.08	14.12
tocopherol	0.00	0.00	0.00	1356.30	3.01	13.81
n-hexane (LK)	0.99	1.00	0.01	5438.19	12.08	55.37
Total	1.00	1.00	1.00	10085.45	22.41	102.68

Untuk menentukan refluks minimum digunakan persamaan Underwood (Persamaan 11.61) Towler, G dan Sinnott, R (2008) halaman 676

$$\sum \left(\frac{\alpha_i - x_{if}}{\alpha_i - \theta} \right) = 1 - q$$

Sedangkan refluks minimum dihitung menggunakan persamaan 11.60 Towler, G. dan Sinnott, R (2008) halaman 675:

$$\sum \left(\frac{\alpha_i - x_{id}}{\alpha_i - \theta} \right) = R_{min} + 1$$

Kontranta Underwood

Umpan masuk dalam keadaan uap jenu, sehingga $q = 0$

Trial $\theta = 1,26$

Tabel kontranta Underwood

Komponen	x_F	α_F	$\alpha_F \cdot x_F$	$\alpha_F - \theta$	$\frac{\alpha_i - x_{if}}{\alpha_i - \theta}$
----------	-------	------------	----------------------	---------------------	---

TAG	0.01	0.07	0.07	-1.19	-0.05056243
DAG	0.00	0.07	0.07	-1.19	-0.05853769
MAG	0.00	0.07	0.07	-1.19	-0.05840505
FFA (HK)	0.00	1.00	1.00	-0.26	-3.88386364
waxes	0.00	0.00	0.00	-1.26	-4.5136E-08
phystoterols	0.00	93.02	93.02	91.77	1.013701241
oryzanol	0.00	79.67	79.67	78.41	1.016034078
tocopherol	0.00	52.80	52.80	51.54	1.02439502
n-hexane (LK)	0.99	10650.65	10650.65	10649.39	1.000025256
Total					0

Refluks rasio minimum

Tabel jumlah refluks rasio minimum + 1

Komponen	x_D	α_D	$\alpha_D \cdot x_D$	$\alpha_D - \theta$	$\frac{\alpha_i - x_{if}}{\alpha - \theta}$
TAG	0.00	0.07	0.07	-1.19	-0.05786379
DAG	0.00	0.07	0.07	-1.19	-0.05786379
MAG	0.00	0.07	0.07	-1.19	-0.05786379
FFA (HK)	0.00	1.00	1.00	-0.26	-3.88611126
waxes	0.00	0.00	0.00	-1.26	-1.3823E-07
phystoterols	0.00	94.72	94.72	93.46	1.013452528
oryzanol	0.00	81.04	81.04	79.78	1.015760374
tocopherol	0.00	53.55	53.55	52.29	1.024044879
n-hexane (LK)	1.00	11237.78	11237.78	11236.52	1.000022901
Total					1.294

$$R_{\min} + 1 = 1,29$$

$$R_{\min} = 0,29$$

Refluks Operasi

Berdasarkan Towler G., dan Sinnott, R (2009) halaman 181, rasio refluks operasi berkisar antara 1,05 – 1,25 lebih besar dari pada Refluks minimal, maka dipilih 1,25, sehingga:

$$R = 1,25 R_{\min}$$

$$= 0,37$$

Menentukan jumlah stage actual menggunakan Gillian Method

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54,4 x}{11 + 117,2x} \right) \left(\frac{x - 1}{x^{0,5}} \right) \right]$$

Dimana,

$$x = \frac{R - R_{\min}}{R + 1}$$

$$X = 0,05369$$

$$\frac{N - 3,00}{N + 1} = 1 - \text{EXP}^{-0,2369302}$$

$$N - 3 = 0,21(N + 1)$$

$$N = 5,34$$

$$N \text{ Teoritis} = 6$$

Menentukan Feed Point Location Menggunakan Kirkbride

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[\left(\frac{X_{HF}}{X_{LF}} \right) \frac{B}{D} \left(\frac{X_{LB}}{X_{HD}} \right) \right]^2$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0$$

dimana

Ne = Jumlah plates di atas feed plat

$$\frac{N_e}{N_s} = 0,998$$

Ns = Jumlah plater di bawah feed plate

$$N_e + N_s = N \text{ teoritis}$$

$$N_s = 5$$

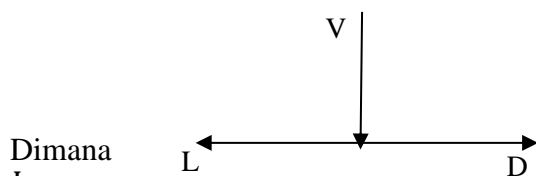
$$N_e = N \text{ teoritis} - 5$$

$$= 1$$

Sehingga Feed masuk pada plate ke 1 dari atas kolom

Neraca massa akumulator

Fungsi : Untuk menghitung jumlah reflux yang masuk ke kolom



Dimana

$$\frac{L}{D} = R$$

$$L = R \cdot D$$

$$L = 53,47 \text{ kmol}$$

$$V = L + D$$

$$V = 145,71 \text{ kmol}$$

Neraca Mol Komponen Reflux

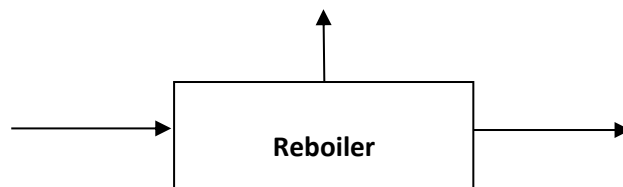
Komponen	Masuk		Keluar			
	V		L		D	
	Fraksi (%)	kmol/jam	Fraksi (%)	kmol/jam	Fraksi (%)	kmol/jam
TAG	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
DAG	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MAG	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
FFA	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
waxes	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

phystoterols	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
oryzanol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
tocopherol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
n-hexane	1.00	145.71	1.00	53.47	1.00	92.24
Total	1.00	145.71	1.00	53.47	1.00	92.24
Total	145.71		145.71			

Neraca Massa Komponen Reflux

Komponen	Masuk		Keluar			
	V		L		D	
	Fraksi (%)	kg/jam	Fraksi (%)	kg/jam	Fraksi (%)	kg/jam
TAG	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
DAG	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
MAG	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
FFA	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
waxes	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
phystoterols	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
oryzanol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
tocopherol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
n-hexane	1.00	12557.13	1.00	4608.12	1.00	7949.01
Total	1.00	12557.13	1.00	4608.12	1.00	7949.01
Total	12557.13		12557.13			

Neraca Massa Reboiler



Kondisis Operasi:

Tekanan = 200,74 mmHg
 Suhu = 229,57 °C

Split kunci = 0,50

Menghitung Split Fraction =

$$\xi_k = \frac{\alpha_k \xi_n}{1 + (\alpha_{k/n} - 1) \xi_n}$$

Menghitung Split Fraction

Komponen	Pi	Ki	α_i	Split Fraction
TAG	1.32	0.01	0.20	0.17
DAG	1.32	0.01	0.20	0.17
MAG	1.32	0.01	0.20	0.17
FFA	6.51	0.03	1.00	0.50
waxes	0.00	0.00	0.00	0.00
phystoterols	196.10	0.98	30.14	0.97

oryzanol	168.71	0.84	25.93	0.96
tocopherol	140.74	0.70	21.63	0.96
n-hexane	2174.03	10.83	334.17	1.00

Menghitung flowrate masing-masing aliran berdasarkan split fraction

$$L_i = 1/(1-\text{split fraction}) \cdot B_i$$

Neraca Mol untuk Reboiler

Komponen	Masuk		Keluar			
	L		V		B	
	Fraksi (%)	kmol/jam	Fraksi (%)	kmol/jam	Fraksi (%)	kmol/jam
TAG	0.90	1.74	0.63	0.28	0.98	1.46
DAG	0.01	0.01	0.00	0.00	0.01	0.01
MAG	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
FFA	0.02	0.03	0.04	0.02	0.01	0.02
waxes	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
phystoterols	0.03	0.06	0.14	0.06	0.00	0.00
oryzanol	0.04	0.09	0.19	0.08	0.00	0.00
tocopherol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
n-hexane	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total	1.00	1.94	1.00	0.44	1.00	1.50
Total	1.94		1.94			

Neraca Massa Reboiler

Komponen	Masuk		Keluar			
	L		V		B	
	Fraksi (%)	kg/jam	Fraksi (%)	kg/jam	Fraksi (%)	kg/jam
TAG	0.86	1545.60	0.63	261.00	0.93	1284.59
DAG	0.03	48.69	0.02	8.22	0.03	40.47
MAG	0.02	29.15	0.01	4.92	0.02	24.23
FFA	0.03	45.98	0.06	22.99	0.02	22.99
waxes	0.00	0.02	0.00	0.00	0.00	0.02
phystoterols	0.02	39.51	0.09	38.24	0.00	1.27
oryzanol	0.04	78.84	0.18	75.92	0.00	2.93
tocopherol	0.00	1.24	0.00	1.18	0.00	0.05
n-hexane	0.00	0.25	0.00	0.25	0.00	0.00
Total	1.00	1789.27	1.00	412.72	1.00	1376.55
Total	1789.27		1789.27			

Tabel Neraca Massa Kolom Distilasi NPLF

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)
Aliran <47> Ekstrak			Aliran <48> Top Product (Distilat)		
TAG	9.22%	1284.59	TAG	0.00%	0.00

DAG	0.29%	40.47	DAG	0.00%	0.00
MAG	0.17%	24.23	MAG	0.00%	0.00
FFA	0.16%	22.99	FFA	0.00%	0.00
waxes	0.00%	0.02	waxes	0.00%	0.00
phystoterols	0.01%	1.27	phystoterols	0.00%	0.00
oryzanol	0.02%	2.93	oryzanol	0.00%	0.00
tocopherol	0.00%	0.05	tocopherol	0.00%	0.00
n-hexane	90.12%	12557.13	n-hexane	90.12%	12557.13
Sub Total		13934	Sub Total		12557
			Aliran Keluar		
			Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)
			Aliran <49> Bottom Product		
			TAG	29.0%	1284.59
			DAG	0.9%	40.47
			MAG	0.5%	24.23
			FFA	0.5%	22.99
			waxes	0.0%	0.02
			phystoterols	0.0%	1.27
			oryzanol	0.1%	2.93
			tocopherol	0.0%	0.05
			n-hexane	0.0%	0.00
			Sub Total		1377
Total		13934	Total		13934

L2.10.4 Neraca Energi Kolom Distilasi NPLF

Kapasitas Panas dan BM Masing-masing komponen

Komponen	Cp	BM
	kJ/kg.K	
TAG	1.94	877.56
DAG	1.96	596.96
MAG	1.76	266.2
FFA	2	269.58
waxes	2.138	802
phystoterols	3.048	414.71
oryzanol	2.674	602.9
tocopherol	2.998	430
n-Hexane	2.276	86.18

$$C_p = A + BT + CT^2 \text{ (J/mo.K)}$$

Perhitungan entalpi masuk

$$T = 137,16 \text{ } ^\circ\text{C} = 410,31 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 289,15 \text{ K}$$

Komponen	m (kg/jam)	Cp dT	H (kj/jam)
Aliran <> from decanter stage VIII			
TAG	1284.59	217.67795	279628
DAG	40.47	219.92205	8900.3605
MAG	24.23	197.48102	4784.4226
FFA	22.99	224.41025	5158.8234
waxes	0.02	239.89456	3.9924381
phystoterols	1.27	342.00123	433.88612
oryzanol	2.93	300.03651	878.31724
tocopherol	0.05	336.39097	18.37416
n-Hexane	12557.13	255.37887	3206826.1
Total			3506632.3

Perhitungan entalpi keluar sebagai destilate

$$T = 136,18 \text{ } ^\circ\text{C} = 409,33 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 289,15 \text{ K}$$

Komponen	m (kg/jam)	Cp dT	H (kj/jam)
Aliran <> to kolom destilasi			
TAG	0.00	215.68726	0
DAG	0.00	217.91084	0
MAG	0.00	195.67504	0
FFA	0.00	222.358	0.0002992
waxes	0.00	237.7007	0
phystoterols	0.00	338.87359	0
oryzanol	0.00	297.29265	0
tocopherol	0.00	333.31464	0
n-Hexane	12557.13	253.04341	3177499.2
Total			3177499.2

Perhitungan entalpi keluar sebagai bottom

$$T = 220,9 \text{ } ^\circ\text{C} = 494,05 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 289,15 \text{ K}$$

Komponen	m (kg/jam)	Cp dT	H (kj/jam)
Aliran <> to kolom destilasi			
TAG	1284.59	396.86382	509809.28
DAG	40.47	400.9552	16226.867
MAG	24.23	360.04141	8722.814
FFA	22.99	409.13796	9405.4097
waxes	0.02	437.36848	7.2788921
phystoterols	1.27	623.52625	791.04801
oryzanol	2.93	547.01746	1601.3213
tocopherol	0.05	613.29781	33.49921

n-Hexane	0.00	465.599	0.3422018
Total			546597.86

Neraca Energi Total

Panas Masuk = Panas Keluar

$\Delta H \text{ feed} + Q \text{ reboiler} = \Delta H \text{ Distilate} + \Delta H \text{ Bottom} + Q \text{ Kondensor}$

Q Kondensor

Q Masuk = Q Keluar

H Vapor = H Liquid + λ + Q Kondensor

Menghitung H Vapor pada Kondensor

T = 136,18 °C = 409,33 K

Tref = 25 °C = 289,15 K

Komponen	m (kg/jam)	Cp dT	H (kj/jam)
Aliran <> to kolom destilasi			
FFA	0.00	311.3012	0.0004189
n-Hexane	12557.13	1367.5017	17171898
Total			17171898

Menghitung H Liquid pada Kondensor

T = 136,18 °C = 409,3 K

Tref = 25 °C = 289,15 K

Komponen	m (kg/jam)	Cp dT	H (kj/jam)
Aliran <> to kolom destilasi			
FFA	0.00	2693.5617	0.0036242
n-Hexane	12557.13	6.0727573	76256.41
Total			76256.414

Menghitung Latent Heat

Komponen	m (kg/jam)	λ	$\lambda \cdot m_i$
Aliran <> to kolom destilasi			
FFA	0.00	149.1	0.0002006
n-Hexane	12557.13	-2715	-34092611
Total			-34092611

Persamaan Neraca Panas pada kondenser

H Vapor = H Liquid + λ + Q Kondenser

Q Kondenser = H Vapor - H Liquid - λ
 = 17171898 - 76256.414 - -34092611
 Q Kondenser = 51188253 kJ/Jam

Spesifikasi Cooling

Water

$$\begin{aligned}
 C_p &= 4.18 \quad \text{kJ/kg C} \\
 T_{\text{In}} &= 25 \quad ^\circ\text{C} \\
 T_{\text{Out}} &= 30 \quad ^\circ\text{C} \\
 Q &= m \quad C_p \quad dT \\
 51188253 &= m \quad \times 4.18 \quad \times 5 \\
 m \text{ Cooling Water} &= 2449198.7 \quad \text{kg/jam}
 \end{aligned}$$

Persamaan Neraca Panas Kolom Distilasi NPLF

Panas Masuk = Panas Keluar

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{Feed}} + Q_{\text{reboiler}} &= \Delta H_{\text{Distilate}} + \Delta H_{\text{Bottom}} + Q_{\text{Kondensor}} \\
 3488369.3 + Q_{\text{reboiler}} &= 3177499.4 + 493776.03 + 51218123 \\
 Q_{\text{reboiler}} &= 51401029 \quad \text{kJ/Jam}
 \end{aligned}$$

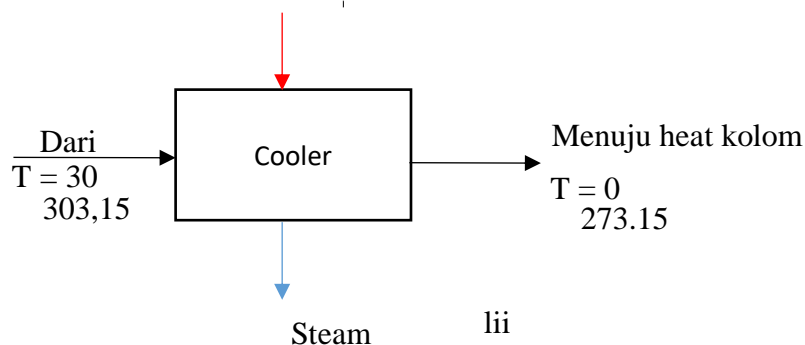
$$\begin{aligned}
 \text{Steam, } T &= 275.59 \quad ^\circ\text{C} \\
 H_{\text{Liq}} &= 1213.8 \quad \text{kJ/kg} \\
 H_{\text{vap}} &= 2784.6 \quad \text{kJ/kg} \\
 \lambda &= 1570.8 \quad \text{kJ/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Steam} &= \frac{Q_s}{\lambda} \\
 &= \frac{51405718}{1570.8} \\
 &= 32725.82 \quad \text{kg}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas Total

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran	ΔH (kj)	Aliran	ΔH (kj)
H Feed	3506632.31	H Distilate	3177499.246
Q Supply	51405717.95	H Bottom	546597.8613
		Q Kondensor	51188253.15
Total	54912350.26	Total	54912350.26

Cooler Top Produk Distilate



Koefisien Antoine dan BM Masing-masing komponen

Komponen	Cp	BM
	kJ/kg.K	
TAG	1.94	877.56
DAG	1.96	596.96
MAG	1.76	266.2
FFA	2	269.58
waxes	2.138	802
phytosterols	3.048	414.71
oryzanol	2.674	602.9
tocopherol	2.998	430
n-Hexane	2.276	86.18

$$C_p = A + BT + CT^2 \text{ (J/mo.K)}$$

Perhitungan entapi masuk

$$T = 136,18 \text{ } ^\circ\text{C} = 409,33 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 289,15 \text{ K}$$

Komponen	m (kg/jam)	Cp dT	H (kJ/jam)
Aliran <> from decanter stage VIII			
TAG	0.00	215.68726	0
DAG	0.00	217.91084	0
MAG	0.00	195.67504	0
FFA	0.00	222.358	0.0002992
waxes	0.00	237.7007	0
phytosterols	0.00	338.87359	0
oryzanol	0.00	297.29265	0
tocopherol	0.00	333.31464	0
n-Hexane	12557.13	253.04341	3177499.2
Total			3177499.2

Perhitungan entapi keluar

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

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

Komponen	m (kg/jam)	Cp dT	H (kJ/jam)
Aliran <> to kolom destilasi			
TAG	0.00	9.7	0
DAG	0.00	9.8	0
MAG	0.00	8.8	0
FFA	0.00	10	1.346E-05
waxes	0.00	10.69	0
phytosterols	0.00	15.24	0
oryzanol	0.00	13.37	0

tocopherol	0.00	14.99	0
n-Hexane	12557.13	11.38	142900.15
Total			142900.15

Persamaan Neraca Panas Cooler Top Produk Destilate

Panas Masuk = Panas Keluar

$$\begin{aligned}
 H \text{ Input} &= H \text{ Output} + Q \text{ Release} \\
 3177499.246 &= 142900.153 + Q \text{ Release} \\
 Q \text{ Release} &= 3034599.09 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Cooling

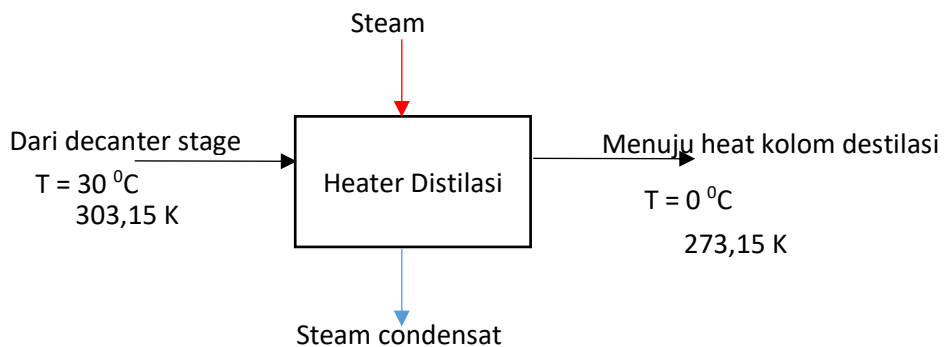
Water

$$\begin{aligned}
 C_p &= 4.18 \text{ kJ/kg C} \\
 T \text{ In} &= 25 \text{ C} \\
 T \text{ Out} &= 30 \text{ C} \\
 Q &= m C_p \Delta T \\
 3034599.09 &= m \times 4.18 \times 5 \\
 m \text{ Cooling Water} &= 145196.129 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas Total

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran	ΔH (kJ)	Aliran	ΔH (kJ)
H Input	3177499.246	H Output	142900.153
		Q Release	3034599.094
Total	3177499.246	Total	3177499.246

Heater Bottom Product Distilasi



Koefisien Antoine dan BM masing-masing komponen

Komponen	Cp	BM
	kJ/kg.K	
TAG	1.94	877.56
DAG	1.96	596.96
MAG	1.76	266.2
FFA	2	269.58
waxes	2.138	802
phystoterols	3.048	414.71
oryzanol	2.674	602.9
tocopherol	2.998	430
n-Hexane	2.276	86.18

$$C_p = A + BT + CT^2 \text{ (J/mo.K)}$$

Perhitungan entapi masuk

$$T = 229,57^{\circ}\text{C} = 502,72 \text{ K}$$

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

Komponen	m (kg/jam)	Cp dT	H (kJ/jam)
Aliran <> from decanter stage VIII			
TAG	1284.59	396.86382	509809.28
DAG	40.47	400.9552	16226.867
MAG	24.23	360.04141	8722.814
FFA	22.99	409.13796	9405.4097
waxes	0.02	437.36848	7.2788921
phystoterols	1.27	623.52625	791.04801
oryzanol	2.93	547.01746	1601.3213
tocopherol	0.05	613.29781	33.49921
n-Hexane	0.00	465.599	0.3422018
Total			546597.86

Perhitungan entapi keluar

$$T = 264^{\circ}\text{C} = 537,15 \text{ K}$$

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

Komponen	m (kg/jam)	Cp dT	H (kJ/jam)
Aliran <> to kolom destilasi			
TAG	1284.59	463.66089	595616.46
DAG	40.47	468.4409	18958.048
MAG	24.23	420.64081	10190.971
FFA	22.99	478.00092	10988.456
waxes	0.02	510.98298	8.5040191
phystoterols	1.27	728.47339	924.19112
oryzanol	2.93	639.08722	1870.8434
tocopherol	0.05	716.52337	39.13754

n-Hexane	0.00	543.96504	0.3997985
Total			638597.01

Menggunakan saturated steam dengan kondisi sebagai berikut

$$\begin{aligned} \text{Steam, T} &= 303,35 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \text{H Liq} &= 1363,7 \text{ kJ/kg} \\ \text{H vap} &= 2742,9 \text{ kJ/kg} \\ \lambda &= 1379,2 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Menggunakan saturated steam dengan kondisi sebagai berikut

$$\begin{aligned} \text{Steam, T} &= 303.35 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \text{H Liq} &= 1363.7 \text{ kJ/kg} \\ \text{H vap} &= 2742.9 \text{ kJ/kg} \\ \lambda &= 1379.2 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H input} &+ \text{Q Supply} &= \text{H Output} &+ \text{Q loss} \\ 546598 &+ \text{Q Supply} &= 638597.007 &+ 5\% \text{ Q supply} \\ 95\% &\text{Q Supply} &= 91999.1453 & \\ &\text{Q Supply} &= 96841.2056 &\text{ kJ} \\ \text{Massa Steam} &= \frac{\text{Qs}}{\lambda} \\ &= \frac{96841.206}{1379.2} \\ &= 70.215491 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca Panas Total

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran	ΔH (kj)	Aliran	ΔH (kj)
\diamond	546597.8613		
Q Supply	96841.20556	\diamond	638597.0066
		Q loss	4842.060278
Total	643439.0668	Total	643439.0668

L2.11 Neraca Massa Deodorize

L2.11.1 Diagram Alir Deodorize

L2.11.2 Spesifikasi Deodorize

Fungsi : Untuk menghilangkan bau dan memisahkan FFA pada minyak dengan menggunakan destilasi Tray tanpa Reflux dan reboiler

Diinginkan recovery FFA pada destilate sebesar 98,8%

Perhitungan tekananuanap menggunakan extended Antonie Equation

Asumsi : Steam yang di injeksikan seluruhnya terbawa Antoine Equation

L2.11.3 Neraca Massa Deodorize

Persamaan umum neraca massa:

$$\text{Akumulasi} = \text{Neraca Masuk} - \text{Neraca Keluar} + \text{Generasi} - \text{Konsumsi}$$

Karena tidak ada reaksi, maka menjadi:

$$\text{Akumulasi} = \text{Neraca Masuk} - \text{Neraca Keluar}$$

Jika asumsi:

Tidak ada akumulasi energi pada sistem

Persamaan umum neraca massa menjadi:

$$0 = \text{Neraca Masuk} - \text{Neraca Keluar}$$

$$\text{Neraca Masuk} = \text{Neraca Keluar}$$

Data titik didik dan BM masing-masing komponen

Komponen	Titik didih (°C)	BM
TAG	250	877.558
DAG	230	596.9646
MAG	180	266.2
FFA	180	269.58
waxes	370	802
phystoterols	501.9	414.71
oryzanol	571.92	602.9
tocopherol	235	430
n-hexane	69	86.18

Presentase tiap komponen pada lainnya:

Komponen	Persentase
waxes	0.39%
phystoterols	29.73%
Oryzanol	68.60%
Tocopherol	1.28%
Total	100%

Menghitung fraksi distilasi dan bottom pada setiap komponen

Neraca Massa Overall

$$F = D + B$$

$$x_i.F = x_i.D + x_i.B$$

Sebagai trial awal:

Top Produk = 98,8% recovery FFA terhadap feed masuk (light key)

Bottom Produk = 98,8% recovery TAG terhadap feed masuk (heavy key)

Catatan: sebagai trial awal, tidak ada (Karoten dan Taco Pherol pada Bottom)

Neraca Massa Overall Distilasi

Komponen	Feed (kg/jam)	XF	Bottom (kg/jam)	XB	Distilat (kg/jam)	XD
TAG	1284.59	0.9332	1269.18	0.93245	15.42	0.40372
DAG	40.47	0.0294	40.47	0.02973	0.00	0
MAG	24.23	0.0176	24.23	0.0178	0.00	0
FFA	22.99	0.0167	22.99	0.01689	22.71	0.59483
waxes	0.02	0.0000	0.02	1.2E-05	0.00	0
phystoterols	1.27	0.0009	1.27	0.00093	0.00	0
oryzanol	2.93	0.0021	2.93	0.00215	0.00	0
tocopherol	0.05	0.0000	0.05	4E-05	0.05	0.00143
n-hexane	0.00	0.0000	0.00	0	0	1.9E-05
Total	1376.55	1.0000	1361.13	1	38	1

Komponen	Feed		Vapor		Liquid	
	Fraksi (%)	kmol/jam	Fraksi (%)	kmol/jam	Fraksi (%)	kmol/jam
TAG	0.85	1.463829164	0.17	0.02	0.851546	1.446263
DAG	0.04	0.067793842	0.00	0.00	0.0399164	0.067794
MAG	0.05	0.091011466	0.00	0.00	0.0535867	0.091011
FFA	0.05	0.085274714	0.83	0.08	0.0502039	0.085266
waxes	0.00	2.07512E-05	0.00	0.00	1.222E-05	2.08E-05
phystoterols	0.00	0.00305917	0.00	0.00	0.0018012	0.003059
oryzanol	0.00	0.004855478	0.00	0.00	0.0028589	0.004855
tocopherol	0.00	0.000127027	0.00	0.00	7.479E-05	0.000127
n-hexane	0.00	8.52832E-06	0.00	0.00	0	0
Total	1.00	1.715980141	1.00	0.10	1	1.698397

Koefisien Antoine masing-masing senyawa

Komponen	Koefisien Antoine		
	A	B	C
TAG	7.9	2834.83	134.86
DAG	7.9	2834.83	134.86
MAG	7.9	2834.83	134.86
FFA (HK)	7.52	2527.08	147.23
waxes	6.95	2694.48	42.2
phystoterols	7.89	2231	169
oryzanol	7.43	1959.65	147.08
tocopherol	7.89	2231	159
n-hexane (LK)	6	1216.92	227.45

Menentukan Boiling Point Feed

Trial : $T = 264^{\circ}\text{C}$

$P = 8 \text{ mmHg}$

Contoh cara perhitungan untuk zat triacylglicerida

$$\text{Log } P_i = A - \frac{B}{C + T (\text{°C})}$$

$$K_1 = \frac{P_i}{P_0}$$

Suhu feed masuk ditentukan dengan trial Y, Trial berhenti Ketika nilai $\sum y_i = K_i x_i = 1$

Komponen	Xi	Log Pi	Pi	Ki	qi	qi.xi	yi = Ki.xi
TAG	0.85	0.79268	6.2	0.77551	1	0.85	0.66
DAG	0.0395	0.79268	6.2	0.77551	1	0.04	0.03
MAG	0.05304	0.79268	6.2	0.77551	1	0.05	0.04
FFA (HK)	0.0497	1.37483	23.7	2.96307	3.8208091	0.19	0.15
waxes	0.00	-1.8497	0.0	0.00177	0.0022782	0.00	0.00
phystoterols	0.00178	2.73758	546.5	68.31098	88.08526	0.16	0.12
oryzanol	0.00283	2.66293	460.2	57.52258	74.173894	0.21	0.16
tocopherol	0.000074	2.61577	412.8	51.60408	66.54214	0.00	0.00
n-hexane (LK)	0.00	3.52382	3340.6	417.57029	538.4462	0.0	0.00
Total	1.00						1.17

Menentukan dew point pada distilat (Top Temperature)

Trial : T = 363,716⁰C

P = 8 mmHg

Komponen	yi	Log Pi	Pi	Ki	qi	yi/qi	xi = yi/ki
TAG	0.17	2.21415	163.7	20.47	1	0.17	0.01
DAG	0.00	2.21415	163.7	0.36	0.0177778	0.00	0.00
MAG	0.00	2.21415	163.7	0.36	0.0177778	0.00	0.00
FFA (HK)	0.83	2.57412	375.1	0.83	0.0407236	20.29	0.99
waxes	0.00	0.31198	2.1	0.00	0.0002227	0.00	0.00
phystoterols	0.00	3.70203	5035.3	11.19	0.5467115	0.00	0.00
oryzanol	0.00	3.59354	3922.3	8.72	0.4258608	0.00	0.00
tocopherol	0.00	3.62191	4187.0	9.30	0.4546097	0.00	0.00
n-hexane (LK)	0.00	3.94149	8739.6	19.42	0.9489049	0.00	0.00
Total	1.00						1.00

Menentukan bubble pint pada distilat

Trial : T = 237,006⁰C

P = 8 mmHg

Komponen	xi	Log Pi	Pi	Ki	qi	qi.xi	yi = Ki.xi
TAG	0.17	0.27674	1.9	0.24	1	0.17	0.04
DAG	0.00	0.27674	1.9	0.24	1	0.00	0.00
MAG	0.00	0.27674	1.9	0.24	1	0.00	0.00

FFA (HK)	0.83	0.94311	8.8	1.10	4.6383247	3.83	0.91
waxes	0.00	-2.7005	0.0	0.00	0.0010538	0.00	0.00
phystoterols	0.00	2.39501	248.3	31.04	131.2997	0.00	0.00
oryzanol	0.00	2.32789	212.8	26.59	112.49776	0.00	0.00
tocopherol	0.00	2.25625	180.4	22.55	95.390127	0.12	0.03
n-hexane (LK)	0.00	3.3799	2398.3	299.79	1268.1147	0.1	0.03
Total	1.00						1.00

Menentukan dew point pada bottom

Trial : T = 269,361^oC

P = 8 mmHg

Komponen	xi	Log Pi	Pi	Ki	α_i	$\alpha_i \cdot xi$	$yi = Ki \cdot xi$
TAG	0.85	0.88693	7.7	0.96	1	0.85	0.88
DAG	0.04	0.88693	7.7	0.96	1	0.04	0.04
MAG	0.05	0.88693	7.7	0.96	1	0.05	0.06
FFA (HK)	0.05	1.45391	28.4	3.55	3.6895709	0.19	0.01
waxes	0.00	-1.6983	0.0	0.00	0.0025986	0.00	0.00
phystoterols	0.00	2.80059	631.8	78.98	81.970339	0.15	0.00
oryzanol	0.00	2.72429	530.0	66.25	68.763934	0.20	0.00
tocopherol	0.00	2.68178	480.6	60.07	62.351292	0.00	0.00
n-hexane (LK)	0.00	3.55054	3552.5	444.07	460.89965	0.0	0.00
Total	1.00						1.00

Menentukan bubble point pada bottom (bottom temperature)

Trial : T = 259,7^oC

P = 8 mmHg

Komponen	xi	Log Pi	Pi	Ki	α_i	$\alpha_i \cdot xi$	$yi = Ki \cdot xi$
TAG	0.85	0.7151	5.2	0.65	1	0.85	0.55
DAG	0.04	0.7151	5.2	0.65	1	0.04	0.03
MAG	0.05	0.7151	5.2	0.65	1	0.05	0.03
FFA (HK)	0.05	1.3098	20.4	2.55	3.9327466	0.20	0.13
waxes	0.00	-1.9753	0.0	0.00	0.0020401	0.00	0.00
phystoterols	0.00	2.68582	485.1	60.64	93.480085	0.17	0.11
oryzanol	0.00	2.61246	409.7	51.21	78.950959	0.23	0.15
tocopherol	0.00	2.56153	364.4	45.54	70.21398	0.01	0.00
n-hexane (LK)	0.00	3.50193	3176.4	397.04	612.10647	0.0	0.00
Total	1.00						1.00

Perhitungan dari pemisahan pada kolom destilasi ini menggunakan key parameter berikut:
n-hexane sebagai light key component, Free Fatty Acid sebagai Heavy Key Component

Menentukan nilai minimum jumlah tray menggunakan Fenske Equation

$$\alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_{top} \alpha_{bottom}}$$

Menentukan α average

Komponen	$\alpha_{destilat}$	α_{Bottom}	$\alpha_{Average}$
TAG	1.000	1.000	1.000
DAG	0.018	1.000	0.133
MAG	0.018	1.000	0.133
FFA (HK)	0.041	3.933	0.400
waxes	0.000	0.002	0.001
phystoterols	0.547	93.480	7.149
oryzanol	0.426	78.951	5.798
tocopherol	0.455	70.214	5.650
n-hexane (LK)	0.949	612.106	24.100
Total			44.365

Menggunakan Fenske Equation untuk mencari N min

$$N_m = \frac{\log \left(\frac{X_{LKD}}{X_{LKB}} - \frac{X_{HKD}}{X_{HKB}} \right)}{\log (\alpha_{avg})}$$

$$N_m = 1,642845$$

$$N_m = 2,00 \text{ Stage}$$

Menggunakan Perry Edisi 8

$$N_m = 0,4 - 0,6 N$$

Dipilih nilai = 0,6 N

$$N = 3.333$$

$$N = 4 \text{ Stages}$$

Distribusi mol komponen pada Distilat dan Bottom

Komponen	Feed		Distilat (D)		Bottom (B)	
	Fraksi (%)	kmol/jam	Fraksi (%)	kmol/jam	Fraksi (%)	kmol/jam
TAG	0.85	1.46	0.01	0.01	0.85	1.45
DAG	0.04	0.07	0.00	0.00	0.04	0.07
MAG	0.05	0.09	0.00	0.00	0.05	0.09
FFA	0.05	0.09	0.99	0.08	0.05	0.00
waxes	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

phystoterols	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
oryzanol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
tocopherol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
n-hexane	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total	1.00	1.72	1.00	0.10	1	1.619111
Total	1.72		1.72			

Distribusi massa komponen pada distilat dan bottom

Komponen	Feed		Distilat (D)		Bottom (B)	
	Fraksi (%)	kmol/jam	Fraksi (%)	kmol/jam	Fraksi (%)	kmol/jam
TAG	0.09	1284.59	0.00	10.81	0.93	1273.78
DAG	0.00	40.47	0.00	0.00	0.029	40.47
MAG	0.00	24.23	0.00	0.00	0.018	24.23
FFA	0.00	22.99	0.00	22.79	0.000	0.20
waxes	0.00	0.02	0.00	0.00	0.000	0.02
phystoterols	0.00	1.27	0.00	0.00	0.001	1.27
oryzanol	0.00	2.93	0.00	0.00	0.002	2.93
tocopherol	0.00	0.05	0.00	0.00	0.000	0.05
n-hexane	0.00	0.00	0.00	0.00	0.000	0.00
Total	0.10	1376.55	0.00	33.61	0.9755869	1342.943
Total	1376.55		1376.55			

Tabel Neraca Massa Kolom Distilasi NPLF

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)
Aliran <49> Ekstrak			Aliran <50> Top Product (Distilat)		
TAG	93.32%	1284.59	TAG	32.18%	10.81
DAG	2.94%	40.47	DAG	0.00%	0.00
MAG	1.76%	24.23	MAG	0.00%	0.00
FFA	1.67%	22.99	FFA	67.82%	22.79
waxes	0.00%	0.02	waxes	0.00%	0.00
phystoterols	0.09%	1.27	phystoterols	0.00%	0.00
oryzanol	0.21%	2.93	oryzanol	0.00%	0.00
tocopherol	0.00%	0.05	tocopherol	0.00%	0.00
n-hexane	0.00%	0.00	n-hexane	0.00%	0.00
Sub Total		1377	Sub Total		34
			Aliran Keluar		
			Komponen	Fraksi (%)	Massa (Kg)
			Aliran <51> Bottom Product		
			TAG	94.8%	1273.78
			DAG	3.0%	40.47
			MAG	1.8%	24.23
			FFA	0.0%	0.20

	waxes	0.0%	0.02
	phystoterols	0.1%	1.27
	oryzanol	0.2%	2.93
	tocopherol	0.0%	0.05
	n-hexane	0.0%	0.00
	Sub Total		1343
Total	1377	Total	1377

L2.11.4 Neraca Energi Deodorize

Kapasitas Panas dan BM masing-masing komponen

Komponen	Cp	BM
	kJ/kg.K	
TAG	1.94	877.56
DAG	1.96	596.96
MAG	1.76	266.2
FFA	2	269.58
waxes	2.138	802
phystoterols	3.048	414.71
oryzanol	2.674	602.9
tocopherol	2.998	430
n-Hexane	2.276	86.18

$$C_p = A + BT + CT^2 \text{ (J/mo.K)}$$

Perhitungan entapi masuk

$$T = 250^{\circ}\text{C} = 537,15 \text{ K}$$

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

Komponen	m (kg/jam)	Cp dT	H (kj/jam)
Aliran <> from decanter stage VIII			
TAG	1284.59	463.66089	595616.46
DAG	40.47	468.4409	18958.048
MAG	24.23	420.64081	10190.971
FFA	22.99	478.00092	10988.456
waxes	0.02	510.98298	8.5040191
phystoterols	1.27	728.47339	924.19112
oryzanol	2.93	639.08722	1870.8434
tocopherol	0.05	716.52337	39.13754
n-Hexane	0.00	543.96504	0.3997985
Total			638597.01

Perhitungan entapli keluar sebagai Distiate

$$T = 363.72^{\circ}\text{C} = 636.87 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,2 \text{ K}$$

Komponen	m (kg/jam)	Cp dT	H (kj/jam)
Aliran <> to kolom destilasi			
TAG	10.81	657.10904	7105.8974
DAG	0.00	217.91084	0
MAG	0.00	195.67504	0
FFA	22.79	222.358	5067.9866
waxes	0.00	237.7007	0
phystoterols	0.00	338.87359	0
oryzanol	0.00	297.29265	0
tocopherol	0.00	333.31464	0.0024379
n-Hexane	0.00	253.04341	8.01E-07
Total			12173.886

Perhitungan entalpi keluar sebagai buttom

$$T = 270 \text{ }^{\circ}\text{C} = 543.15 \text{ K}$$

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

Komponen	m (kg/jam)	Cp dT	H (kj/jam)
Aliran <> to kolom destilasi			
TAG	1273.78	475.3	605428.16
DAG	40.47	480.2	19433.946
MAG	24.23	431.2	10446.791
FFA	0.20	490	96.20855
waxes	0.02	523.81	8.7174925
phystoterols	1.27	746.76	947.39076
oryzanol	2.93	655.13	1917.8065
tocopherol	0.05	734.51	40.114623
n-Hexane	0.00	557.62	0.4098328
Total			638319.55

Neraca Panas Total

$$\text{Panas Masuk} = \text{Panas Keluar}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ Feed} + Q \text{ Supply} &= \Delta H \text{ Distilate} + \Delta H \text{ Bottom} \\ 638597.01 + Q \text{ Supply} &= 12173.886 + 638319.55 \\ Q \text{ Supply} &= 11896.428 \text{ kJ/Jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Steam, T} &= 275.59 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ \text{H Liq} &= 1213.8 \text{ kj/kg} \\ \text{H vap} &= 2784.6 \text{ kj/kg} \\ \lambda &= 1570.8 \text{ kj/kg} \end{aligned}$$

$$\text{Massa Steam} = \frac{Q_s}{\lambda}$$

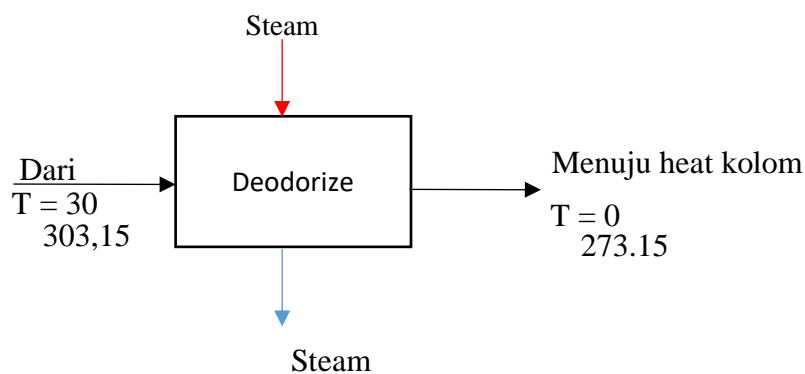
$$= \frac{11896.428}{1570.8}$$

$$= 7.5734838 \quad \text{kg/jam}$$

Neraca Panas Total

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran	ΔH (kj)	Aliran	ΔH (kj)
H Feed	638597.0066	H Distilate	12173.88645
Q Supply	11896.42838	H Bottom	638319.5485
Total	650493.4349	Total	650493.4349

Cooler Bottom Product Deodorize



Koefisien Antonie dan BM Masing-masing komponen

Komponen	Cp	BM
	kJ/kg.K	
TAG	1.94	877.56
DAG	1.96	596.96
MAG	1.76	266.2
FFA	2	269.58
waxes	2.138	802
phystoterols	3.048	414.71
oryzanol	2.674	602.9
tocopherol	2.998	430
n-Hexane	2.276	86.18

$$C_p = A + BT + CT^2 \quad (\text{J/mo.K})$$

Perhitungan entapi masuk

$$T = 263,96 \text{ } ^\circ\text{C} = 537,11 \text{ K}$$

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

Komponen	m (kg/jam)	Cp dT	H (kj/jam)
Aliran <> from decanter stage VIII			
TAG	1284.59	475.3	610568
DAG	40.47	480.2	19433.946

MAG	24.23	431.2	10446.791
FFA	22.99	490	11264.295
waxes	0.02	523.81	8.7174925
phystoterols	1.27	746.76	947.39076
oryzanol	2.93	655.13	1917.8065
tocopherol	0.05	734.51	40.119995
n-Hexane	0.00	557.62	0.4098345
Total			638319.55

Perhitungan entapi keluar

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

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

Komponen	m (kg/jam)	Cp dT	H (kJ/jam)
Aliran <> to kolom destilasi			
TAG	1284.59	9.7	12460.571
DAG	40.47	9.8	396.61113
MAG	24.23	8.8	213.19982
FFA	22.99	10	229.88357
waxes	0.02	10.69	0.177908
phystoterols	1.27	15.24	19.334505
oryzanol	2.93	13.37	39.138909
tocopherol	0.05	14.99	0.8187754
n-Hexane	0.00	11.38	0.008364
Total			13359.744

Persamaan Neraca Panas Cooler Top Produk Destilate

$$\begin{aligned} \text{Panas Masuk} &= \text{Panas Keluar} \\ \text{H Input} &= \text{H Output} + \text{Q Release} \\ 638319.5485 &= 13359.744 + \text{Q Release} \\ \text{Q Release} &= 624959.8 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Spesifikasi Cooling Water

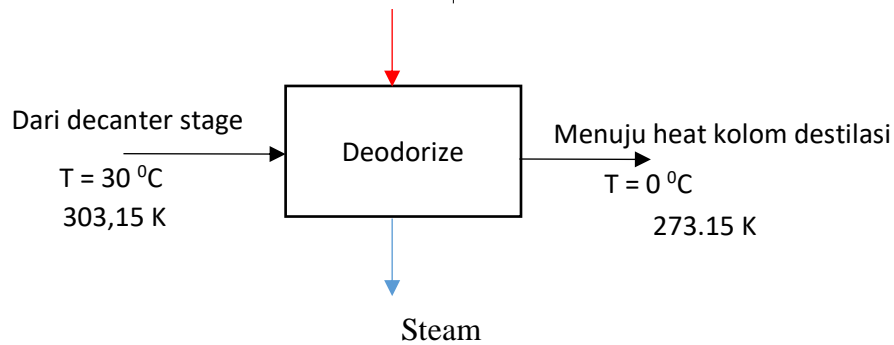
$$\begin{aligned} C_p &= 4.18 \text{ kJ/kg C} \\ T_{\text{In}} &= 25 \text{ C} \\ T_{\text{Out}} &= 30 \text{ C} \\ Q &= m C_p \Delta T \\ 624959.8 &= m \times 4.18 \times 5 \\ m \text{ Cooling Water} &= 29902.383 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca Panas Total

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran	ΔH (kj)	Aliran	ΔH (kj)
H Input	638319.5485	H Output	13359.74443
		Q Release	624959.8041

Total	638319.5485	Total	638319.5485
-------	-------------	-------	-------------

Cooler Top Product Deodorize



Koefisien Antoine dan BM masing-masing komponen

Komponen	Cp	BM
	kJ/kg.K	
TAG	1.94	877.56
DAG	1.96	596.96
MAG	1.76	266.2
FFA	2	269.58
waxes	2.138	802
phystoterols	3.048	414.71
oryzanol	2.674	602.9
tocopherol	2.998	430
n-Hexane	2.276	86.18

$$C_p = A + BT + CT^2 \text{ (J/mo.K)}$$

Perhitungan entapi masuk

$$T = 363.72 \text{ } ^\circ\text{C} = 636.87 \text{ K}$$

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

Komponen	m (kg/jam)	Cp dT	H (kJ/jam)
Aliran <> from decanter stage VIII			
TAG	10.81	657.10904	7105.8974
DAG	0.00	663.88336	0
MAG	0.00	596.14016	0
FFA	22.79	677.432	15440.039
waxes	0.00	724.17481	0
phystoterols	0.00	1032.4064	0
oryzanol	0.00	905.72658	0
tocopherol	0.00	1015.4706	0.0074273
n-Hexane	0.00	770.91761	2.44E-06

Total	12173.886
-------	-----------

Perhitungan entapi keluar

$$T = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 303.15\text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25\text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15\text{ K}$$

Komponen	m (kg/jam)	Cp dT	H (kj/jam)
Aliran <> to kolom destilasi			
TAG	10.81	9.7	104.89462
DAG	0.00	9.8	0
MAG	0.00	8.8	0
FFA	22.79	10	227.92013
waxes	0.00	10.69	0
phystoterols	0.00	15.24	0
oryzanol	0.00	13.37	0
tocopherol	0.00	14.99	0.0001096
n-Hexane	0.00	11.38	3.602E-08
Total			332.81487

Persamaan Neraca Panas Cooler Top Produk Destilate

$$\text{Panas Masuk} = \text{Panas Keluar}$$

$$H \text{ Input} = H \text{ Output} + Q \text{ Release}$$

$$12173.88645 = 332.81487 + Q \text{ Release}$$

$$Q \text{ Release} = 11841.072 \text{ kJ/jam}$$

Spesifikasi Cooling Water

$$C_p = 4.18 \text{ kJ/kg C}$$

$$T_{\text{In}} = 25 \text{ C}$$

$$T_{\text{Out}} = 30 \text{ C}$$

$$Q = m C_p \Delta T$$

$$11841.072 = m \times 4.18 \times 5$$

$$m \text{ Cooling Water} = 566.55845 \text{ kg/jam}$$

Neraca Panas Total

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran	ΔH (kj)	Aliran	ΔH (kj)
H Input	12173.88645	H Output	332.8148676
		Q Release	11841.07158
Total	12173.88645	Total	12173.88645

LAMPIRAN 3

SPESIFIKASI PERALATAN PROSES

1. Screening Sieve

Spesifikasi

Ukuran partikel dedak padi berkisar 100 mesh (Bagchi *et al*, 2014)

Berdasarkan alibaba.com, 2018, spesifikasi alat adalah sebagai berikut:

dimensi alat	=	2200mm x 2200 mm x 1970 mm
julah layer	=	3 layer
dimensi screener	=	1930 mm
power	=	2.5 kW
jumlah alat	=	2
material	=	stainless steel 304

Perhitungan kapasitas per alat

flow rate dedak masuk	=	8859,37624 kg/hr	
masa jenis dedak	=	507 kg/hr	(cari literatur)
kapasitas dedak masuk	=	17,4741149 m ³ /hr	

2. Magnetic Trap

Spesifikasi

Alar yang digunakan : magnetic separator berupa balok yang dilengkapi dengan area bermedan mangnet. Berdasarkan alibaba.com, 2018, spesifik alat adalah sebagai berikut:

dimensi alat	=	300mm x 400mm x 540 mm
jumlah alat	=	1
material	=	stainless steel 304

3. Universal Pellet

a. Design Pellet Cooker

flow rate dedak masuk	=	8195 kg/hr
masa jenis dedak	=	507 kg/hr
kapasitas dedak masuk	=	16,16356 m ³ /hr
		570,815989 ft ³ /hr

Desain untuk *Universal Pellet Cooker* didasarkan pada desain *Wenger Manufacturing*

b. Tipe yang digunakan adalah *Universal Pellet Cooker* Model 10K

Dimensi alat	=	2200mm x 1000mm x 1500mm
Kapasitas alat	=	maksimal 5 ton/hr
Power	=	500 HP
Kecepatan putar pemotong	=	850 rpm
Bahan	=	<i>stainless steel</i>
Diameter pellet yang dihasilkan	=	4 mm

4. Cooler (E-160)

Alat yang digunakan : belt conveyer dengan udara pendingin

Kapasitas	=	8969 kg/jam
Perhitungan		
Rate bahan masuk	=	8331 kg/jam
		8,3313799 ton/jam

Dimensi Belt Conveyer berdasarkan tabel 21-7, Perry 7th, hal 21-11, maka pilih belt conveyer 44 ton/jam adalah sebagai berikut

Lebar belt	=	16 in	=	40,64 cm
Luas area	=	0,14 ft ²	=	0,01301 m ²
Kecepatan belt	=	100 ft/min	=	3,28084

Dimana

m (Kapasitas bahan)	=	8331,37995 kg/jam
L (panjang <i>belt conveyor</i>)	=	50 m

Maka

Berdasarkan tabel 21-7, Perry 7th, hal 21-11, maka dipilih belt conveyer 44 ton/jam adalah sebagai berikut

Daya motor	=	0,56 hp	
Kecepatan belt	=	$\frac{\text{Kapasitas belt conveyor}}{\text{Kapasitas belt conveyor secara teori}}$	x kecepatan putar
		$\frac{8,331379946}{44}$	x 100

Kecepatan belt	=	18,934954	ft/min	
Spesifikasi alat				
Type	:	<i>Throughed belt with idlers</i>		
Kapasitas	:	8969	kg/jam	
Dimensi				
Panjang belt	:	50	m	
Lebar belt	:	0,0130064	in	= 0,03304 cm
Luas Area	:	0,14	ft ²	= 0,01301 m ²
Kecepatan belt	:	100	ft/min	= 30,4785 m/min
Daya	:	0,56	hp	
Bahan Konstruksi	:	<i>Rubber</i>		
Jumlah	:	1 buah		

5. Rotocell Extractor (Leaching Process)

Menghitung Diameter Ektaktor

Data Feed yang Masuk Ekstraktor

ket: p pellet berdasarkan Riaz, 2010
 SG n-hexane (Felder *et al.*, 2005)
 SG 0,659

Feed	Flowrate kg/hr	p kg/m ³	Volume m ³
Pellet	8331	507	16,432702
H-hexana	17939	659	27,221183
Total	26270	1166	43,6539

Leaching terdiri dari 3 stage, maka asumsi V tiap tangki sama

Ref liquid water at 4C

asumsi ruang kosong 25% dari volume ekstraktor

$$p = 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$V \text{ tangki} = 9,387557118 \text{ m}^3$$

diketahui :

$$\text{Volume feed} = 9,3875571 \text{ m}^3$$

$$\text{volume ruang kosong} = 2,3468893 \text{ m}^3$$

$$V \text{ ekstraktor} = V \text{ feed} + V \text{ ruang kosong}$$

$$= 11,734446 \text{ m}^3$$

$$414,40197 \text{ ft}^3$$

Tutup atas berbentuk *standard dished head* dan tutup bawah berbentuk conical

Asumsi $L_s = 1.5D$, $\alpha = 30^\circ$

$$V \text{ tangki} = V \text{ tutup atas} + V \text{ silinder} + V \text{ tutup bawah}$$

$$V \text{ tangki} = \frac{\pi d^3}{24 \tan^2 \alpha} + \frac{\pi}{4} d^2 L_s + 0,0847 d^3$$

$$V_{\text{tangki}} = 0,261666667 \quad 1,1775 \quad 0,0847 \text{ d}^3$$

$$V_{\text{tangki}} = 1,523866667 \text{ d}^3$$

$$D = 1,8331663 \text{ m}$$

$$L_s = 2,7497495 \text{ m}$$

Berdasarkan www.alibaba.com, 2018, rotating speed ekstraktor adalah 23 rpm

$$D \text{ impeller} = 1,099899804 \text{ m}$$

$$\text{Motor Power} = 7,5 \text{ kW}$$

6 Ekstraktor Stage I

spesifikasi campuran bahan:

Komponen	Kg/jam	fraksi berat (x _r)	r (g/cm ³)	x _i *r
CRBO	1628	0,088594465	0,92374	0,08183825

n-hexane	12557	0,683554151	0,655	0,44772797
Methanol	4186	0,227851384	0,792	0,1804583
Total	18370	1		0,7100

komponen	m,cp	xi*m
CRBO	49,16	4,355303905
n-hexane	0,297	0,203015583
Methanol	0,53	0,120761233
Total		4,679080722

r campuran liquid	=	0,7100 g/cm ³
	=	44,3254105 lb/ft ³
Rate campuran liquid	=	18370 kg/jam
	=	40506,6312 lb/jam
volumetric rate campuran liq	=	913,846724 ft ³ /jam
Resident time	=	30 menit
	=	0,5 jam
Volume camp liquid	=	laju alir x resident time
	=	456,923362 ft ³
m campuran	=	4,67908072 cp
	=	0,00467908 kg/m.s
Asumsi		
Tangki terisi	=	80%
Maka volume tangki	=	571,154203 ft ³
		15,9923177

Mixer berbentuk silinder dengan tutup atas berbentuk dished-head dan bawah berbentuk conical (a=120)

Pentingan dimensi tangki yang dipakai:

1. Menghitung diameter silinde (D)

Asumsi Ls/ID = 1.8 sehingga Ls = 1,8 ID

Tinggi silinder 1,8 diameter tangki

$$V \text{ bejana} = V \text{ alas} + V \text{ tutup} + V \text{ selimut}$$

$$V \text{ bejana} = 0,0847 d^3 + \frac{\pi d^2}{4} Ls + \frac{\pi d^3}{24tg0.5a}$$

$$V \text{ bejana} = 0,0847 \quad 1,413 \quad 0,07553666 d^3$$

$$V \text{ bejana} = 1,57323666 d^3$$

$$d^3 = 363,0440462 \text{ ft}$$

$$d \text{ (ID)} = 7,133781002 \text{ ft} = 85,60537203 \text{ in}$$

$$= 2,174380798 \text{ m}$$

2. Menghitung tinggi tangki (Ls)

$$Ls = 1,8 \times \text{ID}$$

$$Ls = 12,8408058 \text{ ft} = 154,0896696 \text{ in}$$

$$= 3,913885437 \text{ m}$$

3. Menentukan tinggi larutan dan tekanan dalam tangki

a. Menghitung tinggi larutan dalam tangki

Volume total camp liquid	=	Volume tutup bawah + Volume dalam silinder
456,92336 ft ³	=	0,07560539 d ³ + 40,63 Hliquida
456,92336 ft ³	=	27,4480867 ft ³ + 40,63 Hliquida
Hliquida	=	10,5703981 ft
	=	3,22185735 m

b. Menghitung tekanan dalam tangki

P hidrostatik	=	$\frac{r \times g \times H \text{ liquid}}{gc \times 144}$
	=	$\frac{15111,357}{4633,056}$
	=	3,2616391 psi
P desain	=	P operasi + P hidrostatik
	=	14,7 + 3,261639106
	=	17,961639 psi

4. Menghitung tebal tangki (ts)

Bahan konstruksi : Carbon steels SA-283-C

Dari Brownell and Young, Tabel. 13.1, Hal 251

$$\begin{aligned} \text{Fallow} &= 12650 \text{ lb/in}^2 \\ &= 12650 \text{ psi} \end{aligned}$$

Dari *Brownell and Young*, Tabel. 13.1, Hal 251 didapatkan harga E

$$E = 0,8 \text{ (Tipe sambungan Double-welded butt joint)}$$

$$\text{Faktor korosi (c)} = 0,125 \text{ in}$$

$$p_i = 17,962 \text{ psi}$$

$$d_i = 85,605 \text{ in}$$

Dari persamaan:

$$t_s = \frac{p_i \times d_i}{2(fE - 0,6p_i)} + c$$

$$t_s = \frac{1537,6128}{20218,446} + 0,125$$

$$t_s = \frac{0,20105}{3,2148/16} \text{ in}$$

Standarisasi tebal silinder dengan ASME:

$$t_s = 5/16 \text{ in}$$

$$t_s = 0,3125 \text{ in}$$

5. Menghitung diameter luar tangki (do)

$$d_o = d_i + 2t_s$$

Diketahui :

$$d_i = 85,605 \text{ in}$$

$$t_s = 0,3125 \text{ in}$$

maka: (Sandarisasi ASME)

$$d_o = \frac{86,23037203}{90} \text{ in}$$

6. Menghitung tebal dan tinggi tutup atas tangki (Dished head)

a. Menghitung tepal tutup atas (tha)

$$t_{ha} = \frac{0,885 p_i r_c}{fE - 0,1p_i}$$

Dimana :

$$r_c = 90 \text{ in} \quad (\text{Tabel 5.7, Brownell and Young})$$

$$i_{cr} = 5 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$p_i = 17,962 \text{ psi}$$

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

maka :

$$t_{ha} = 0,1413931 \text{ in}$$

$$= \frac{1,262}{16} \text{ in}$$

standarisasi tebal tutup atas tangki dengan ASME:

$$t_{ha} = 5/16 \text{ in}$$

$$= 0,3125 \text{ in}$$

b. Menghitung tinggi tutup atas tangki dan tutup bawah (ha dan hb)

(Standarisasi ASME)

$$d_o = \frac{86,230}{90} \text{ in} = 90 \text{ in}$$

$$d_i = 85,605 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.7 *Brownell and Young* hal. 90

$$r_c = 90 \text{ in}$$

$$i_{cr} = 5 \frac{1}{2} \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.8 *Brownell and Young* hal. 93

$$s_f = 3 \text{ in}$$

Dari gambar diatas, diperoleh persamaan sebagai berikut:

$$a = 0,5 \times \text{ID}$$

$$= 42,802686 \text{ in}$$

$$\text{AB} = 0,5 \times \text{ID} - i_{cr}$$

$$= 37,302686 \text{ in}$$

$$\text{BC} = r - i_{cr}$$

$$= 84,5 \text{ in}$$

$$b = r - \sqrt{\text{BC}^2 - \text{AB}^2}$$

$$= 14,179425 \text{ in}$$

$$\text{OA} = t_s + b + s_f$$

$$\begin{aligned} \text{menghitung hb} &= 17,491925 \text{ in} && \text{(tinggi tutup atas tangki)} \\ \text{hb} &= \frac{0.5 d}{\text{tg } 1/2 a} \\ &= 25,980762 \text{ in} \\ \text{Tinggi total tangki} &= L_s + \text{OA} + \text{hb} \\ &= 197,56236 \text{ in} \end{aligned}$$

Pehitungan dimensi pengaduk yang dipakai :

$$\begin{aligned} \frac{Da}{Dt} &= 0.3 \text{ to } 0.5 & \frac{H}{Dt} &= 1 & \frac{C}{Dt} &= \frac{1}{3} \\ \frac{W}{Da} &= \frac{Dd}{5 Da} = \frac{1}{8} & \frac{L}{Da} &= \frac{1}{4} & \frac{J}{Dt} &= \frac{1}{12} \end{aligned}$$

(Geometric Properties for a "Standart" Agitation System, Geankoplis 4th Hal 158)

Tipe Impeller = Flat six blade open turbine

Dimana :

- Da = Diameter impeler
- Dt = Diameter tangki
- W = Lebar blade
- C = Jarak pengaduk dengan dasar tangki
- L = Panjang Blade
- H =
- J = Lebar baffle

Data:

$$Dt = 7,1338 \text{ ft} = 85,6054 \text{ in}$$

Asumsi :

$$- Da/Dt = 0,3$$

maka :

$$\begin{aligned} Da &= 2,1401 \text{ ft} & C &= 2,3779 \text{ ft} \\ &= 25,6816 \text{ in} & &= 28,5351 \text{ in} \\ &= 0,65231 \text{ m} & &= 0,7248 \text{ m} \\ W &= 0,2675 \text{ ft} & J &= 0,5945 \text{ ft} \\ &= 3,2102 \text{ in} & &= 7,1338 \text{ in} \\ &= 0,0815 \text{ m} & &= 0,1812 \text{ m} \\ L &= 0,5350 \text{ ft} & H &= 7,1338 \text{ ft} \\ &= 6,4204 \text{ in} & &= 85,6054 \text{ in} \\ &= 0,1631 \text{ m} & &= 2,1744 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ditetapkan kecepatan putar turbin (N)} &= 60 \text{ rpm} \\ &= 1 \text{ rps} \end{aligned}$$

Dari persamaan 3.4-1, Hal. 158, Geankoplis 4th

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{Da^2 N}{\mu} \\ &= \frac{302,1253}{0,0047} \\ &= 64569,3664 \end{aligned}$$

Dari figure 3.4-5 hal 159, Geankoplis 4th pada Nre Sebesar 64569,3664 didapat $N_p = 4$

Dari persamaan 3.4-2, Geankoplis 4th hal. 158

$$\begin{aligned} P &= N_p \times r \times N^3 \times Da^5 \\ &= 3354,4215 \text{ J/s} \\ &= 3,3544 \text{ kW} \\ &= 4,4983 \text{ hp} \end{aligned}$$

Daya Motor (hp)

1. Gland Losses (Kebocoran tenaga akibat poros dan bearing)

$$\begin{aligned} &= 10\% \text{ power input} \\ &= 0,4498 \text{ hp} \end{aligned}$$

2. Transmission System Losses (Kebocoran akibat belt dan gear)

$$\begin{aligned} &= 10\% \text{ power input} \\ &= 0,4498 \end{aligned}$$

Maka Total daya motor:

$$\begin{aligned} P_i &= P + \text{Gland Losses} + \text{Transmission System Losses} \\ &= 5,3979 \end{aligned}$$

$$\text{asumsi efisien motor} = 87\%$$

$$P_{\text{operasi}} = \frac{P_i}{h} = \frac{5,40}{87\%} = 6,2045 \text{ hp}$$

Spesifikasi

Nama Alat	=	Ekstraktor stage I (M-310)
Fungsi	=	Mencampurkan CRBO dengan Methanol dan n-hexane
Bentuk	=	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>dished head</i>
Kapasitas	=	571,1542 ft ³
Dimensi tangki	=	Diameter tangki = 90 in
		Tebal silinder tangki = 0,3125 in
		Tebal tutup atas tangki = 0,3125 in
		Tebal tutup bawah tangki = 0,3125 in
		Tinggi silinder tangki = 154,09 in
		Tinggi tutup atas tangki = 17,4919 in
		Tinggi tutup bawah tangki = 25,9808 in
		Tinggi total tangki = 197,562 in
Jenis Impeller	=	Flat six blade open turbine
Kecepatan putar	=	60 rpm
Power motor	=	6,2045 hp

7. Decanter Stage I

Fungsi	:	Memisahkan campuran PLF dan NPLF
Material Kontruksi	:	Carbon Steel, SA-283 Grade C
Kondisi Operasi	:	Tekanan 1 atm
	:	Suhu 30 °C

Rate input

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi Berat (xi)	r (kg/m ³)	m,cp	volume (m ³ /jam)	xi*r	xi*m
CRBO	1628	0,088594465	923,74	52,318	1,761872	81,8383	4,6350852
n-hexane	12557	0,683554151	655	0,297	19,171194	447,728	0,2030156
Methanol	4185,7106	0,227851384	792	0,53	5,284988	180,458	0,1207612
Total	18370,354	1			26,218054	710,025	4,959

Rate Input	=	26,218054 m ³ /jam
	=	925,890578 ft ³ /jam
Kapasitas maksimal decante	=	140 m ³ /jam
	=	4944,1 ft ³ /jam
Jumlah decanter	=	1 buah
Volume iquid di decanter	=	26,218054 m ³ /jam
	=	925,890578 ft ³ /jam
m campuran	=	4,959 cp
	=	0,00496 kg/m.s
r campuran	=	710,025 kg/m ³
	=	44,3267 lb/ft ³

*Heavy Phase

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi Berat (xi)	r (kg/m ³)	m,cp	xi*r	xi*m
PLF	250,962	0,056565378	954,685	29,537	54,00211786	1,67075
n-hexane	0,00	0	660	0,297	0	0
Methanol	4185,71	0,943434622	792	0,53	747,2002207	0,50002
Total	4436,67	1			801,202	2,171

Rate massa	=	4436,67 kg/jam
r camp Liquid	=	801,202 kg/m ³
	=	50,018875 lb/ft ³
Rate Volume (QLPF)	=	5,5375184 m ³
	=	195,55746 ft ³
Viskositas Camp Liq	=	2,171 cp
	=	0,0015195 lb/ft.s

*Light Phase

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi Berat (xi)	r (kg/m ³)	m,cp	xi*r	xi*m

NPLF	1284,595	0,0928	923,123	49,552	85,67130338	4,59868
n-hexane	12557,1	0,9072	660	0,297	598,748055	0,26944
Methanol	0,000	0,0000	792	0,53	0	0
Total	13841,73	1,00			684,419	4,868

Rate massa	=	13841,73 kg/jam
r camp Liquid	=	684,419 kg/m ³
	=	42,728141 lb/ft ³
Rate Volume (QNPLF)	=	20,224044 m ³
	=	714,2121 ft ³
Viskositas Camp Liq	=	4,868 cp
	=	0,0034077 lb/ft.s
Fase Terdispersi	=	PLF
Fase Kontinue	=	NPLF

2. Menentukan Kecepatan droplet (Ud)

Dengan menggunakan persamaan Stokes dengan memperkirakan range Nre

Trial 1 :

Dimana:

g (kecepatan gravitasi)	=	9,8 m/s ²
Dp (Diameter Partikel)	=	10 mm
m (Viskositas NPLF)	=	0,002913 cp
Ud	=	$\frac{1,144E-07}{0,052434}$
		2,183E-06
	=	
Pengecekan bilangan Nre		
Nre	=	$\frac{rNPLF \times Ud \times Dp}{m}$
	=	3,367E-06 (memenuhi syarat Nre)

3. Menghitung waktu pemisahan

t	=	$\frac{100 \text{ mcamp}}{rPLF - rNPLF}$	(persamaan 2-15, Mc Cabe Smith)
	=	0,0024944 jam	
	=	0,1496622 menit	

4. Menghitung diameter silinder dan pangan silinder

Diketahui :

Laju campuran liquid	=	925,890578 ft ³ /jam
Waktu tinggal	=	0,00249437 jam
Decanter terisi	=	95%
volume liquid	=	laju alir x resedent time
	=	2,30951398 ft ³
maka volume storage	=	2,30951398 ft ³
	=	0,06539754 m ³

Rasio Ls/ID = 3 (Ulrich, 1984)

jadi Ls	=	3 x diameter tangki
V bejana	=	V alat + V tutup + V selimut
V bejana	=	$(2 \times 0,0847 d^3) + \frac{\pi d^2}{4} Ls$
V bejana	=	$1,1694 d^3 + \frac{3\pi d^3}{4}$
V bejana	=	3,5244 d ³
2,30951398	=	3,5244 d ³
ID	=	0,86858 ft
	=	10,42301 in
	=	0,26474 m

$$\begin{aligned} L_s &= 2,60575 \text{ ft} \\ &= 31,26902 \text{ in} \\ &= 0,79423 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Ketinggian Liquid di Decanter

$$Z_{A1} = Z_{A2} - Z_B \frac{\rho_A}{\rho_B} = Z_{A1} - (Z_{A1} - Z_{A1}) \frac{\rho_B}{\rho_A} \quad \square$$

$$Z_{A2} = Z_{A1} (Z_T - Z_{A1}) \frac{\rho_A}{\rho_B} \quad (\text{pers 1.13-12,14. Mc Cabe Smith})$$

Dimana:

Z _{A1}	=	Tinggi cairan lapisan bawah
Z _B	=	Tinggih cairan lapisan atas
Z _{A2}	=	Tinggi cairan berat keluar tangki
Z _T	=	Tinggi cairan total dalam tangki
r _A	=	Densitas fase cairan berat
r _B	=	Densitas cairan ringan

$$\begin{aligned} \text{- Ketinggian liquid didalam tangki (ZT)} &= 90\% D \\ &= 0,78172556 \text{ ft} \\ \text{- Ketinggian Interface (Z A1)} &= 0,5 D \\ &= 0,43429198 \text{ ft} \end{aligned}$$

maka,

$$\begin{aligned} Z_{A2} &= Z_{A1} (Z_T - Z_{A1}) \frac{\rho_A}{\rho_B} \\ &= 0,841008405 \text{ ft} \end{aligned}$$

5. Menentukan desain tangki

Menghitung Tekanan pada tangki

$$\begin{aligned} r \text{ input decanter} &= 44,3267 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Tinggi liquid (ZT)} &= 0,78172556 \text{ ft} \end{aligned}$$

maka,

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatik} &= \frac{r \times g \times H \text{ liquid}}{gc \times 144} \\ &= \frac{1117,580}{4633,056} \\ &= 0,2412188 \text{ psi} \\ P \text{ desain} &= P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik} \\ &= 14,7 + 0,241218804 \\ &= 14,941219 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menghitung tebal tangki (ts)

Bahan kontruksi : Carbon steels SA-283-C

Dari Brownell and Youg, Tabel. 13.1, Hal 251

$$\begin{aligned} Fallow &= 12650 \text{ lb/in}^2 \\ &= 12650 \text{ psi} \end{aligned}$$

Dari *Brownell and Young*, Tabel. 13.1, Hal 251 didapatkan harg E

$$\begin{aligned} E &= 0,8 \text{ (Tipe sambungan Double-welded butt joint)} \\ \text{Faktor korosi (c)} &= 0,125 \text{ in} \\ p_i &= 14,941 \text{ psi} \\ d_i &= 10,423 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari persamaan:

$$t_s = \frac{p_i \times d_i}{2 (FE - 0,6p_i)} + c$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{155,7324}{20222,071} + 0,125 \\ t_s &= 0,13270 \text{ in} \\ &= 2.1253/16 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi tebal silinder dengan ASME:

$$\begin{aligned} OD &= 12 \text{ in} \\ t_s &= 3/16 \text{ in} \\ t_s &= 0,1875 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung diameter dalam tangki sesuai dengan Standard OD

$$d_o = d_i + 2t_s$$

Diketahui :

$$\begin{aligned} d_i &= 11,625 \text{ in} \\ t_s &= 0,1875 \text{ in} \end{aligned}$$

maka: (Standarisasi ASME)
 $d_o = 12 \text{ in}$

Menghitung tebal dan tinggi tutup samping (*Dished head*)

a. Menghitung tepal tutup atas (t_{ha})

$$t_{ha} = \frac{0,885 \pi r_c}{fE - 0,1\pi i}$$

Dimana :

$$\begin{aligned} r_c &= 12 \text{ in} && \text{(Tabel 5.7, Brownell and Young)} \\ i_{cr} &= 3/4 \text{ in} \\ \pi &= 14,941 \text{ psi} \\ f &= 12650 \text{ psi} \\ E &= 0,8 \end{aligned}$$

maka :

$$\begin{aligned} t_{ha} &= 0,0156817 \text{ in} \\ &= 0,2928/16 \text{ in} \end{aligned}$$

standarisasi tebal tutup atas tangki dengan ASME:

$$\begin{aligned} t_{ha} &= 3/16 \text{ in} \\ &= 0,1875 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Menghitung panjang tutup samping tangki (h_a dan h_b)

(Standarisasi ASME)

$$\begin{aligned} d_o &= 12,000 \text{ in} &= & 12 \text{ in} \\ d_i &= 11,625 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 5.7 *Brownell and Young* hal. 90

$$\begin{aligned} r_c &= 12 \text{ in} \\ i_{cr} &= 3/4 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 5.8 *Brownell and Young* hal. 93

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

Dari gambar diatas, diperoleh persamaan sebagai berikut:

$$\begin{aligned} a &= 0,5 \times ID \\ &= 5,8125 \text{ in} \\ AB &= 0,5 \times ID - i_{cr} \\ &= 5,375 \text{ in} \\ BC &= r - i_{cr} \\ &= 11,125 \text{ in} \\ b &= r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= 2,2596201 \text{ in} \\ OA &= t_s + b + s_f \\ &= 4,4471201 \text{ in} && \text{(tinggi tutup atas tangki)} \\ \text{Panjang total tangki} &= L_s + 2OA \\ &= 35,71614 \text{ in} \end{aligned}$$

Spesifikasi

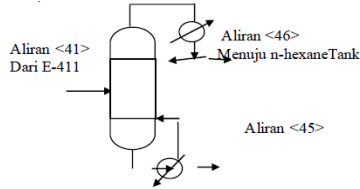
Nama	=	Decanter Stage I
Fungsi	=	Pemisahan fraksi PLF dan NPLF
Tipe	=	Silinder horizontal dengan tutup kanan dan kiri berberbentuk dished head
Kondisi Operasi	=	Tekanan 1 atm
	=	Suhu 30 °C
Diameter tangki	=	10,42301 in
Tebal siliner tangki	=	0,875 in
Tebal tutup samping kanan	=	0,875 in
Tebal tutup samping kiri	=	0,875 in
Panjang silinder tangki	=	31,26902 in
Panjang tutup kanan	=	4,44712 in
Panjang tutup kiri	=	4,44712 in
Panjang total tangki	=	35,71614 in
Kapasitas	=	4,599 ft ³
Waktu Pemisahan	=	0,150 menit
Material Konstruksi	=	Carbon steels SA-283C

Jumlah = 1 unit

22. NPLF DISTILATION COLOUMN

Fungsi : Memisahkan n-Hexane dari NPLF

Tipe : Sieve tray Coloumb



Dari neraca massa di peroleh data:

Light Key = n-Hexane
 Heavy Key = FFA
 Dew Point = 136,15413 C = 409,304 K
 Buble Point = 229,56898 C = 502,719 K
 Tekanan Operasi = 450 mmHg = 0,59995 Bar

Dari Neraca Massa

Komposisi Massa

Komponen	Feed		Distilat (D)		Bottom (W)	
	F	x _F	D	x _D	W	x _W
NPLF	1376,55	0,0987929	0,0000013	1,07151E-10	1376,55	0,9999995
n-Hexane	12557,13	0,9012071	12557,13	1,00	0,0007	5,339E-07
Total	13933,68	1,00	12557,13	1,00	1376,55	1,00

Komposisi Mol

Komponen	Feed		Distilat (D)		Bottom (W)	
	F	x _F	D	x _D	W	x _W
NPLF	1,72	0,0116397	0,0000000	3,42544E-11	1,72	0,999995
n-Hexane	145,71	0,9883603	145,71	1	0,000009	4,97E-06
Total	147,42	1,00	145,71	1,00	1,72	1,00

Menghitung L dan V bagian Distilate

Dari Neraca massa di dapatkan data bagian destilate sebagai berikut:

V = 12557,13 kg/jam = 3,488091997 kg/s
 = 27683,73549 lb/jam = 7,689926525 kg/s
 L = 4608,12 kg/jam = 1,280033484 kg/s
 = 10159,16679 lb/jam = 2,821990775 kg/s

Menentukan densitas dan viskositas liquid

Komponen	x _i	ρ (kg/m ³)	η (cp)	ρ·x _i	η·x _i
NPLF	0,00	918	49,16	0,0	0
N-Hexane	1,00	660	0,25	660	0,25
Total	1,00			660	0,25

ρ_L = 660 kg/m³
 = 41,202 lb/ft³
 η_L = 0,25 cp
 = 0,000168 lb/ft.s

Menentukan densitas dan viskositas vapour

Komponen	x _i	ρ (kg/m ³)	η (cp)	ρ·x _i	η·x _i
NPLF	0,00	0,66	4,916	0,0	5,3E-10
N-Hexane	1,00	0,87	0,025	0,87	0,025
Total	1,00			0,87	0,025

ρ_L = 0,87 kg/m³
 = 0,054 lb/ft³
 η_L = 0,025000001 cp

$$= 1,68E-05 \text{ lb/ft.s}$$

Menghitung laju Volumetrik Destilate

$$L_e = \frac{L}{\rho L} = \frac{10159,167}{41,202} = 246,567 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,06849084 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$= 0,00193944 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$V = \frac{V}{\rho L} = \frac{27683,735}{0,054} = 509713,681 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 141,587134 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$= 4,00930115 \text{ m}^3/\text{detik}$$

Properties bagian enriching

pada 409,329 K

Nilai surface tension = 13,303 dyne/cm

Liquid thermal conductiv = 0,1235779 W/m.K

Menghitung L dan V bagian bottom

Dari neraca massa di dapatkan data bagian bottom sebagai berikut:

$$L = 1789,27 \text{ kg/jam} = 0,497019158 \text{ kg/s}$$

$$= 3944,662844 \text{ lb/jam} = 1,095739679 \text{ kg/s}$$

$$V = 412,72 \text{ kg/jam} = 0,11464439 \text{ kg/s}$$

$$= 909,8914202 \text{ lb/jam} = 0,252747617 \text{ kg/s}$$

Menentukan densitas dan viskositas liquid

Komponen	xi	ρ (kg/m ³)	η (cp)	$\rho \cdot xi$	$\eta \cdot xi$
NPLF	1,00	918	49,16	916,9	49,1003
N-Hexane	0,00	660	0,25	0,801212924	0,0003
Total	1,00			917,6867986	49,1006

$$\rho L = 917,6867986 \text{ kg/m}^3$$

$$= 57,289 \text{ lb/ft}^3$$

$$\eta L = 49,10062527 \text{ cp}$$

$$= 0,03299562 \text{ lb/ft.s}$$

Menentukan densitas dan viskositas vapour

Komponen	xi	ρ (kg/m ³)	η (cp)	$\rho \cdot xi$	$\eta \cdot xi$
NPLF	1,00	0,66	4,916	0,7	4,91307
N-Hexane	0,00	0,87	0,025	0,003882107	0,00011
Total	1,00			0,663489344	4,91319

$$\rho V = 0,663489344 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,0414203 \text{ lb/ft}^3$$

$$\eta V = 4,913186064 \text{ cp}$$

$$= 0,003301661 \text{ lb/ft.s}$$

Menghitung laju Volumetrik Bottom

$$L_e = \frac{L}{\rho L} = \frac{3944,663}{917,687} = 4,298 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,00119402 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$= 3,3811E-05 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$L_e = \frac{V}{\rho V} = \frac{909,891}{0,663} = 1371,373 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,38093696 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$= 0,01078693 \text{ m}^3/\text{detik}$$

Properties bagian stripping

pada 502,719 K

Nilai surface tension = 6,68 dyne/cm

Data	Top Tray	Bottom Tray
------	----------	-------------

Tekanan (Bar)	0,60	0,60
Temperature (C)	136,179	229,569
σ (dyne/cm)	13,303	6,68
ρV (lb/ft3)	0,0414203	0,0414203
ρL (lb/ft3)	41,202	57,289
Max Vapor (lb/jam)	27683,73549	909,891
Max Liquid (lb/jam)	10159,167	3944,663
Max Q V (ft3/s)	141,5871337	0,381
Max Q L (ft3/s)	0,068	0,0012
Max Q L (m3/s)	0,001939445	3,381E-05
Plate Spacing (m)	0,5	0,5

1. Perhitungan diameter kolom

Asumsi Tanpa menggunakan splash baffle (A=AN+AD)
Flooding 0,8

Top	Bottom
Menghitung maksimal allowable vapour velocity	Menghitung maksimal allowable vapour velocity
$\hat{u}_v = (-0.171I_t^2 + 0.27I_t - 0.047) \left[\frac{(\rho_L - \rho_v)}{\rho_v} \right]^{1/2}$	$\hat{u}_v = (-0.171I_t^2 + 0.27I_t - 0.047) \left[\frac{(\rho_L - \rho_v)}{\rho_v} \right]^{1/2}$
Pers 11.79, Coulson	Pers 11.79, Coulson
Uv = 1,27 m/s	Uv = 1,71 m/s
Menghitung Diameter Kolom	Menghitung Diameter Kolom
$D_c = \sqrt{\frac{4\hat{V}_w}{\pi\rho_v\hat{u}_v}}$ Pers 11.80, Coulson	$D_c = \sqrt{\frac{4\hat{V}_w}{\pi\rho_v\hat{u}_v}}$ Pers 11.80, Coulson
Dc = 2,01 m	Dc = 1,97891 m
Max Allowable Vapor Velocity	Max Allowable Vapor Velocity
$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$ Pers 11.82, Coulson	$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$ Pers 11.82, Coulson
Flv = 0,013323584	Flv = 0,11657
Dari Figure 11,27, Coulson 1983 di dapatkan Capacity Factor	
Capacity Parameter	
KI = 0,09	KI = 0,08
Koreksi nilai KI sebagai fungsi dari σ	
$K_{i_{corr}} = K_i \left[\frac{\sigma}{20} \right]^{0.2}$	$K_{i_{corr}} = K_i \left[\frac{\sigma}{20} \right]^{0.2}$
Ki correctio = 0,08	Ki correctio = 0,06
Menentukan uf (Flooding Vapour Velocity)	
$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$	$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$
uf = 2,48	uf = 2,97415
Design for 80 % flooding at maximum flowrate	
Top Uf = 1,981793545 m/s	Bottom Uf = 2,37932 m/s
Net Area Required	Net Area Required
A = 3,166539672 m ²	A = 3,07414 m ²
Column Cross Sectioned Area	Column Cross Sectioned Area
Downcomer area = 12% Area total	Downcomer area = 12% Area total
Top (Ad) = 0,379984761 m ²	Bottom (Ad) = 0,3689 m ²
Net Area	Net Area
Top = 2,787 m ²	Bottom = 2,7052 m ²
Maka di ambil diameter kolom (ID) = 2,01 m	
= 79,0722181 In	
Standarisasi ID = 84 In	

Liquid Flow Pattern

Maximum Volumetric Liquid Rate = 0,00193944 m³/s

Diameter Kolom = 2,1336 m

Dari grafik 11.28 Coulson dapat di gunakan aliran Reverse Flow

Provisional Plate Design

Diameter Column (Dc) = 2,1336

Column Area (Ac) = 3,5735154 m²

Downcomer Area (Ad) = 0,4288219 m²

Net Area (An) = 3,1446936 m²

Active Area (Aa) = 2,7158717 m²

Hole Area (Ah) (10%A) = 0,2715872 m²

Ad/Ac = 12,00%

Iw/Dc = 75% (Figure 11.31 Coulson)

Weir Length (Iw) = 1,6002 m

Hole Diameter (Dh) = 4 mm Coulson, 573

Weir Height (Hw) = 12 mm Coulson, 572

Plate Thickness = 5 mm Coulson, 573

Check Weeping

Maximum Liquid Rate = 0,4970192 kg/s

Minimum Liquid Rate = 0,3479134 kg/s

(70% Max Liq. Rate) Coulson & Richardson's Ed 4, Vol 6, Hal. 582

Weir Liquid Crest (how)

how = $750 \left[\frac{Lm}{\rho_l Iw} \right]^{2/3}$

how max = 2,8782793 mm liquid

how min = 2,0147955 mm liquid

Pada rate minimum, (minimum rate) = 14,0147955 mm

dari figure 11.30 di dapatkan K2 = 27,2

Minimum Design Vapour Velocity

$\check{U}h = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - dh)]}{(\rho_v)^{1/2}}$

Coulson & Richardson's Ed 4, Vol 6, Eq. 11.84, Hal.

$\check{U}h = 9,7477308$ m/s

Actual Minimum Vapour Velocity = (minimum vapor rate)/Ah

Maximum Vapour rate = 4,0093011 m³/detik

Minimum Vapour rate = 2,8065108 m³/detik

Uv min Actual = 10,333738 m/s

Karena nilai Uv min Actual < Uh maka weeping tidak terjadi

Plate Pressure Drop

Jumlah Maksimum Vapour yang melewati hole $\check{U}h$

$\check{U}h = \frac{Uv, maks}{Ah}$

= 4,6620238 m/s

Plate thickness = 1,25

Hole Diameter

Ah/Ap = Ah/Aa = 0,1

(Ah/Ap) x 100 = 10

Plot nilai Ah/Ap x 100 dengan nilai Plate Thicknees/Hole Diameter

Orifice Coefficient (Co) = 0,7 Dari Figure 11.42 Coulson

Dry Plate Drop (hd)

hd = $51 \left[\frac{\check{U}h}{Co} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L}$

Coulson & Richardson's Ed 4, Vol 6, Eq. 11.88, Hal. 576

= 1,6355452 mm liquid

Residual Head (hr)
hr = $\frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L}$

Coulson & Richardson's Ed 4, Vol 6, Eq. 11.89, Hal. 577
= 13,621205 mm liquid

Total Pressure drop
ht = hd+hw+how+hr
= 41,271546 mm liquid

Downcomer Liquid Backup
Downcomer Pressure Loss (hap)

hap = hw-(5 to 10 mm) Coulson & Richardson's Ed 4, Vol 6, Hal. 578
= 7 mm

Area Under Apron (Aap)
Aap = hap x lw Coulson & Richardson's Ed 4, Vol 6, Eq. 11.93, Hal. 578
= 0,0112014 m²

Karena Aap < Ad maka nilai Aap yang digunakan pada perhitungan Head Loss di Downcomer (hdc)

Head Loss Downcomer (Hdc)
Hdc = 166 ((Lm max / (ρL Aap)) Coulson & Richardson's Ed 4, Vol 6, Eq. 11.92, Hal. 578

Am yang di gunakan adalah nilai yg lebih kecil di antara Ad dan Aap
= 0,3880796

Back Up in Downcomer (hb)
hb = hw+how+ht+hdc
= 67,674421 mm
= 0,0676744 m

hb harus lebih kecil dari 1/2 (plate spacing + weir height) agar pemilihan tray spacing t Coulson & Richardson's Ed 4, Vol 6, Eq. 11.94, Hal. 578

1/2 (plate spacing + weir height) = 0,256 m OK
0,0676744 m < 0,256 m

Ketentuan bahwa nilai hb harus lebih kecil dari 1/2 (plate spacing + weir height) telah terpenuhi

Residence time (tr)
tr = $\frac{Ad \cdot hbc \cdot \rho_L}{Lm, maks}$

Coulson & Richardson's Ed 4, Vol 6, Eq. 11.95, Hal. 579

Di sarankan lebih dari 3 sekon
= 53,58248 s
tr = 53,58247999 > 3 s

Memenuhi

Entrainment

Persen Flooding Actual
uv = $\frac{Uv maks}{An}$
= 0,4026293 m/s

% Flooding = $\frac{u_v}{u_f} \times 100$
= 57%

FLV = 0,0133236
ψ = 0,04 Dari figure 11.29 Coulson

Trial Plate Layout

Lw/Dc = 75%
θC = 100 Dari Figure 11.31 Coulson

Sudut Subtended antara pinggir plate dengan Unperforated Strip θ

θ = 180-θc Coulson & Richardson's Ed 4, Vol 6, Hal. 584
= 80

Mean Length, Unperforated Edge Strips (Lm)

Lm = $(Dc - hw) \times 3,14 \left(\frac{\theta}{180} \right)$ Coulson & Richardson's Ed 4, Vol 6, Hal. 584
= 2,9608107 m

Area of Unperforated Edge Strip (Aup)

Aup = hw x Lm Coulson & Richardson's Ed 4, Vol 6, Hal. 584
= 0,0355297 m²

Mean Length of Calming Zone (Lcz)

$$Lcz = (Dc - hw) \sin\left(\frac{\theta_c}{2}\right)$$

$$= 1,6252399 \text{ m}$$

$$= -0,5566545 \text{ m}$$

$$= lw + lh \quad \text{Coulson \& Richardson's Ed 4, Vol 6, Hal. 584}$$

$$= 1,6502 \text{ m}$$

Area of Calming Zone (Acz)

$$Acz = 2x(Lcz + hw) \quad \text{Coulson \& Richardson's Ed 4, Vol 6, Hal. 584}$$

$$= 3,2744798 \text{ m}^2$$

$$= -1,089309 \text{ m}^2$$

Total Area Perforated

$$Ap = Aa - Aup - Acz$$

$$= 3,769651 \text{ m}^2$$

$$Ah/Ap = 0,0720457$$

$$Ip/dh = 3,35 \quad \text{Figure 11.13}$$

Nilai Ip/dh normalnya berada pada range 2,5 - 4,0 Coulson & Richardson's Ed 4, Vol 6, Hal. 584

Jumlah Holes

$$\text{Area untuk 1 holes} = 3,14 \frac{dh^2}{4}$$

$$AoH = 12,56 \text{ mm}^2$$

$$= 1,256E-05 \text{ m}^2$$

$$\text{Jumlah Holes} = \frac{Ah}{AoH}$$

$$= 21623,183 \text{ Holes}$$

$$= 21624 \text{ Holes}$$

1. Ketebalan Minimum Kolom

For cylindrical shells

$$t = \frac{Pr_i}{SE_j - 0.6P} + C_c \quad \left\{ \begin{array}{l} t \leq r_i/2 \\ P \leq 0.385SE_j \end{array} \right.$$

$$t = r_i \left(\frac{SE_j + P}{SE_j - P} \right)^{1/2} - r_i + C_c \quad \left\{ \begin{array}{l} t > r_i/2 \\ P > 0.385E_j \end{array} \right.$$

dimana :	P	=	Maximum Allowable Internal Pressure	=	15,6591	psig
	ri	=	Jari-Jari Kolom	=	39,5361	in
	S	=	Working Stress Allowable	=	18500	psi
	Ej	=	Welding Joint Efficiency	=	0,85	
	Cc	=	Tebal Korosi yg diizinkan	=	0,1250	in

$$\text{Tebal Kolom Destilasi} = 0,164347 \text{ In}$$

$$\text{Tebal Head Tangki (t)} = \frac{P.Da}{2.S.E_j - 0.2.P} + C_c$$

$$= 0,1643745 \text{ In}$$

Outside Diameter

$$OD = ID + 2t \text{ Silinder}$$

$$= 79,400912$$

0,71312

Standarisasi OD Menurut Brownell Young Tabel 5.7

$$\text{Di pilih OD} = 84 \text{ In}$$

$$\text{Koreksi ID} = OD - 2t \text{ Silinder}$$

$$ID = 83,671251 \text{ In}$$

Menghitung Tinggi Tutup

Tutup Atas (Standard Dished Head)

$$\text{Tinggi Tutup Atas} = 0,169 \text{ OD}$$

$$= 14,196 \text{ In} = 0,36058 \text{ m}$$

Tutup Bawah (Sudut Conical 120)

$$\text{Tutup bawah} = \frac{d}{2 \tan \alpha}$$

$$= 24,248711 \text{ in} = 0,61592 \text{ m}$$

Menghitung Tinggi Kolom Destilasi

$$H \text{ Tray} = [N1. \text{Tray spacing1} + N2. \text{Tray spacing2}]$$

$$= 3 \text{ m}$$

$$H \text{ total} = H \text{ Tray} + \text{Head bawah} + \text{Heas Atas}$$

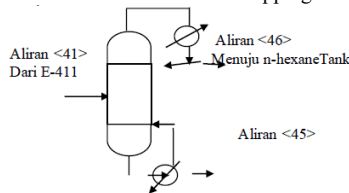
= 3,9764957 m

Spesifikasi

Nama	=	Kolom Distilasi NPLF
Fungsi	=	Memisahkan NPLF dan N-Heksane
Tipe	=	Sieve Tray
Jenis Aliran	=	Reverse Flow
Kapasitas	=	4,76812548 kg/s
Bahan	=	SA-167 Grade 3 Tipe 304 High Alloy Steel
Jumlah	=	2,00000
Residence Time	=	53,58248 s
Spesifikasi Kolom		
ID	=	83,6712511 In
OD	=	84 In
Tebal Shell	=	0,16434703 In
Tebal Tutup Atas	=	0,16437 In
Tebal Tutup bawah	=	0,16437 In
Tinggi Shell	=	3,00000 m
Tinggi Tutup Atas	=	0,36058 m
Tinggi Tutup Bawah	=	0,616 m
Spesifikasi Plate	=	
Tinggi Weir	=	1,6002 m
Diameter Lubang	=	4 mm
Tray Spacing	=	0,5 m
Spesifikasi Hole	=	
Hole Area	=	0,27158717 m ²
Hole Size	=	4 m

23. Deodorizer

Fungsi : Untuk menghilangkan wax, bau, warna serta menurunkan kadar FFA dan tacopherol dalam minyak
 Tipe : Steam Stripping bubble cap distillation



Dari neraca massa di peroleh data:

Light Key	=	n-Hexane		
Heavy Key	=	FFA		
Dew Point	=	363,716 C	=	636,866 K
Buble Point	=	269,36 C	=	542,511 K
Tekanan Operasi	=	8 mmHg	=	0,01067 Bar

Dari Neraca Massa

Komposisi Massa

Komponen	Feed		Distilat (D)		Bottom (W)		
	F	x _F	D	x _D	W	x _W	
TAG	1284,59	0,9331995	10,8138787	0,32178513	1273,78	0,9484996	
DAG	40,47	0,0294	0,0000000		0	40,47	0,0301357
MAG	24,23	0,0176	0,0000000		0	24,23	0,0180404
FFA	22,99	0,0167	22,7920134	0,678214653	0,20	0,0001462	
waxes	0,02	1,209E-05	0,0000000		0	0,02	1,239E-05
phystoterols	1,27	0,0009216	0,0000000		0	1,27	0,0009447
oryzanol	2,93	0,0021266	0,0000000		0	2,93	0,0021798
tocopherol	0,05	3,968E-05	0,0000073	2,17644E-07	0,05	4,067E-05	
n-Hexane	0,0007	5,339E-07	0,0000000	9,41975E-11	0,00	5,473E-07	
Total	1376,55	1,00	33,61	1,00	1342,94	1,00	

Komposisi Mol

Komponen	Feed		Distilat (D)		Bottom (W)	
	F	x _F	D	x _D	W	x _W
TAG	1,46	0,8530572	0,01	0,12720976	1,45	0,8964836
DAG	0,07	0,0395074	0,00		0	0,041871

MAG	0,09	0,0530376	0,00	0	0,09	0,0562108
FFA	0,09	0,0496945	0,08	0,872790064	0,00	0,0004498
waxes	0,00	1,209E-05	0,00	0	0,00	1,282E-05
phystoterols	0,00	0,0017828	0,00	0	0,00	0,0018894
oryzanol	0,00	0,0028296	0,00	0	0,00	0,0029989
tocopherol	0,00	7,403E-05	0,00	1,75594E-07	0,00	7,844E-05
n-Hexane	0,00	4,97E-06	0,00	3,79195E-10	0,00	5,267E-06
Total	1,72	1,00	0,10	1,00	1,62	1,00

Menghitung Densitas Uap

Komponen	BM	x _D	x _D .BM
TAG	877,558	0,1272098	111,633943
DAG	596,9646	0	0
MAG	266,2	0	0
FFA	269,58	0,8727901	235,286745
waxes	802	0	0
phystoterols	414,71	0	0
oryzanol	602,9	0	0
tocopherol	430	1,756E-07	7,5505E-05
n-Hexane	86,18	3,792E-10	3,2679E-08
Total	4346,0926	1	346,920764

Densitas uap pada T = 363,716 C
= 636,866 K
P = 8 mmHg
= 0,0105263 atm

Menghitung Densitas Vapour Campuran

$$\rho \text{ Vapour} = \frac{P \times \text{BM Vapour}}{R T}$$

= 0,0694971 kg/m³
= 0,0043386 lb/ft³

Densitas Rice Bran Oil pada suhu 237,00605 C = 913 kg/m³

Menentukan distribusi beban massa pada kolom

Surface tension dengan menggunakan persamaan:

$$\sigma^{1/4} = \sum X_i x P_i (X_i - \rho L) \quad \text{Perry's 6 th, Eq.2.169}$$

Komponen	BM	X _i	P _i	X _i P _i	BM Campuran
TAG	877,558	0,8964836	1,8912296	1,69545628	786,7163379
DAG	596,9646	0,041871	1,8912296	0,079187725	24,99552074
MAG	266,2	0,0562108	1,8912296	0,106307457	14,96330493
FFA	269,58	0,0004498	8,77213693	0,003946015	0,12126653
waxes	802	1,282E-05	0,00199293	2,55423E-08	0,01027877
phystoterols	414,71	0,0018894	248,317878	0,469175086	0,783558564
oryzanol	602,9	0,0029989	212,759085	0,638033523	1,808009334
tocopherol	430	7,844E-05	180,404632	0,014151667	0,033730934
n-Hexane	86,18	5,267E-06	2398,29604	0,012632462	0,000453933
Total	4346,0926	1	3054,22545	3,018890239	829,4324617

ρ campuran = 913 kg/m³
= 0,913 g/cm³
= 0,001100753 mol/cm³
σ^{0,25} = 3,015567188
σ = 82,69438784 N/m
= 0,082694388 dyne/cm

Plate spacing yang dapat di gunakan pada bubble cap tray adalah 12-48 In

Plate spacing yang akan di gunakan = 18 In
= 0,4572 m

1. Perhitungan diameter kolom

Asumsi Tanpa menggunakan splash baffle (A=AN+AD)
Flooding 0,8

Top

Menghitung maksimal allowable vapour velocity

$$\hat{u}_v = (-0.1711I_r^2 + 0.271I_r - 0.047) \left[\frac{(\rho_L - \rho_v)}{\rho_v} \right]^{1/2}$$

Pers 11.79, Coulson

$$U_v = 4,74 \text{ m/s}$$

Menghitung Diameter Kolom

$$D_c = \sqrt{\frac{4\hat{V}_w}{\pi\rho_v\hat{u}_v}} \quad \text{Pers 11.80, Coulson}$$

$$D_c = 1,22 \text{ m}$$

Max Allowable Vapor Velocity

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} \quad \text{Pers 11.82, Coulson}$$

$$F_{LV} = 0,348650319$$

Dari Figure 11.27, Coulson 1983 di dapatkan Capacity Factor
Capacity Parameter

$$K_I = 0,075$$

Koreksi nilai KI sebagai fungsi dari σ

$$K_{i_{corr}} = K_i \left[\frac{\sigma}{20} \right]^{0,2}$$

$$K_{i_{corrected}} = 0,03$$

Menentukan uf (Flooding Vapour Velocity)

$$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

$$u_f = 8,60$$

Design for 80 % flooding at maximum flowrate

$$\text{Top } U_f = 6,876806353 \text{ m/s}$$

Net Area Required

$$A = 1,160501641 \text{ m}^2$$

Column Cross Sectioned Area

Downcomer area = 12% Area total

$$\text{Top (Ad)} = 0,139260197 \text{ m}^2$$

Net Area

$$\text{Top} = 1,021 \text{ m}^2$$

$$\text{Maka di ambil diameter kolom (ID)} = 1,22 \text{ m}$$

$$= 47,8689977 \text{ In}$$

$$\text{Standarisasi ID} = 38 \text{ In}$$

Liquid Flow Pattern

$$\text{Maximum Volumetrik Liquid Rate} = 0,38237477 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Diameter Kolom} = 0,9652 \text{ m}$$

Dari grafik 11.28 Coulson dapat digunakan aliran Reverse Flow

Provisional Plate Design

$$\text{Diameter Column (Dc)} = 0,9652$$

$$\text{Column Area (Ac)} = 0,7313147 \text{ m}^2$$

$$\text{Downcomer Area (Ad)} = 0,0877578 \text{ m}^2$$

$$\text{Net Area (An)} = 0,6435569 \text{ m}^2$$

$$\text{Active Area (Aa)} = 0,5557991 \text{ m}^2$$

$$\text{Hole Area (Ah) (10\%Aa)} = 0,0555799 \text{ m}^2$$

$$\text{Ad/Ac} = 12,00\%$$

$$\text{Iw/Dc} = 75\% \text{ (Figure 11.31 Coulson)}$$

$$\text{Weir Length (Iw)} = 0,7239 \text{ m}$$

Hole Diameter (Dh)	=	4 mm	Coulson, 573
Weir Height (Hw)	=	12 mm	Coulson, 572
Plate Thickness	=	5 mm	Coulson, 573

Check Weeping

Maximum Liquid Rate	=	0,3823748 kg/s
Minimum Liquid Rate	=	0,2676623 kg/s
(70% Max Liq. Rate)	=	Coulson & Richardson's Ed 4, Vol 6, Hal. 582

Weir Liquid Crest (how)

how	=	$750 \left[\frac{Lm}{\rho_r l_w} \right]^{2/3}$
how max	=	3,7714718 mm liquid
how min	=	2,6400303 mm liquid
Pada rate minimum, (minimum rate)	=	14,6400303 mm

dari figure 11.30 di dapatkan K2 = 27,5

Minimum Design Vapour Velocity

$$\check{U}h = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - dh)]}{(\rho_r)^{1/2}}$$

Coulson & Richardson's Ed 4, Vol 6, Eq. 11.84, Hal.

$\check{U}h$	=	31,256756 m/s
Actual Minimum Vapour Velocity	=	(minimum vapor rate)/Ah
Maximum Vapour rate	=	0,1343218 m³/detik
Minimum Vapour rate	=	0,0940252 m³/detik
Uv min Actual	=	1,6917125 m/s

Karena nilai Uv min Actual < Uh maka weeping tidak terjadi

Plate Pressure Drop

Jumlah Maksimum Vapour yang melewati hole $\check{U}h$

$\check{U}h$	=	$\frac{Uv, maks}{Ah}$
	=	85,301951 m/s
Plate thickness	=	1,25
Hole Diameter	=	0,1
$Ah/Ap = Ah/Aa$	=	0,1
(Ah/Ap) x 100	=	10

Plot nilai Ah/Ap x 100 dengan nilai Plate Thicknees/Hole Diameter

Orifice Coefficient (Co) = 0,73 Dari Figure 11.34 Coulson

Dry Plate Drop (hd)

$$hd = 51 \left[\frac{\check{U}h}{Co} \right]^2 \frac{\rho_r}{\rho_L}$$

Coulson & Richardson's Ed 4, Vol 6, Eq. 11.88, Hal. 576

$$= 53,007611 \text{ mm liquid}$$

Residual Head (hr)

$$hr = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L}$$

Coulson & Richardson's Ed 4, Vol 6, Eq. 11.89, Hal. 577

$$= 13,691128 \text{ mm liquid}$$

Total Pressure drop

$$ht = hd + hw + how + hr = 93,33877 \text{ mm liquid}$$

Downcomer Liquid Backup

Downcomer Pressure Loss (hap)

hap	=	hw - (5 to 10 mm)	Coulson & Richardson's Ed 4, Vol 6, Hal. 578
	=	7 mm	

Area Under Apron (Aap)

Aap	=	hap x lw	Coulson & Richardson's Ed 4, Vol 6, Eq. 11.93, Hal. 578
	=	0,0050673 m²	

Karena Aap < Ad maka nilai Aap yang digunakan pada perhitungan Head Loss di Downcomer (hdc)

Head Loss Downcomer (Hdc)

$$H_{dc} = 166 \left(\frac{L_m \max}{\rho L A_{ap}} \right) \text{Coulson \& Richardson's Ed 4, Vol 6, Eq. 11.92, Hal. 578}$$

Am yang di gunakan adalah nilai yg lebih kecil di antara Ad dan Aap

$$= 1,1339444$$

Back Up in Downcomer (hb)

$$h_b = h_w + h_{ow} + h_t + h_{dc}$$

$$= 121,11274 \text{ mm}$$

$$= 0,1211127 \text{ m}$$

hb harus lebih kecil dari 1/2 (plate spacing + weir height) agar pemilihan tray spacing t Coulson & Richardson's Ed 4, Vol 6, Eq. 11.94, Hal. 578

$$\frac{1}{2} (\text{plate spacing} + \text{weir height}) = 0,2346 \text{ m} \quad \text{OK}$$

$$0,1211127 \text{ m} < 0,2346 \text{ m}$$

Ketentuan bahwa nilai hb harus lebih kecil dari 1/2 (plate spacing + weir height) telah terpenuhi

Residence time (tr)

$$t_r = \frac{A_d h_{bc} \rho_L}{L_m, maks}$$

Coulson & Richardson's Ed 4, Vol 6, Eq. 11.95, Hal. 579

Di sarankan lebih dari 3 sekon

$$= 25,377973 \text{ s}$$

$$t_r = 25,37797269 > 3 \text{ s}$$

Memenuhi

Entrainment**Person Flooding Actual**

$$u_v = \frac{U_v maks}{A_n}$$

$$= 7,3669866 \text{ m/s}$$

$$\% \text{ Flooding} = \frac{u_v}{u_f} \times 100$$

$$= 97\%$$

$$FLV = 0,3486503$$

$$\psi = 0,04 \text{ Dari flgure 11.29 Coulson}$$

Trial Plate Layout

$$L_w/D_c = 75\%$$

$$\theta_C = 100 \text{ Dari Figure 11.31 Coulson}$$

Sudut Subtended antara pinggir plate dengan Unperforated Strip θ

$$\theta = 180 - \theta_c \quad \text{Coulson \& Richardson's Ed 4, Vol 6, Hal. 584}$$

$$= 80$$

Mean Length, Unperforated Edge Strips (Lm)

$$L_m = (D_c - h_w) \times 3,14 \left(\frac{\theta}{180} \right) \quad \text{Coulson \& Richardson's Ed 4, Vol 6, Hal. 584}$$

$$= 1,3302436 \text{ m}$$

Area of Unperforated Edge Strip (Aup)

$$A_{up} = h_w \times L_m \quad \text{Coulson \& Richardson's Ed 4, Vol 6, Hal. 584}$$

$$= 0,0159629 \text{ m}^2$$

Mean Length of Calming Zone (Lcz)

$$L_{cz} = (D_c - h_w) \sin \left(\frac{\theta_c}{2} \right)$$

$$= 0,7301936 \text{ m}$$

$$= -0,2500957 \text{ m}$$

$$= l_w + l_h \quad \text{Coulson \& Richardson's Ed 4, Vol 6, Hal. 584}$$

$$= 0,7739 \text{ m}$$

Area of Calming Zone (Acz)

$$A_{cz} = 2 \times (L_{cz} + h_w) \quad \text{Coulson \& Richardson's Ed 4, Vol 6, Hal. 584}$$

$$= 1,4843871 \text{ m}^2$$

$$= -0,4761914 \text{ m}^2$$

=

Total Area Perforated

$$A_p = A_a - A_{up} - A_{cz}$$

$$= 1,0160276 \text{ m}^2$$

$$A_h/A_p = 0,0547032$$

$$l_p/d_h = 3,35 \text{ Figure 11.13}$$

Jumlah Holes

Area untuk 1 holes = $3,14 \frac{dh^2}{4}$
 AoH = 12,56 mm²
 = 1,256E-05 m²
Jumlah Holes = $\frac{Ah}{Aoh}$
 = 4425,1524 Holes
 = 21624 Holes

1. Ketebalan Minimum Kolom

For cylindrical shells

$$t = \frac{Pr_i}{SE_j - 0.6P} + C_c \quad \left\{ \begin{array}{l} t \leq r_i/2 \\ P \leq 0.385SE_j \end{array} \right.$$

$$t = r_i \left(\frac{SE_j + P}{SE_j - P} \right)^{1/2} - r_i + C_c \quad \left\{ \begin{array}{l} t > r_i/2 \\ P > 0.385E_j \end{array} \right.$$

dimana :	P	=	Maximum Allowable Internal Pressure	=	9,5937	psig
	ri	=	Jari-Jari Kolom	=	23,9345	in
	S	=	Working Stress Allowable	=	18500	psi
	Ej	=	Welding Joint Efficiency	=	0,85	
	Cc	=	Tebal Korosi yg diizinkan	=	0,1250	in

Tebal Kolom Destilasi = 0,1395968 In
 Tebal Head Tangki (t) = $\frac{P.Da}{2.S.E_j - 0.2.P} + C_c$
 = 0,1396031 In

Outside Diameter = 0,71312
OD = ID + 2 t Silinder = 48,148191

Standarisasi OD Menurut Brownell Young Tabel 5.7
 Di pilih OD = 40 In
 Koreksi ID = OD = ID + 2 t Silinder
 ID = 39,720794 In

Menghitung Tinggi Tutup
Tutup Atas (Standard Dished Head)
 Tinggi Tutup Atas = 0,169 OD = 6,76 In = 0,1717 m
Tutup Bawah (Sudut Conical 120)
 Tutup bawah = $\frac{d}{2 \tan \alpha}$ = 11,547005 in = 0,29329 m

Menghitung Tinggi Kolom Destilasi
H Tray = [N1. Tray spacing1 + N2. Tray spacing2] = 1,8288 m
H total = H Tray + Head bawah + Heas Atas = 2,2937979 m

Spesifikasi

Nama	=	Deodorizer
Fungsi	=	Memisahkan FFA dan Komponen Odor dari minyak
Tipe	=	Stripping Steam Bubble Cap Distilation
Jenis Aliran	=	Reverse Flow
Kapasitas	=	0,38237477 kg/s
Bahan	=	SA-167 Grade 3 Tipe 304 High Alloy Steel
Jumlah	=	2,00000
Residence Time	=	25,37797 s
Spesifikasi Kolom		
ID	=	39,7207939 In
OD	=	40 In
Tebal Shell	=	0,13959684 In
Tebal Tutup Atas	=	0,13960 In

Tebal Tutup bawah	=	0,13960 In
Tinggi Shell	=	1,82880 m
Tinggi Tutup Atas	=	0,17170 m
Tinggi Tutup Bawah	=	0,293 m
Spesifikasi Plate	=	
Tinggi Weir	=	0,7239 m
Diameter Lubang	=	4 mm
Tray Spacing	=	0,4572 m
Spesifikasi Hole	=	
Hole Area	=	0,05557991 m ²
Hole Size	=	4 m

24. Tangki CRBO INTERMEDIATE

Kode Alat

Jenis	Tangki Silinder dengan Torispherical Head
Bahan	Carbon Steel SA-283 C
Fungsi	Menyimpan Crude Rice Brain Oil
Jumlah	1

Kondisi Operasi

Temperature	30 C
Tekanan	1 atm
Sifat bahan	Non Korosif
Waktu Penyimpanan	6 jam

Menentukan volume tangki

Densitas pada suhu Operasi	=	913,0 kg/m ³
Massa CRBO	=	26270,14 kg/jam
	=	157620,839 kg/6 jam
Volume CRBO	=	$\frac{\text{MCRBO}}{\rho_{\text{CRBO}}}$
	=	$\frac{157620,839 \text{ kg}}{913,0 \text{ kg/m}^3}$
	=	172,641 m ³

Volume tangki yang di rekomendasikan adalah 20% over design (Peter and Timmerhouse, 1991) Sehingga Volume Tangki 120% dari Volume cairan

Vt	=	1,2 x V cairan
	=	207,169 m ³

Menentukan Ukuran Tangki

Bentuk	=	Silinder vertikal dengan alas dan head berbentuk torispherical dished head
Alasan	=	Tekanan pada tangki penyimpanan sebesar 1 atm dan relatif ekonomis

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, 248 dimana <2 di pilih perbandingan D:H yang di pilih adalah 1:1,5. alasan pemilihan rasio adalah menyesuaikan dengan ketebalan dari tangki dan pengaduk. Dimana jika diameter kecil maka tinggi tangki akan semakin besar sehingga tekanan hidrostatik pada tangki akan tinggi yang berpengaruh pada ketebalan serta biaya yang akan lebih besar.

Vt	=	Volume Silinder + Volume atap
Di pilih H/D	=	1,5
H	=	1,5 D
V Tangki	=	$\pi/4 \times D^2 \times H$
207,169	=	$\pi/4 \times D^2 \times 1,5 D$
175,93943	=	D ³
D	=	5,603 m = 18,384 ft
r	=	2,80 m = 9,192 ft

Maka:

Tinggi Tangki (H)	=	1,5 D
	=	8,405 m = 27,576 ft

Menentukan Tebal Tangki

Tangki di rancang menggunakan Carbon Steel SA-53 B

Data yang di gunakan			
Maximum Allowable Stress (f)	=	12650	(Brownell and Young, 1959:335)
Maximum Allowable Efficiencies (E)	=	0,8	(Brownell and Young, 1959:254)
Faktor Korosi	=	0,125	In (Timmerhaus, 1991:542)
Densitas Campuran	=	913,000	kg/m ³

Tekanan Design

Tekanan operasi (P)	=	1	atm
Gravitasi (g)	=	9,8	m/s ²
Tekanan Hidrostatik (Ph)	=	$\rho \times g \times h$	
	=	75204,27	kg/m s ²
	=	7,279	atm
Safety Factor	=	20%	
P Design	=	1,2(P operasi + P Hidrostatik)	
	=	9,934	atm = 145,994 psi
Di pilih	=	6	atm = 88,176 psi

Maka:

Tebal Tangki (Shell)

$$ts = \frac{Pdsn + Ri}{(f \times E) - (0,6 Pdsn)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, Pers 13.1 hal 254})$$

ts	=	0,2860	In
Maka di ambil tebal tang		1	In

Menentukan Tebal Penutup

Jenis Penutu Torispherical Flanged and Dished Head

Diameter Luar (OD)	=	ID + 2 ts	
	=	220,608	+ 2 = 222,608 In
Di pilih OD Standard	=	228	In
Maka Diameter dalam(ID) yang sesungguhnya adalah			
Diameter Dalam (ID)	=	OD - 2t	
	=	228	- 2 = 226 In
	=	226	In

Tebal head berdasarkan OD yang di pilig pada tebal 5.7 Brownell & Young

r	=	180
icr	=	13,75

Maka:

Icr/r	=	0,0763889
Icr/r > 6%		

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

W	=	1,654534034
---	---	-------------

Maka tebal head (tH) :

$$tH = \frac{P \times r \times c \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 P)} + c$$

tH	=	1,755	in
Di ambil tebal head Standard =		1,875	In (Table 5.6. Brownell & Young 1959)

Tinggi Head

tha	1,875	in	(Brownell and Young, table 5.7, p.91)
sf	2	in	(Brownell and Young, table 5.6, p.88)
icr	5,875	in	(Brownell and Young, table 5.7, p.90)
r	180	in	

a	=	ID/2	=	113,00	In
AB	=	a-icr	=	113,00 -	5,875
			=	107,13	In

$$\begin{aligned}
BC &= r - icr = 180 - 5,875 \\
&= 174,125 \\
AC &= \sqrt{(BC^2 - AB^2)} = 30319,52 - 11475,77 \\
&= 137,27 \text{ In} \\
b &= r - AC = 180 - 137,27 \\
&= 42,73 \text{ In} \\
OA &= b + Sf + th = 42,73 + 2 + 1,875 \\
&= 46,602 \text{ In} = 1,184 \text{ m} \\
\text{Jadi Tinggi Tangki} &= \text{Tinggi Shell} + 2 \text{ Tinggi Head} \\
&= 8,405 + 2,000 \times 1,184 \\
&= 10,773 \text{ m}
\end{aligned}$$

24. Tangki Penyimpanan NPLF

Kode Alat

Jenis Tangki Silinder dengan Torispherical Head
 Bahan Carbon Steel SA-283 C
 Fungsi Menyimpan NPLF Sebelum Masuk ke kolom Distilasi
 Jumlah 1
Kondisi Operasi
 Temperature 30 C
 Tekanan 1 atm
 Sifat bahan Non Korosif
 Waktu Penyimpanan 6 jam

Menentukan volume tangki

$$\begin{aligned}
\text{Densitas pada suhu Operasi} &= 660,0 \text{ kg/m}^3 \\
\text{Massa CRBO} &= 13933,68 \text{ kg/jam} \\
&= 83602,090 \text{ kg/6 jam} \\
\text{Volume CRBO} &= \frac{\text{MCRBO}}{\rho_{\text{CRBO}}} \\
&= \frac{83602,090 \text{ kg}}{660,0 \text{ kg/m}^3} \\
&= 126,670 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

Volume tangki yang di rekomendasikan adalah 20% over design (Peter and Timmerhouse, 1991) Sehingga Volume Tangki 120% dari Volume cairan

$$\begin{aligned}
V_t &= 1,2 \times V \text{ cairan} \\
&= 152,004 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

Menentukan Ukuran Tangki

Bentuk = Silinder vertikal dengan alas dan head berbentuk torispherical dished head
 Alasan = Tekanan pada tangki penyimpanan sebesar 1 atm dan relatif ekonomis

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, 248 dimana <2 di pilih perbandingan D:H yang di pilih adalah 1:1,5. alasan pemilihan rasio adalah menyesuaikan dengan ketebalan dari tangki dan pengaduk. Dimana jika diameter kecil maka tinggi tangki akan semakin besar sehingga tekanan hidrostatik pada tangki akan tinggi yang berpengaruh pada ketebalan serta biaya yang akan lebih besar.

$$\begin{aligned}
V_t &= \text{Volume Silinder} + \text{Volume atap} \\
\text{Di pilih H/D} &= 1,5 \\
H &= 1,5 D \\
V \text{ Tangki} &= \pi/4 \times D^2 \times H \\
152,004 &= \pi/4 \times D^2 \times 1,5 D \\
129,09028 &= D^3 \\
D &= 5,054 \text{ m} = 16,581 \text{ ft} \\
r &= 2,53 \text{ m} = 8,291 \text{ ft}
\end{aligned}$$

Maka:

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi Tangki (H)} &= 1,5 D \\
&= 7,581 \text{ m} = 24,872 \text{ ft}
\end{aligned}$$

Menentukan Tebal Tangki

Tangki di rancang menggunakan Carbon Steel SA-53 B

Data yang di gunakan

Maximum Allowable Stress (f)	=	12650	(Brownell and Young, 1959:335)
Maximum Allowable Efficiencies (E)	=	0,8	(Brownell and Young, 1959:254)
Faktor Korosi	=	0,125 In	(Timmerhaus, 1991:542)
Densitas Campuran	=	660,000 kg/m ³	

Tekanan Design

Tekanan operasi (P)	=	1 atm	
Gravitasi (g)	=	9,8 m/s ²	
Tekanan Hidrostatik (Ph)	=	$\rho \times g \times h$	
	=	49033,45 kg/m s ²	
	=	4,746 atm	
Safety Factor	=	20%	
P Design	=	1,2(P operasi + P Hidrostatik)	
	=	6,895 atm	= 101,326 psi
Di pilih	=	6 atm	= 88,176 psi

Maka:

Tebal Tangki (Shell)

$$ts = \frac{Pdsn + Ri}{(f \times E) - (0,6 Pdsn)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, Pers 13.1 hal 254})$$

ts = 0,2702 In

Maka di ambil tebal tang 1 In

Menentukan Tebal Penutup

Jenis Penutu Torispherical Flanged and Dished Head

Diameter Luar (OD)	=	ID + 2 ts	
	=	198,975	+ 2 = 1
	=	200,975 In	
Di pilih OD Standard	=	228 In	
Maka Diameter dalam(ID) yang sesungguhnya adalah			
Diameter Dalam (ID)	=	OD - 2t	
	=	228	- 2 = 1
	=	226 In	

Tebal head berdasarkan OD yang di pilig pada tebel 5.7 Brownell & Young

r	=	180
icr	=	13,75

Maka:

lcr/r = 0,0763889

lcr/r > 6% sehingga memenuhi untuk torispherical head (Brownell & young, hlm 88), maka dapat di gunakan persamaan faktor stress-instensification untuk torispherical dished head:

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

W = 1,654534034

Maka tebal head (tH) :

$$tH = \frac{P \times r \times c \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 P)} + c$$

tH = 1,755 in

Di ambil tyebal head Standard = 1,875 In (Table 5.6. Brownell & Young 1959)

Tinggi Head

tha	1,875 in	(Brownell and Young, table 5.7, p.91)
sf	2 in	(Brownell and Young, table 5.6, p.88)
icr	5,875 in	(Brownell and Young, table 5.7, p.90)
r	180 in	

a	=	ID/2	=	113,00 In		
AB	=	a-icr	=	113,00 -	5,875	
			=	107,13 In		
BC	=	r - icr	=	180 -	5,875	
			=	174,125		
AC	=	$\sqrt{(BC^2 - AB^2)}$	=	30319,52 -	11475,77	
			=	137,27 In		
b	=	r - AC	=	180 -	137,27	
			=	42,73 In		
OA	=	b + Sf + th	=	42,73 +	2 +	1,875
			=	46,602 In	=	1,184 m
Jadi Tinggi Tangki	=	Tinggi Shell +	2 Tinggi Head			
	=	7,581 +	2,000 x	1,184		
	=	9,948 m				

25. Tangki Rice Bran Oil

Kode Alat

Jenis Tangki Silinder dengan Torispherical Head
 Bahan Carbon Steel SA-283 C
 Fungsi Menyimpan NPLF Sebelum Masuk ke kolom Distilasi
 Jumlah 1

Kondisi Operasi

Temperature 30 C
 Tekanan 1 atm
 Sifat bahan Non Korosif
 Waktu Penyimpanan 72 jam

Menentukan volume tangki

Densitas pada suhu Operasi	=	913,0 kg/m ³
Massa CRBO	=	1376,55 kg/jam
	=	99111,540 kg/1 hari
Volume CRBO	=	$\frac{MCRBO}{\rho_{CRBO}}$
	=	$\frac{99111,540 \text{ kg}}{913,0 \text{ kg/m}^3}$
	=	108,556 m ³

Volume tangki yang di rekomendasikan adalah 20% over design (Peter and Timmerhouse, 1991) Sehingga Volume Tangki 120% dari Volume cairan

Vt	=	1,2 x V cairan
	=	130,267 m ³

Menentukan Ukuran Tangki

Bentuk = Silinder vertikal dengan alas dan head berbentuk torispherical dished head
 Alasan = Tekanan pada tangki penyimpanan sebesar 1 atm dan relatif ekonomis

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, 248 dimana <2 di pilih perbandingan D:H yang di pilih adalah 1:1,5. alasan pemilihan rasio adalah menyesuaikan dengan ketebalan dari tangki dan pengaduk. Dimana jika diameter kecil maka tinggi tangki akan semakin besar sehingga tekanan hidrostatik pada tangki akan tinggi yang berpengaruh pada ketebalan serta biaya yang akan lebih besar.

Vt	=	Volume Silinder + Volume atap
Di pilih H/D	=	1,5
H	=	1,5 D
V Tangki	=	$\pi/4 \times D^2 \times H$
130,267	=	$\pi/4 \times D^2 \times 1,5 D$
110,63022	=	D ³
D	=	4,801 m = 15,750 ft
r	=	2,40 m = 7,875 ft

Maka:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Tangki (H)} &= 1,5 D \\ &= 7,201 \text{ m} = 23,625 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan Tebal Tangki

Tangki di rancang menggunakan Carbon Steel SA-53 B

Data yang di gunakan

$$\begin{aligned} \text{Maximum Allowable Stress (f)} &= 12650 \text{ (Brownell and Young, 1959:335)} \\ \text{Maximum Allowable Efficiencies (E)} &= 0,8 \text{ (Brownell and Young, 1959:254)} \\ \text{Faktor Korosi} &= 0,125 \text{ In (Timmerhaus, 1991:542)} \\ \text{Densitas Campuran} &= 913,000 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Tekanan Design

$$\begin{aligned} \text{Tekanan operasi (P)} &= 1 \text{ atm} \\ \text{Gravitasi (g)} &= 9,8 \text{ m/s}^2 \\ \text{Tekanan Hidrostatik (Ph)} &= \rho \times g \times h \\ &= 64428,70 \text{ kg/m}^2 \text{ s}^2 \\ &= 6,236 \text{ atm} \\ \text{Safety Factor} &= 20\% \\ \text{P Design} &= 1,2(\text{P operasi} + \text{P Hidrostatik}) \\ &= 8,683 \text{ atm} = 127,602 \text{ psi} \\ \text{Di pilih} &= 6 \text{ atm} = 88,176 \text{ psi} \end{aligned}$$

Maka:

Tebal Tangki (Shell)

$$ts = \frac{P_{dsn} + R_i}{(f \times E) - (0,6 P_{dsn})} + C \quad (\text{Brownell \& Young, Pers 13.1 hal 254})$$

$$ts = 0,2629 \text{ In}$$

$$\text{Maka di ambil tebal tang} = 0,625 \text{ In}$$

Menentukan Tebal Penutup

Jenis Penutu Torispherical Flanged and Dished Head

$$\begin{aligned} \text{Diameter Luar (OD)} &= ID + 2 ts \\ &= 188,998 + 2 \times 0,625 \\ &= 190,248 \text{ In} \\ \text{Di pilih OD Standard} &= 192 \text{ In} \\ \text{Maka Diameter dalam (ID) yang sesungguhnya adalah} \\ \text{Diameter Dalam (ID)} &= OD - 2t \\ &= 192 - 2 \times 0,625 \\ &= 190,75 \text{ In} \end{aligned}$$

Tebal head berdasarkan OD yang di pilig pada tebal 5.7 Brownell & Young

$$\begin{aligned} r &= 170 \\ icr &= 11,5 \end{aligned}$$

Maka:

$$lcr/r = 0,0676471$$

$lcr/r > 6\%$ sehingga memenuhi untuk torispherical head (Brownell & young, hlm 88), maka dapat di gunakan persamaan faktor stress-instensification untuk torispherical dished head:

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

$$W = 1,711203955$$

Maka tebal head (tH) :

$$tH = \frac{P \times r \times c \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 P)} + c$$

$$tH = 1,548 \text{ in}$$

$$\text{Di ambil tebal head Standard} = 1,75 \text{ In} \quad (\text{Table 5.6. Brownell \& Young 1959})$$

Tinggi Head

$$tha = 1,750 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, table 5.7, p.91})$$

$$sf = 2 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, table 5.6, p.88})$$

icr		5,25 in		(Brownell and Young, table 5.7, p.90)		
r		170 in				
a	=	ID/2	=	95,38 In		
AB	=	a-icr	=	95,38 -	5,25	
			=	90,13 In		
BC	=	r - icr	=	170 -	5,25	
			=	164,75		
AC	=	$\sqrt{(BC^2 - AB^2)}$	=	27142,56 -	8122,52	
			=	137,91 In		
b	=	r - AC	=	170 -	137,91	
			=	32,09 In		
OA	=	b + Sf + th	=	32,09 +	2 +	1,750
			=	35,837 In	=	0,910 m
Jadi Tinggi Tangki	=	Tinggi Shell +	2 Tinggi Head			
	=	7,201 +	2,000 x	0,910		
	=	9,021 m				

25. Tangki Methanol

Kode Alat

Jenis Tangki Silinder dengan Torispherical Head

Bahan Stainless Steel SA-240 Type 410

Fungsi Menyimpan Methanol

Jumlah 1

Kondisi Operasi

Temperature 30 C

Tekanan 1 atm

Sifat bahan Non Korosif

Waktu Penyimpanan 24 jam

Menentukan volume tangki

Densitas pada suhu Operasi = 792,0 kg/m³

Massa CRBO = 4185,71 kg/jam

= 100457,055 kg/7 hari

Volume CRBO = $\frac{\text{MCRBO}}{\rho_{\text{CRBO}}}$

= $\frac{100457,055 \text{ kg}}{792,0 \text{ kg/m}^3}$

= 126,840 m³

Volume tangki yang di rekomendasikan adalah 20% over design (Peter and Timmerhouse, 1991) Sehingga Volume Tangki 120% dari Volume cairan

Vt	=	1,2 x V cairan
	=	152,208 m ³

Menentukan Ukuran Tangki

Bentuk = Silinder vertikal dengan alas dan head berbentuk torispherical dished head

Alasan = Tekanan pada tangki penyimpanan sebesar 1 atm dan relatif ekonomis

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, 248 dimana <2 di pilih perbandingan D:H yang di pilih adalah 1:1,5. alasan pemilihan rasio adalah menyesuaikan dengan ketebalan dari tangki dan pengaduk. Dimana jika diameter kecil maka tinggi tangki akan semakin besar sehingga tekanan hidrostatik pada tangki akan tinggi yang berpengaruh pada ketebalan serta biaya yang akan lebih besar.

Vt	=	Volume Silinder + Volume atap
Di pilih H/D	=	1,5
H	=	1,5 D
V Tangki	=	$\pi/4 \times D^2 \times H$
152,208	=	$\pi/4 \times D^2 \times 1,5 D$
129,26341	=	D ³
D	=	5,056 m = 16,589 ft

$$r = 2,53 \text{ m} = 8,294 \text{ ft}$$

Maka:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Tangki (H)} &= 1,5 D \\ &= 7,584 \text{ m} = 24,883 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan Tebal Tangki

Tangki di rancang menggunakan Carbon Steel SA-53 B

Data yang di gunakan

$$\begin{aligned} \text{Maximum Allowable Stress (f)} &= 16250 \text{ (Brownell and Young, 1959:335)} \\ \text{Maximum Allowable Efficiencies (E)} &= 0,8 \text{ (Brownell and Young, 1959:254)} \\ \text{Faktor Korosi} &= 0,125 \text{ In (Timmerhaus, 1991:542)} \\ \text{Densitas Campuran} &= 792,000 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Tekanan Design

$$\begin{aligned} \text{Tekanan operasi (P)} &= 1 \text{ atm} \\ \text{Gravitasi (g)} &= 9,8 \text{ m/s}^2 \\ \text{Tekanan Hidrostatik (Ph)} &= \rho \times g \times h \\ &= 58866,43 \text{ kg/m s}^2 \\ &= 5,697 \text{ atm} \\ \text{Safety Factor} &= 20\% \\ \text{P Design} &= 1,2(P \text{ operasi} + P \text{ Hidrostatik}) \\ &= 8,037 \text{ atm} = 118,108 \text{ psi} \\ \text{Di pilih} &= 6 \text{ atm} = 88,176 \text{ psi} \end{aligned}$$

Maka:

Tebal Tangki (Shell)

$$ts = \frac{Pdsn + Ri}{(f \times E) - (0,6 Pdsn)} + C \quad \text{(Brownell \& Young, Pers 13.1 hal 254)}$$

$$ts = 0,2380 \text{ In}$$

$$\text{Maka di ambil tebal tang} = 0,875 \text{ In}$$

Menentukan Tebal Penutup

Jenis Penutu Torispherical Flanged and Dished Head

$$\begin{aligned} \text{Diameter Luar (OD)} &= ID + 2 ts \\ &= 199,063 + 2 \times 0,875 \\ &= 200,813 \text{ In} \\ \text{Di pilih OD Standard} &= 204 \text{ In} \\ \text{Maka Diameter dalam (ID) yang sesungguhnya adalah} & \\ \text{Diameter Dalam (ID)} &= OD - 2t \\ &= 204 - 2 \times 0,875 \\ &= 202,25 \text{ In} \end{aligned}$$

Tebal head berdasarkan OD yang di pilig pada tabel 5.7 Brownell & Young

$$r = 170$$

$$icr = 12,25$$

Maka:

$$icr/r = 0,0720588$$

$icr/r > 6\%$ sehingga memenuhi untuk torispherical head (Brownell & young, hlm

88), maka dapat di gunakan persamaan faktor stress-intensification untuk

torispherical dished head:

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

$$W = 1,681314629$$

Maka tebal head (tH) :

$$tH = \frac{P \times r \times c \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 P)} + c$$

$$tH = 1,279 \text{ in}$$

$$\text{Di ambil tebal head Standard} = 1,875 \text{ In} \quad \text{(Table 5.6. Brownell \& Young 1959)}$$

Tinggi Head

tha	1,875 in	(Brownell and Young, table 5.7, p.91)
sf	2 in	(Brownell and Young, table 5.6, p.88)
icr	5,875 in	(Brownell and Young, table 5.7, p.90)
r	170 in	

a	=	ID/2	=	101,13 In	
AB	=	a-icr	=	101,13 - 5,875	
			=	95,25 In	
BC	=	r - icr	=	170 - 5,875	
			=	164,125	
AC	=	$\sqrt{(BC^2 - AB^2)}$	=	26937,02 - 9072,56	
			=	133,66 In	
b	=	r - AC	=	170 - 133,66	
			=	36,34 In	
OA	=	b + Sf + th	=	36,34 + 2 + 1,875	
			=	40,217 In	
			=	1,022 m	
Jadi Tinggi Tangki	=	Tinggi Shell + 2 Tinggi Head			
	=	7,584 + 2,000 x		1,022	
	=	9,627 m			

26. Tangki N Heksane

Kode Alat

Jenis Tangki Silinder dengan Torispherical Head

Bahan Stainless Steel SA-240 Type 410

Fungsi Menyimpan Methanol

Jumlah 1

Kondisi Operasi

Temperature 30 C

Tekanan 1 atm

Sifat bahan Non Korosif

Waktu Penyimpanan 24 jam

Menentukan volume tangki

Densitas pada suhu Operasi	=	660,0 kg/m ³
Massa CRBO	=	12557,13 kg/jam
	=	301371,166 kg/7 hari
Volume CRBO	=	$\frac{MCRBO}{\rho_{CRBO}}$
	=	$\frac{301371,166 \text{ kg}}{660,0 \text{ kg/m}^3}$
	=	456,623 m ³

Volume tangki yang di rekomendasikan adalah 20% over design (Peter and Timmerhouse, 1991) Sehingga Volume Tangki 120% dari Volume cairan

Vt	=	1,2 x V cairan
	=	547,948 m ³

Menentukan Ukuran Tangki

Bentuk = Silinder vertikal dengan alas dan head berbentuk torispherical dished head

Alasan = Tekanan pada tangki penyimpanan sebesar 1 atm dan relatif ekonomis

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, 248 dimana <2 di pilih perbandingan D:H yang di pilih adalah 1:1,5. alasan pemilihan rasio adalah menyesuaikan dengan ketebalan dari tangki dan pengaduk. Dimana jika diameter kecil maka tinggi tangki akan semakin besar sehingga tekanan hidrostatik pada tangki akan tinggi yang berpengaruh pada ketebalan serta biaya yang akan lebih besar.

Vt	=	Volume Silinder + Volume atap
Di pilih H/D	=	1,5
H	=	1,5 D
V Tangki	=	$\pi/4 \times D^2 \times H$

$$\begin{aligned}
 547,948 &= \pi/4 \times D^2 \times 1,5 D \\
 465,34826 &= D^3 \\
 D &= 7,749 \text{ m} = 25,424 \text{ ft} \\
 r &= 3,87 \text{ m} = 12,712 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Maka:

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Tangki (H)} &= 1,5 D \\
 &= 11,624 \text{ m} = 38,136 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menentukan Tebal Tangki

Tangki di rancang menggunakan Carbon Steel SA-53 B

Data yang di gunakan

$$\begin{aligned}
 \text{Maximum Allowable Stress (f)} &= 16250 \text{ (Brownell and Young, 1959:335)} \\
 \text{Maximum Allowable Efficiencies (E)} &= 0,8 \text{ (Brownell and Young, 1959:254)} \\
 \text{Faktor Korosi} &= 0,125 \text{ In (Timmerhaus, 1991:542)} \\
 \text{Densitas Campuran} &= 660,000 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

Tekanan Design

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan operasi (P)} &= 1 \text{ atm} \\
 \text{Gravitasi (g)} &= 9,8 \text{ m/s}^2 \\
 \text{Tekanan Hidrostatik (Ph)} &= \rho \times g \times h \\
 &= 75183,17 \text{ kg/m}^2 \\
 &= 7,277 \text{ atm} \\
 \text{Safety Factor} &= 20\% \\
 \text{P Design} &= 1,2(P \text{ operasi} + P \text{ Hidrostatik}) \\
 &= 9,932 \text{ atm} = 145,958 \text{ psi} \\
 \text{Di pilih} &= 6 \text{ atm} = 88,176 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Maka:

Tebal Tangki (Shell)

$$ts = \frac{P d s n + R i}{(f \times E) - (0,6 P d s n)} + C \quad \text{(Brownell \& Young, Pers 13.1 hal 254)}$$

$$\begin{aligned}
 ts &= 0,2981 \text{ In} \\
 \text{Maka di ambil tebal tang} &= 0,875 \text{ In}
 \end{aligned}$$

Menentukan Tebal Penutup

Jenis Penutu Torispherical Flanged and Dished Head

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter Luar (OD)} &= ID + 2 ts \\
 &= 305,088 + 2 \times 0,875 \\
 &= 306,838 \text{ In} \\
 \text{Di pilih OD Standard} &= 308 \text{ In} \\
 \text{Maka Diameter dalam(ID) yang sesungguhnya adalah} \\
 \text{Diameter Dalam (ID)} &= OD - 2t \\
 &= 308 - 2 \times 0,875 \\
 &= 306,25 \text{ In}
 \end{aligned}$$

Tebal head berdasarkan OD yang di pilig pada tebal 5.7 Brownell & Young

$$\begin{aligned}
 r &= 180 \\
 icr &= 14,4375 \quad 0,4375
 \end{aligned}$$

Maka:

$$\begin{aligned}
 Icr/r &= 0,0802083 \\
 Icr/r > 6\% &\text{ sehingga memenuhi untuk torispherical head (Brownell \& young, hlm} \\
 &\text{88), maka dapat di gunakan persamaan faktor stress-intensification untuk} \\
 &\text{torispherical dished head:}
 \end{aligned}$$

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

$$W = 1,63273483$$

Maka tebal head (tH) :

$$tH = \frac{P \times r \times c \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 P)} + c$$

$$tH = 1,822 \text{ in}$$

$$\text{Di ambil tyebal head Standard} = 1,875 \text{ In} \quad (\text{Table 5.6. Brownell \& Young 1959})$$

Tinggi Head

$$th = 1,875 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, table 5.7, p.91})$$

$$sf = 2 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, table 5.6, p.88})$$

$$icr = 5,875 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, table 5.7, p.90})$$

$$r = 180 \text{ in}$$

$$a = ID/2 = 153,13 \text{ In}$$

$$AB = a - icr = 153,13 - 5,875 = 147,25 \text{ In}$$

$$BC = r - icr = 180 - 5,875 = 174,125$$

$$AC = \sqrt{(BC^2 - AB^2)} = \sqrt{(174,125^2 - 147,25^2)} = 92,94 \text{ In}$$

$$b = r - AC = 180 - 92,94 = 87,06 \text{ In}$$

$$OA = b + Sf + th = 87,06 + 2 + 1,875 = 90,94 \text{ In} = 2,310 \text{ m}$$

Jadi Tinggi Tangki = Tinggi Shell + 2 Tinggi Head

$$= 11,624 + 2,000 \times 2 = 15,934 \text{ m}$$

26. Pompa N-Hexane

Fungsi Mengalirkan Bahan baku N-Hexane menuju Rotocell Ekstraktor

Menentukan Tipe Pompa

Komponen	Massa Kg/jam	Viskositas Cp	Densitas kg/m3	Vap. Pressure mmHg
N- Hexane	12557,13	0,294	660	54,53

Maka pompa yang di gunakan adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut

- Viskositas cairan rendah <50 Cp
- Konstruksi sederhana
- Tidak memerlukan area yang luas
- Biaya perawatan yang murah
- Banyak tersedia di pasaran

Menentukan tenaga pompa

Menghitung Laju alir fluida

$$\text{Laju alir Massa} = 3139,28 \text{ Kg/jam} = 6906,42 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas Campuran} = 660,000 \text{ Kg/m3} = 42,42 \text{ lb/ft3}$$

$$\text{Debit Pemompaan} = 0,045 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{Safety Factor} = 10\%$$

$$\text{Debit Pemompaan Desai} = 0,050 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{Viskositas Fluida} = 0,294 \text{ Cp} = 0,00020 \text{ lbm/ft.s}$$

$$\text{Tekanan Uap Campuran} = 54,530 \text{ mmHg} = 0,07175 \text{ atm}$$

$$\text{Ketinggian Alat} = 2,750 \text{ m}$$

Menentukan titik pemompaan

Titik 1

$$\text{Tekanan (P1)} = 1 \text{ atm} + (\rho \times g \times h)$$

$$= 1 \text{ atm} + 0,175528052 \text{ atm}$$

$$= 1,1755 \text{ atm}$$

$$V1 = 0$$

$$\text{Elevasi (Z)} = 0$$

Titik 2

$$\text{Tekanan (P2)} = 1 \text{ atm}$$

$$V1 = 0$$

$$\text{Elevasi (Z)} = 2,750$$

Menghitung diameter optimal

$$\begin{aligned} \text{Diameter Optimal} &= 3,9 \times qf^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 1,645 \end{aligned}$$

Dari Tabel 11, Hal 844 Buku D. Q Kernd Di tetapkan ukuran pipa standard sebagai berikut

D nominal	1 In
OD	1,32 In
ID	1,049 In
Inside Sectional	0,0874 ft
Area	0,0037 ft ²
Schedule Number	40

Menghitung Kecepatan linier fluida

$$\begin{aligned} V &= \frac{qf}{A} & V &= \frac{qf}{A} \\ V &= \frac{0,050 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,004 \text{ ft}^2} \\ &= 4,089 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Menghitung bilangan reynold (Nre)

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{\rho \times ID \times v}{\mu} \\ Nre &= 24460,25 \end{aligned}$$

Menentukan Head Pump

Dengan menggunakan Persamaan bernouli:

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + hf + hman = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

Bahan Konstruksi

Bahan = Baja Komersial

Tabel 6.1. Frank M, White, 1997 : 349 fluid mechanics 4 th

Kekasaran p = 0,00015 ft

Kekasaran relatif

$$\begin{aligned} \frac{\epsilon}{ID} &= \frac{\epsilon}{ID} = \frac{0,00015}{0,0874} \\ &= 0,0017 \end{aligned}$$

Head karena friksi

Dari fig 6.13. Frank M White, 1997 : 349 fluids mechanics 4 th

Dimana:

$$\begin{aligned} \epsilon/ID &= 0,0017 \\ Re &= 24460,25 \\ f &= 0,04 \quad (\text{dari Grafik}) \end{aligned}$$

Menghitung panjang ekivalen

Rencana Pemipaan

Panjang pipa = 15 m

Panjang pipa ekivalen (Le)

ID = 1,049 In

Di rencanakan

Jenis	Jumlah	Le (ft)	ΣLe	Le (m)
Elbow Standard	4	2,7	10,8	3,292
Globe valve	1	20,5	20,5	6,248
Gate Valve (half open)	3	70	210	64,008
Total				73,54824

Head of Friction

$$hf = \frac{f \times v^2 \times (L + \sum Le)}{2 g c ID}$$

$$h_f = 229,81 \text{ m}$$

Berat Jenis

$$\gamma = \rho \times g \quad \gamma = \rho \times g$$

$$\gamma = \frac{660,00}{6468,00} \times 9,8 = 9,8 \text{ N/m}^2$$

Head Pump

$$\text{Head Beda } t = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} - \frac{P_2 - P_1}{\gamma}$$

$$= -0,00002714 \text{ m}$$

Head Potent = $Z_2 - Z_1$

$$= 2,00 \text{ m}$$

$$\text{Head Kinetik} = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \times g} - \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \times g}$$

$$= 0,85 \text{ m}$$

Maka Head Pump

$$h_{\text{pump}} = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + (Z_2 - Z_1) + \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \times g} + h_f$$

$$= 232,66 \text{ m}$$

c. Menghitung Net Positive Suction head (NPSH)

Panjang pipa lurus segmen = 8 m

Le (1 Buah globe) = 6,248 m

$$h_f = \frac{f \times v^2 \times (L + \sum Le)}{2 \times g \times D}$$

$$h_f = 29,19 \text{ m}$$

NPSH yang tersedia (NPSHa)

$$\text{NPSHa} = \frac{P_{in} - P_{uap}}{\gamma} - h_f$$

$$= -10,94 \text{ m}$$

NPSH yang di perlukan (NPSHr)

Nilai dari

$$\text{NPSH} = \frac{n}{s}^{4/3} + Ql^{2/3} \frac{n}{s}^{4/3} + Ql^{2/3}$$

$$S = \frac{1200,00}{hman^{0,955}}$$

$$ns = \frac{n \times \sqrt{Ql}}{hman^{0,955}} \quad \frac{n \times \sqrt{Ql}}{hman^{0,955}}$$

Kecepatan putar motor

Data yang di peroleh dari Table 14.2 Ludwig, E.E, 3 th, Vol 3, halaman 624

$$H_{\text{pump}} = 232,66 \text{ m}$$

$$F (\text{Cycle}) = 60,00 \text{ Hz}$$

$$\text{Pole} = 6,00$$

$$\text{Faktor Slip} = 0,05$$

$$\text{RPM} = \frac{120 \times F}{\text{Pole}} = \frac{120 \times F}{\text{Pole}}$$

$$= 1200 \text{ rpm}$$

$$\text{taran motor} = \text{RPM} \times (1 - \text{faktor slip})$$

$$= 1140,00 \text{ rpm}$$

Maka :

$$\text{NPSHr} = 15,26$$

Menentukan Daya Gerak Pompa

Daya pompa, di hitung dengan rumus

$$W = \frac{Ql \times \gamma \times h_{\text{pump}}}{\eta}$$

Dimana :

$Q_1 = \text{Kapasitas Pompa}$
 $= 4,756489 \text{ m}^3/\text{jam}$
 $= 0,001321247 \text{ m}^3/\text{detik}$
 $\gamma = 6468,00 \text{ N/m}^2$
 $h_{\text{pump}} = 232,66 \text{ m}$

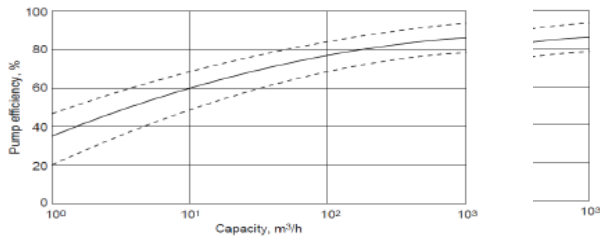
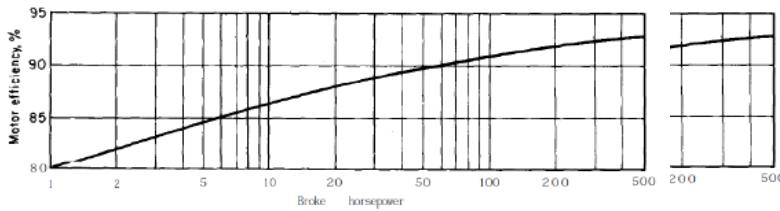


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

η (Efisiensi) = 37%
 $W = 5373,773 \text{ Watt}$
 $= 7,206348652 \text{ HP}$

Daya Motor
 Brake Horse Power = Daya Pompa / Efisiensi
 $= 19,47662 \text{ HP}$



Maka di peroleh efisiensi = 80%
 Daya Motor yang di perlukan = 15,581 HP
 $= 16 \text{ HP}$

Dengan perhitngan dan cara yang sama, di ketahui data pompa lainnya sebagai berikut:

Fungsi	Kode Alat	Q (m ³ /jam)	Daya (HP)
Mengalirkan N-Hexane ke dalam Rotocell	P-01	4,75	16
Mengalirkan CRBO ke Batchwise Ekstraktor	P-02	5,03	20
Mengalirkan Methanol ke Ekstraktor Stage I	P-03	1,32	1
Mengalirkan Fraksi NPLF ke Ekstraktor	P-04	3,81	12
Mengalirkan NPLF ke NPLF Destilation	P-05	3,81	12
Mengalirkan N-Heksane ke Tangki N-Heksane	P-06	4,75	16
Mengalirkan CRBO ke Deodorizer	P-07	0,35	2
Mengalirkan RBO ke Tangki Penyimpanan	P-08	0,35	2

3. Cooler

Kode Alat

Fungsi Mendinginkan Produk RBO dari Deodorizer

Tipe Double Pipe Exchanger

Tekanan 1 atm

Kondisi Operasi Umpan

Fluida dingin	=	Air Pendingin	=	
Suhu masuk (t1)	=	25 °C	=	77 °F
Suhu keluar (t2)	=	30 °C	=	86 °F
Suhu rata rata (tavg)	=	27,5 °C	=	81,5 °F
Laju Alir massa (Wa)	=	29902,383 kg/jam	=	65923,5 lb/jam
Fluida Panas	=	Rice Bran Oil	=	
Suhu masuk (t1)	=	270 °C	=	518 °F
Suhu keluar (t2)	=	30 °C	=	86 °F
Suhu rata rata (tavg)	=	150 °C	=	302 °F
Laju Alir massa (Wa)	=	1361,13 kg/jam	=	3000,78 Btu/jam

Cp Campuran	20,794 kJ/kg.K
	4,988 Btu/lb.F
Konduktivitas Campuran	0,401 W/m.K
	0,232 Btu/h ft F
Viskositas Campuran	50,200 Cp
	121,434 lb/ft.jam
Densitas Campuran	917,000 kg/m3
	57,278 lb/ft³

Sifat fisis fluida air pendingin

T Fluida	=	77 °F
Viskositas	=	2,162 lb/ft.jam
Densitas	=	62,280 lb/ft³
Kapasitas Pe	=	4,182 kJ/kg K
Konduktivitas	=	0,3515 btu/h ft F
Specifik Gra	=	0,99708 btu/lb F

Menghitung Luas Transfer Panas yang Di perlukan
menentukan logarithmic mean temperature difference (LMTD)

$$LMTD = \frac{(T1 - t2) - (T2 - t1)}{\ln \frac{(T1 - t2)}{(T2 - t1)}}$$

$$= 109,268 F$$

Menentukan luas permukaan transfer panas (A)
Trial nilai koefisien panas overall (UD)

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

Keterangan:

Q	=	Panas yang di pertukarkan
	=	624959,804 Btu/jam
UD	=	Koefisien perpindahan panas, fluida dingin (Annulus) dan fluida panas (pipe), nilai UD = 5-75 Btu/jam ft² F (Kern, 1965 : 840 table 8
	=	Di pilih UD = 50 Btu/jam ft² F

Maka :

$$A = \frac{624959,804}{50 \times 109,268} = 114,390 \text{ ft}^2$$

Jika nilai $A < 200 \text{ ft}^2$, maka jenis alat penukar panas yang di gunakan ada;ah double pipe exchanger (kern, 1965)

Menentukan Dimensi Cooler

Untuk double pipe exchanger, panjang pipa yang paling efektif yaitu 12, 15 atau 20 ft (Kern, 1983 : 103)

Di ambil panjang pipa standard (Lh) = 15 ft

Dari Tabel 11, Kern, 1983 : 844, untuk IPS 3 In

at'(Surface Area) = 0,917 ft²/ft

Maka:

$$L(\text{Required Length}) = \frac{A}{at'}$$

$$= \frac{114,390 \text{ ft}^2}{0,917 \text{ ft}^2/\text{ft}}$$

$$= 124,744 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Hairpin} &= \frac{L}{L_h} \\ &= \frac{124,744 \text{ ft}}{15 \text{ ft}} \\ &= 8,316 \end{aligned}$$

Menentukan luas panas transfer panas koreksi dan UD koreksi

$$\begin{aligned} A &= \text{Hairpin} \times a' \times L_h \\ &= 114,390 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{UD Koreksi} &= \frac{Q}{A \times \Delta T \text{ LMTD}} \\ &= 50,000 \end{aligned}$$

Dimensi Cooler

Dari Tabel 6.2 Kern ukuran pipa untuk double pipe heat exchanger adalah:
4x3 In sch 40

Annulus (Fluida dingin), pipa 4 In

Tabel 11. Kern 1983:844

$$\begin{aligned} \text{Flow Area (a)} &= 3,14 \text{ In}^2 \\ &= 0,022 \text{ ft}^2 \\ \text{Outer Diameter (OD)} &= 4,5 \text{ In} \\ &= 0,3750 \text{ ft} \\ \text{Internal Diameter (ID)} &= 4,026 \text{ In} \\ &= 0,3355 \text{ ft} \\ \text{De'} &= 0,53 \text{ In} \\ &= 0,0442 \text{ ft} \end{aligned}$$

Pipa (Fluida Panas), pipa 3 In

Tabel 11. Kern 1983:844

$$\begin{aligned} \text{Flow Area (a)} &= 2,93 \text{ In}^2 \\ &= 0,020 \text{ ft}^2 \\ \text{Outer Diameter (OD)} &= 3,5 \text{ In} \\ &= 0,292 \text{ ft} \\ \text{Internal Diameter (ID)} &= 3,068 \text{ In} \\ &= 0,2557 \text{ ft} \end{aligned}$$

Laju Alir massa (G) dan Reynold

Annulus (Fluida Dingin), Pipa 4 In

$$\begin{aligned} \text{Ga} &= \frac{W_a}{a_a} \\ &= \frac{65923,47}{0,022} = 3023241,93 \text{ lb/jam ft}^2 \\ \text{Re}_a &= \frac{\text{de}' \times \text{Ga}}{\mu} \\ &= \frac{61762,595}{\mu} \end{aligned}$$

Pipa (Fluida Panas), Pipa 3 In

$$\begin{aligned} \text{Ga} &= \frac{W_t}{a_t} \\ &= \frac{3000,78}{0,020} = 147478,616 \text{ lb/jam ft}^2 \\ \text{Re}_a &= \frac{\text{ID} \times \text{Gt}}{\mu} \\ &= 407,457 \end{aligned}$$

Menentukan nilai hi dan ho

Menentukan nilai hi

Tinjauan Tube/pipe

Dengan Rea sebesar 383,933 maka dari fig 24. Kern, 1983 : 834 d 3

Dari fig 24, Kern, 1983 : 834 di peroleh persamaan:

$$jh = \frac{hi \cdot di}{k} \left(\frac{\mu_k \cdot Ck}{kk} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0,14}$$

Keterangan

μ	=	Viskositas Fluida pada suhu rata rata (lb/ft jam)
k	=	Konduktivitas fluida pada suhu rata rata (Btu/ft jam F)
cP	=	Kapasitas Panas Fluida pada suhu rata rata (Btu/lb F)
D	=	Diameter dalam tube (ft)
jH	=	Heat transfer coefficient (Btu/jam ft ² F)
hi	=	Film Coefficient (Btu/jam ft ² F)

Maka nilai $h = 73,365 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}$

Film Coefficient (h_{io})

$$h_{io} = h_i \times \frac{IDt}{ODt}$$

$$h_{io} = 73,365 \times \frac{0,3355}{0,375} = 65,637 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}$$

Menentukan h_o

Tinjauan tube/pipe

Dengan Rea sebesar 58276 maka dari fig 24. Kern, 1983 : 834 di r 200

Dari fig 24, Kern, 1983 : 834 di peroleh persamaan:

$$jh = \frac{hi \cdot di}{k} \left(\frac{\mu_k \cdot ck}{kk} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0,14}$$

Keterangan

μ	=	Viskositas Fluida pada suhu rata rata (lb/ft jam)
k	=	Konduktivitas fluida pada suhu rata rata (Btu/ft jam F)
cP	=	Kapasitas Panas Fluida pada suhu rata rata (Btu/lb F)
D	=	Diameter dalam tube (ft)
jH	=	Heat transfer coefficient (Btu/jam ft ² F)
h_o	=	Film Coefficient (Btu/jam ft ² F)

Maka nilai h_o adalah = $627,733 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}$

Menghitung Clean Overall Coefficient (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{65,637 \times 627,733}{65,637 + 627,733} = 59,423 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}$$

Menghitung faktor pengotor

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \frac{59,423 - 50}{59,423 \times 50} = 0,003171616$$

R_d min yang di kehendaki = 0,001

Syarat HE dapat di gunakan adalah nilai $U_c > U_d$ dan nilai $R_d > R_{dmin}$ berdasarkan perhitungan, pada double pipe Heat Exchanger yang di rancang memenuhi persyaratan

Menghitung Pressure Drop

Annulus Fluida dingin

Rea 61762,595

Dari Fig 29, Kern, 1983:839 di peroleh faktor friksi

$f = 0,0024 \text{ in}^2/\text{ft}^2$

$$f = f + \frac{0,264}{Rea^{0,42}} = 0,00497$$

$$\Delta f_a = \frac{4 \times f' \times G \times L \times Hairpin}{2 \times g \times \rho^2 \times De'}$$

$$= 0,2360$$

$$\begin{aligned} V &= \frac{Ga}{\rho} \\ &= 2367,98 \text{ ft/jam} \\ &= 0,657772623 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Ft &= 3 \frac{v^2}{2g} \quad 3 \frac{v^2}{2g} \\ &= 0,030641582 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta Pa &= \rho \times (\Delta fa + Ft) \\ &= 16,60503005 \text{ lb/ft}^2 \\ &= 0,1153 \text{ psi} \end{aligned}$$

ΔPa atau pressure drop maksimum = 10 psi (Kern, 1983:1109). Karena $\Delta Pa < \Delta Pa$ maksimum (sehingga perancangan HE memenuhi syarat)

Pipe/Tube (Fluida panas)

$$Re_t = 407,457$$

Dari Fig 29, Kern, 1983:839 di peroleh faktor friksi

$$f = 0,00025 \text{ in}^2/\text{ft}^2$$

$$\begin{aligned} f' &= f + \frac{0,264}{Re_a^{0,42}} f + \frac{0,264}{Re_a^{0,42}} \\ &= 0,02140 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta fa &= \frac{4 \times f' \times G \times L \times \text{Hairpin}}{2 \times g \times \rho^2 \times De'} \\ &= 0,1820 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta Pa &= \rho \times \Delta ft) \quad \rho \times \Delta ft) \\ &= 10,42623159 \text{ lb/ft}^2 \\ &= 0,0724 \text{ psi} \end{aligned}$$

ΔPa atau pressure drop maksimum = 10 psi (Kern, 1983:1109). Karena $\Delta Pa < \Delta Pa$ maksimum (sehingga perancangan HE memenuhi syarat)

LAMPIRAN 3

UTILITAS

L3.1 Boiler

Fungsi : Menyediakan kebutuhan steam untuk peralatan proses

Jenis : Fire Tube Boiler

Kondisi operasi

Suhu air masuk: = 30 C = 86 F

Suhu Steam: = 300 C = 572 F

Tekanan = 4.7 atm

Entalpi (H) Vapour = 1213.8 Btu/lb

Entalpi (H) liquid = 2784.6 Btu/lb (Steam table, Appendix F. Smith 2005:446)

L3.1.1 Kebutuhan Steam

Table kebutuhan steam

No	Nama Alat	Kebutuhan
		Kg/jam
1	Pellet Cooker	698.77
2	Heater Distilasi	1839.66
3	Kolom Distilasi NPLF	32725.82
4	Deodorizer	7.57
Total		35256.55

L3.1.2 Kapasitas Boiler

Dengan Faktor keamanan sebesar 10%, maka kapasitas boiler adalah

Kebutuhan Steam = 38799.01 kg/jam

= 85357.823 lb/jam

Menentukan kebutuhan air untuk menghasilkan steam

Dapat di tentukan dnegn menggunakan persamaan

$$m_{\text{air}} = \frac{m_{\text{steam}} \times (h - h_f)}{\lambda}$$

Dimana:

m air = massa air

m steam = 85357.8234 lb/jam

h entalpi steam = 1180.311 Btu/lb (Suhu 150 C)

$$\begin{aligned} \lambda &= \text{Panas laten penguapan air pada suhu } 100 \text{ C} \\ &= 2256.4 \text{ kJ/kg} \\ &= 970.077355 \text{ Btu/lb} \\ hf \text{ (entalpi) air} &= 54.08 \text{ Btu} \\ \rho \text{ air} &= 1023.013 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Sehingga masa air yang dibutuhkan

$$\begin{aligned} m \text{ air} &= 99097.898 \text{ lb/jam} \\ &= 45044.4991 \text{ kg/jam} \\ &= 2502.47217 \text{ kmol/jam} \\ V \text{ air} &= \frac{\text{massa}}{\rho \text{ air}} \\ &= 44.0312089 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

L3.1.4 Make up Boiler

Di asumsikan air untuk blowdown dan jumlah air yang hilang adalah 10%, sehingga make-up boiler adalah

$$\begin{aligned} \text{Make up} &= 4504.44991 \text{ kg/jam} \\ \text{Volume} &= 4.40312089 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

L3.1.5 Bahan Bakar Boiler

Nilai bakar (Net heating value) di pilih dari fig.27.3 Perry 7 th dengan nilai

$$\begin{aligned} H_v &= 136000 \text{ Btu/gallon} \\ &= 37903.3986 \text{ kJ/liter} \end{aligned}$$

Densitas bahan bakar

$$\begin{aligned} \text{Degrees API} &= \frac{141.5}{s} - 131.5 \\ s &= 0.8601824 \\ \text{Densitas} &= 0.8601824 \text{ kg/L} \\ &= 860.18237 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Beban panas boiler

$$Q = Q_s + Q_\lambda$$

Entalpi penguapan air (λ) di nyatakan dengan persamaan (Yaws, 1999)

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

Di mana :

$$\begin{aligned} A &= 52.053 \text{ kJ/kmol} \\ T_c &= 647.1 \text{ K} \\ n &= 0.321 \end{aligned}$$

Kapasitas panas air

$$\begin{aligned} T1 &= \text{Suhu air masuk boiler} \\ &= 303.15 \text{ K} \\ T2 &= \text{Suhu Steam} \\ &= 573.15 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	A	B	C	D	Cp(kj/kmol)
H2O	92.053	-0.04	2.11E-04	5.35E-07	9092.0093

Sehingga

$$Q = 22752506.2 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Kecepatan bahan bakar} = \frac{\text{beban panas boiler}}{\text{efisiensi pembakaran} \times \text{nilai bakar}}$$

$$= 0.7503452 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 18.008285 \text{ m}^3/\text{hari}$$

L3.2 Cooling Tower

Fungsi : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah di gunakan pada alat proses untuk di sirkulasi kembali

Jenis : Mechanical Induced Draft Counterflow Cooling Tower

Kondisi operasi

$$\text{Suhu air masuk (T1)} = 50 \text{ C} = 122 \text{ F}$$

$$\text{Suhu air keluar (T2)} = 30 \text{ C} = 86 \text{ F}$$

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

$$\text{Densitas air} = 1023.13 \text{ kg/m}^3$$

L3.3 Kebutuhan Air

No	Nama Alat	Kebutuhan
		Kg/jam
1	Cooler Top product NPLF	145196.13
2	Condenser NPLF Destilate Column	2449198.72
3	Cooler Top Product Deodorizer	566.56
4	Cooler Bottom Product Deodorizer	566.56
Total		2595527.96

$$\text{Total kebutuhan air} = 2540.6605 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 40352294 \text{ gpm}$$

L3.3.1 Kebutuhan Uap Air dalam Udara

Data lingkungan

Suhu udara	=	30	C	=	86	F
Kelembapan (RH)	=	70%				
Kapasitas panas	=	1.005	kJ/kg.K			
Kapasitas panas uap air	=	1.884	kJ/kg.K			
Entalpi penguapan	=	2502.3	kJ/kg.K			

a. Menentukan kadar uap air dalam udara

Dari Humidity chart untuk suhu 30 C dan relative humidity (RH) 70 maka di peroleh:

$Y_1 = 0,0182$ kg uap air/kg udara kering

b. Menentukan kebutuhan udara

Kebutuhan udara di peroleh dengan cara membuat neraca massa dan neraca panas

Dirancang:

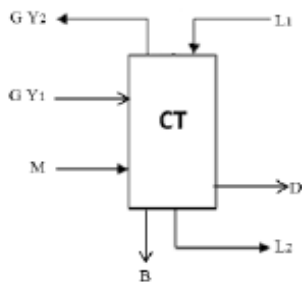
Suhu udara keluar maksimum = 40 C

Kelembapan udara = 90 %

Maka dari grafik humidity chart di peroleh

$Y_2 = 0,045$ kg uap air/kg udara kering

Persamaan neraca massa



Laju alir massa masuk – laju alir massa keluar = akumulasi

$$G_{Y1} + L_1 + M - G_{Y2} - B - L_2 - D = 0$$

$$L_1 = L_2$$

Maka :

$$B = \frac{G(Y_2 - Y_1) - (\text{cycles} - 1)D}{\text{cycles} - 1}$$

Cycles pada umumnya berada diantara 3 – 5, dipilih 5. Maka

$$B = \frac{G(Y_2 - Y_1) - 4D}{4}$$

Substitusi B ke persamaan 1

$$G(Y_2 - Y_1) + M - \frac{G(Y_2 - Y_1) - 4D}{4} - D = 0$$

$$M = 1,25 \times G(Y_2 - Y_1)$$

Dimana :

G = Kecepatan massa udara basis kering (kg/jam)

Y₁ = Rasio massa uap air/massa udara basis kering masuk

Y₂ = Rasio massa uap air/massa udara basis kering keluar

L₁ = Kecepatan massa air masuk menara pendingin

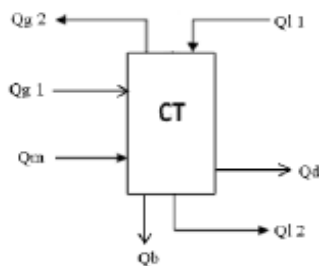
L₂ = Kecepatan massa air keluar menara pendingin

B = Kecepatan mass air blowdown

D = Kecepatan massa air *drift loss*

M = Kecepatan massa air *make-up*

Neraca energi



$$Q_{g1} - Q_{g2} + Q_{L1} - Q_{L2} + Q_M - Q_B - Q_D = 0$$

Dimana :

Q_{L1} = Kecepatan panas air masuk

Q_{g2} = Kecepatan panas udara masuk

Q_{L2} = Kecepatan panas air keluar

Q_{g1} = Kecepatan panas udara keluar

Q_M = Kecepatan panas *make-up*

Q_B = Kecepatan panas *blowdown*

Q_D = Kecepatan panas *drift loss*

Panas yang dibawa udara masuk

$$Q_{g1} = Q \text{ udara kering} + Q \text{ uap air}$$

$$= G(1+Y_1) \times c_p \text{ Udra} (T_{g1}-T_{ref})$$

Dimana :

$$T_{ref} = 25 \quad \text{C}$$

$$T_{g1} = 30 \quad \text{C}$$

$$Y_1 = 0.0182 \quad \text{kg uap air/kg udara kering}$$

$$C_p \text{ udara} = 1.039 \quad \text{kJ/kg udara}$$

Maka:

$$Q_{g1} = 5.291 \quad \text{G} \quad \text{kJ/kg udara kering}$$

Panas yang dibawa keluar

$$Q_{g2} = Q \text{ udara kering} + Q \text{ uap air} + Q \text{ laten uap air}$$

$$= (G+Y_2) \times C_p \text{ udara} (T_{g2} - T_{ref}) + (G \times h_{vap} \times Y_2)$$

Dimana:

$$T_{ref} = 25 \quad \text{C}$$

$$T_{g2} = \text{suhu udara} = 40 \quad \text{C}$$

$$Y_2 = 0.045 \quad \text{kg uap air/kg udara kering}$$

$$C_p \text{ udara} = 1.090 \quad \text{kJ/kg udara}$$

Sehingga:

$$Q_{g2} = 17.0823015 \quad \text{G} + 112.6035 \quad \text{G}$$

$$= 129.686 \quad \text{G}$$

Panas yang dibawa oleh air masuk

$$Q_{L1} = L_1 \times C_{pL} \times (T_{L1} - T_{ref})$$

Dimana:

$$C_{pL} = \text{Kapasitas panas air suhu } 45 \text{ C}$$

$$= 4.181 \quad \text{kJ/kg.K}$$

$$L_1 = \text{Laju alir massa masuk}$$

$$= 2595527.96 \quad \text{kg/jam}$$

$$T_{L1} = 323 \quad \text{K}$$

$$T_{ref} = 298 \quad \text{K}$$

Sehingga:

$$Q_{L1} = 27297560 \quad \text{kJ/jam}$$

Panas yang dibawa oleh air keluar

$$Q_{L2} = L_2 \times C_{pL} \times (T_{L2} - T_{ref})$$

Dimana:

$$C_{pL} = \text{Kapasitas panas air suhu } 45 \text{ C}$$

$$= 4.181 \quad \text{kJ/kg.K}$$

$$\begin{aligned} L2 &= \text{Laju alir massa masuk} \\ &= 2595527.96 \quad \text{kg/jam} \\ T11 &= 303 \quad \text{K} \\ Tref &= 298 \quad \text{K} \end{aligned}$$

Sehingga

$$QL2 = 54259512 \quad \text{kJ/jam}$$

Panas yang dibawa oleh air drift loss

Kehilangan air akibat drift loss di nyatakan 0,2% dari air masuk cooling tower (Perry, R.H. Chemical Engineering Handbook, 7 th : 12-17

Mak:

$$\begin{aligned} D \text{ (drift loss)} &= 5191.0559 \quad \text{kg/jam} \\ Qd &= D \times Cp \text{ air} \times (T2 - Tref) \\ &= 108519.02 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

Panas yang dibawa oleh air blowdown keluar

$$\begin{aligned} QB &= B \times Cp \text{ air} (TL2 - Tref) \\ B &= \frac{G(Y2 - Y1) - 4D}{4} \end{aligned}$$

$$B = 0.0067 \quad \text{G} - 5191.0559$$

Maka:

$$Qb = 0.0335 \quad \text{G} - 108519.02$$

Panas yang dibawa oleh air make up

$$\begin{aligned} M &= 1,25G (Y2 - Y1) \\ &= 0.0335 \quad \text{G} \quad \text{Kgair/kg udara kering} \\ Qm &= M \times Cp \text{ air} \times (T12 - Tref) \\ &= 0.7003 \quad \text{G} \quad \text{kJ/kg udara kering} \end{aligned}$$

Persamaan neraca panas menjadi

$$Q_{e1} - Q_{e2} + Q_{L1} - Q_{L2} + Q_M - Q_B - Q_D = 0$$

$$5.291G + 129.686G + (271297560.1 - 54259512) + 0.7003G - 0.0335G - 108519.0241 = 0$$

$$123.7280 \text{ G} = 216929529$$

$$G = 1753278.1 \quad \text{kg udara kering / jam}$$

Jadi nilai kebutuhan udara untuk Cooling Tower adalah = 1753278.09 kg udara kering / jam

L3.3 Kebutuhan Air Make-Up

Penentuan kebutuhan terhadap air make-up di karenakan adanya kehilangan massa air yaitu:

Air yang hilang akibat penguapan (We)

$$\begin{aligned} We &= G \times (Y2 - Y1) \\ &= 46987.8527 \quad \text{kg/jam} \end{aligned}$$

Air yang hilang akibat drift loss (Wd)

$$\begin{aligned} Wd &= 0.20\% \times 2595527.96 \text{ kg/jam} \\ &= 5191.05592 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Air yang hilang karena blowdown (Wb)

$$Wb = \frac{We - (\text{cycles} - 1)}{\text{cycles} - 1}$$

$$Wb = 11745.9632 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air Make Up} &= We + Wd + Wb \\ &= 63924.872 \end{aligned}$$

L3.3.1 Menentukan Ukuran Menara Pendingin

Penghitungan luas Menara

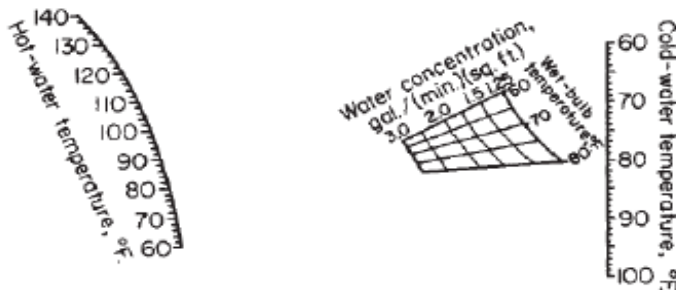
Mencari temperature bola basah (Twb) dari psycometric chart (Fig. 12-1, Perry). Dari grafik dengan temperature bola kering 30 C (86 F) dan relative humidity 75%, maka di peroleh temperature bola basah

$$Twb = 78 \text{ F}$$

Approach temperature adalah selisih antara temperatur keluar dengan temperature bola basah

$$\begin{aligned} &= 86 - 78 \\ &= 8 \text{ F} \end{aligned}$$

Dari fig. 12-14 Perry pada temperature air panas (T1) = 122 F, Temperature dingin (T2) = 86 F dan temperature bola basah 78 F, maka di peroleh water concentration sebesar 1,5 gal/min.ft²



$$\begin{aligned} \text{Luas menara} &= \frac{\text{Laju alir}}{\text{Water concentration}} \\ &= \frac{40291783}{1.5} \\ &= 26861189 \text{ ft}^2 \\ &= 2495486.1 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Dari Perry halaman 12-15, untuk tinggi menara standar dengan approach temperature 8 F adalah antara 4,5 - 6,1 sehingga di pilig tinggi menara:

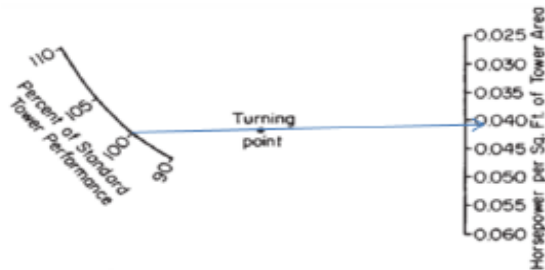
$$\text{Tinggi Menara} = 5 \text{ meter}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Volume Cooling tower} &= 2495486.1 \times 5 \\ &= 12477431 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Daya penggerak fan

Daya penggerak fan=0,041 HP/ft³ (Perry.R.H. Chemical Engineering 7th:12-17 Pada 100% performance



Sehingga

$$\begin{aligned} \text{Power} &= 12477430.6 \times 0.041 \\ &= 1023.14931 \text{ Hp} \\ &= 1025 \text{ Hp} \end{aligned}$$

L3.3 Penyedia Air Domestik

Air sanitasi

Kebutuhan air per orang (WHO)	=	100-200 L/hari
Di ambil	=	100 L/hari
Jumlah karyawan	=	114 orang
Total kebutuhan air	=	11400 L/hari

Air laboratorium

Kebutuhan air laboratorium	=	95-200
Di ambil	=	100 L/hari
Jumlah staff lab. RnD dan QC	=	8 orang
Total kebutuhan air lab	=	800 L/hari

Kebutuhan Hydrant	=	15 L/hari
Total kebutuhan air domestik	=	12215 L/hari
	=	12.215 m ³ /hari
	=	0.50895833 m ³ /jam

Faktor keamanan 10% sehingga total kebutuhan air domesti adalah

Density (ρ)	=	1023.013 kg/m ³
Total kebutuhan air	=	520.6709915 kg/jam

Kebutuhan air

No	Nama Alat	Start Up	Kontinyu
		Kg/jam	Kg/jam
1	Air umpan boiler	45044.499	
2	Make-up boiler		4504.44991
3	Air pendingin (30 C)	2595528.0	
4	Make up CT		63924.87178

5	Air domestik	520.67099	520.6709915
Total		2641093.1	68949.99268

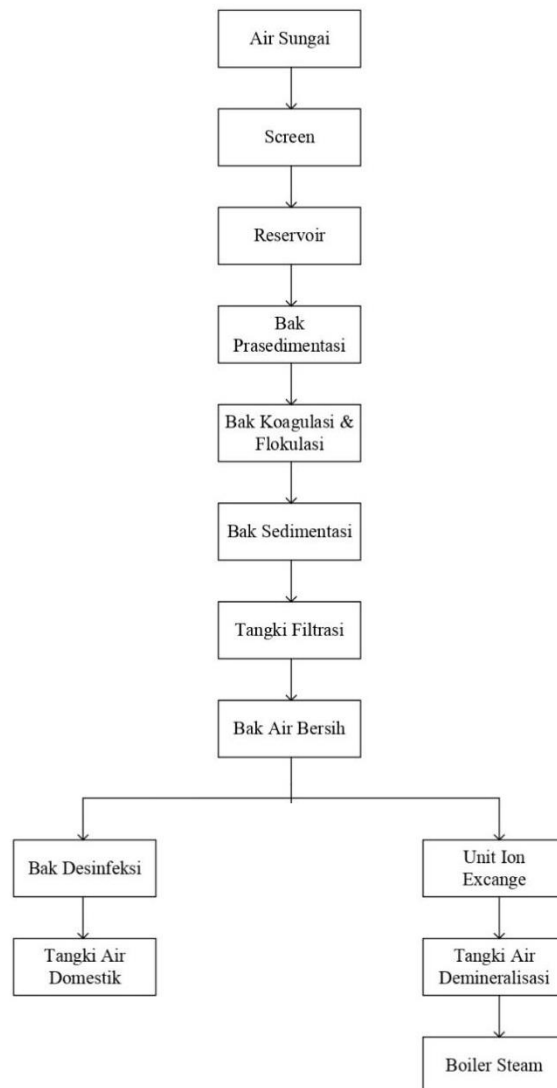
Volume air bersih yang di gunakan adalah
 Density (ρ) = 1023.013

Jumlah air yang harus di sediakan pada saat operasi kontinyu adalah
 Jumlah air = 67.398941 m³/jam

Dengan faktor keamanan sebesar 20% sehingga volume air yang di butuhkan
 Volume = 80.878729 m³/jam
 = 82739.991 Kg/jam

L3.4 Utilitas Pengolaan Air

L3.4.1 Utilitas Pengolaan Air



L3.4.2 Spesifikasi Unit Pengolahan Air

1. Screen Filter

Fungsi : Menyaring kotoran yang berukuran besar seperti sampah, ranting pohon, plastik, dan lainnya yang terbawa dalam aliran Sungai

Spesifikasi:

Ukuran Screen	=	2 m x 2 m = 4 m ²
Diameter lubang saringan	=	1 cm x 1 cm
Bahan konstruksi	=	Besi

2. Bak reservoir

Fungsi : Menampung air sungai yang keluar dari penyaringan

Spesifikasi

Bentuk	=	Bak Penampang Segi Empat
Jumlah	=	1 unit
Waktu tinggal	=	8 jam

Volume air yang harus di tampung adalah

$$\begin{aligned} V &= 82739.99122 \text{ m}^3/\text{jam} \times 8 \text{ jam} \\ &= 661919.9298 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dengan safety faktor sebesar 20% maka:

Volume tampung	=	794303.92 m ³
Di rancang kedalaman bak	=	10 m
Rasio panjang/lebar	=	2 : 01

Sehingga

$$\begin{aligned} V &= P \times L \times T \\ 794303.9157 &= 2 L \times L \times 10 \\ 794303.9157 &= 20 L^2 \\ L &= 199.2867175 \text{ m} \\ P &= 2 \times L \\ &= 398.5734351 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Bak Prasedimentasi

Fungsi : Menggumpalkan partikel partikel pengotor yang terdapat dalam air Sungai

Spesifikasi:

Bentuk	=	Empat persegi panjang
Jumlah	=	1 unit
Waktu tinggal	=	2 Jam

Volume air yang harus di tampung adalah

$$\begin{aligned} V &= 82739.99122 \text{ m}^3/\text{jam} \times 2 \text{ jam} \\ &= 165479.9824 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dengan safety faktor sebesar 20% maka:

Volume tampung	=	198575.98 m ³
Di rancang kedalaman bak	=	5 m
Rasio panjang/lebar	=	2:01

Sehingga:

$$\begin{aligned} V &= P \times L \times T \\ 198575.9789 &= 2 L \times L \times 5 \\ 198575.9789 &= 10 L^2 \\ L &= 140.9169894 \text{ m} \\ P &= 2 \times L \\ &= 281.8339787 \text{ m} \end{aligned}$$

4. Bak Koagulasi dan Flokulasi

Fungsi : Mengikat partikel padat yang terdapat dalam air sungai dengan penambahan koagulan

Spesifikasi:

$$\begin{aligned} \text{Bentuk} &= \text{Empat persegi Panjang} \\ \text{Jumlah} &= 1 \text{ Unit} \\ \text{Waktu tinggal} &= 1 \text{ Jam} \end{aligned}$$

Volume air yang harus di tampung adalah

$$\begin{aligned} V &= 82739.99122 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 82739.99122 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dengan safety faktor sebesar 20% maka:

$$\begin{aligned} \text{Volume tampung} &= 99287.989 \text{ m}^3 \\ \text{Di rancang kedalaman bak} &= 2 \text{ m} \\ \text{Rasio panjang/lebar} &= 2 : 01 \end{aligned}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} V &= P \times L \times T \\ 99287.989 &= 2 L \times L \times 2 \\ 99287.989 &= 4 L^2 \\ L &= 157.5499837 \text{ m} \\ P &= 2 \times L \\ &= 315.0999674 \text{ m} \end{aligned}$$

5. Bak Sedimentasi

Fungsi : Mengendapkan kotoran kotoran yang lebih halus partikelnya yang tidak terendapkan pada bak sebelumnya

Spesifikasi:

$$\begin{aligned} \text{Bentuk} &= \text{Empat persegi panjang} \\ \text{Jumlah} &= 1 \text{ unit} \\ \text{Waktu tinggal} &= 2-6 \text{ Jam} \\ &4 \text{ jam} \end{aligned}$$

Volume air yang harus di tampung adalah

$$\begin{aligned} V &= 80.87872903 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 323.5149161 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dengan safety faktor sebesar 20% maka:

$$\begin{aligned} \text{Volume tampung} &= 397151.9579 \text{ m}^3 \\ \text{Di rancang kedalaman bak} &= 3 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Rasio panjang/lebar} = 2 : 01$$

Sehingga

$$\begin{aligned} V &= P \times L \times T \\ 397151.9579 &= 2 L \times L \times 2 \\ 397151.9579 &= 6 L^2 \\ L &= 257.278046 \text{ m} \\ P &= 2 \times L \\ &= 514.5560921 \text{ m} \end{aligned}$$

6. Tangki Filtrasi

Fungsi : Menyaring partikel partikel halus yang masih tersisa dalam air yang berasal dari bak pengendap

Spesifikasi:

$$\begin{aligned} \text{Bentuk} &= \text{Empat persegi panjang} \\ \text{Bahan} &= \text{Carbon Steel SA 53 A} \\ \text{Jumlah} &= 1 \\ \text{Media penyaring} &= \text{Pasir dan kerikil} \end{aligned}$$

Volume air yang harus di saring adalah

$$\begin{aligned} V &= 82739.991 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 364055.96 \text{ gpm} \\ \text{Kecepatan filtrasi} &= 15 - 30 \text{ gpm/ft}^2 \\ \text{Di ambil} & \\ \text{kecepatan} &= 15 \text{ gpm/ft}^2 \end{aligned}$$

Luas penampang filtrasi

$$\begin{aligned} A &= \frac{\text{laju volumetrik air}}{\text{kecepatan penyaringan}} \\ A &= \frac{364055.96}{15} \\ &= 24270.397 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Diameter permukaan tangka

$$\begin{aligned} D &= \left(4 \frac{A}{\pi}\right)^{0,5} \\ D &= 175.83431 \text{ ft} \end{aligned}$$

Komposisi media penyering

$$\begin{aligned} \text{Pasir} &= 20-35 \text{ mesh, 6-10 mesh} \\ \text{Kerikil} &= 1/4 - 1/8 \text{ mesh} \\ \text{Tinggi tumpukan media pasir} &= 12-20 \text{ inch} \\ \text{Di pilih} &= 15 \text{ inch} \\ \text{Tinggi tumpukan kerikil} &= 20-40 \text{ inch} \\ \text{Di pilih} &= 30 \text{ inch} \\ \text{Tinggi total Filter} &= 45 \text{ inch} \\ &= 1.143 \text{ inch} \end{aligned}$$

Di ambil faktor keamanan sebesar 50% sehingga tinggi bak filtrasi

Tinggi bak
filtrasi = 1.7145 m

7. Bak Penampung Air Bersih

Fungsi : Mengendapkan kotoran yang lebih halus partikelnya yang tidak terendapkan pada bak sebelumnya

Spesifikasi:

Bentuk = Empat persegi panjang
Jumlah = 1 unit
Waktu tinggal = 1 Jam

Volume air yang harus di tampung adalah

$$V = 82739.99122 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ = 82739.99122 \text{ m}^3$$

Dengan safety faktor sebesar 20% maka:

Volume tampung = 99287.989 m³
Di rancang kedalaman bak = 2 m
Rasio panjang/lebar = 2 : 01

Sehingga

$$V = P \times L \times T \\ 99287.98947 = 2 L \times L \times 2 \\ 99287.98947 = 4 L^2 \\ L = 157.5499837 \text{ m} \\ P = 2 \times L \\ = 315.0999674 \text{ m}$$

8. Ion Exchanger

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air

Media = Resin sintetis
Bentuk = Tangki Silinder tegak
Jumlah = 1 unit Unit
Bahan = Carbon Steel SA 53 A
Jenis resin = Mixed cation and strong base anion

Laju volumetric air yang akan didemineralisasi

$$Q = 82739.99122 \text{ m}^3/\text{jam} \\ = 84644086.64 \text{ kg/jam}$$

Kecepatan alir untuk mixed cation base on anion makssinal 40 m/jam (Table 16.9, Perry 7 th)

Di ambil kecepatan = 10 m/jam
Tinggi bed minimum = 1.2 m
Di ambil = 1.5 m

Maka luas penampang

$$A = \frac{Q}{v}$$

$$A = 8.087872903 \text{ m}^2$$

Volume untuk resin satu bed

$$V_{\text{resin}} = A \times \text{Tinggi bet}$$
$$= 12.121809 \text{ m}^3$$

Waktu tinggal air dalam tangki resin adalah 15 menit = 0.25 jam

Maka volume tangki = Vol resin + (Q x Waktu tinggal)

$$= 32.35149161 \text{ m}^3$$

$$\text{Diameter tangki} = \left(4 \times \frac{A}{\pi}\right)^{0,5}$$
$$\text{Diameter tangka} = 3,2098 \text{ m}$$
$$\text{Tinggi tangki seluruhnya} = \frac{\text{volume tangki}}{\text{luas penampang}}$$
$$\text{Tinggi tangka seluruhnya} = 4\text{m}$$

9. Tangki Umpan Boiler

Fungsi : Menampung air umpan boiler sebagai air pembuat steam

Jenis : Tangki Silinder horizontal

Spesifikasi

Kecepatan

$$\text{Massa} = 68949.993 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas} = 1023.013 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Waktu tinggal} = 8 \text{ jam}$$

Menentukan volume air

Laju alir

$$\text{volumetrik} = 67.398941 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume air} = 67.398941 \text{ m}^3/\text{jam} \times 8 \text{ jam}$$

$$= 539.19153 \text{ m}^3$$

Volume bak di rancang dengan faktor keamanan 20%

$$\text{Volume Bak} = 647.02983 \text{ m}^3$$

Menentukan ukuran tangki

Rasio panjang diameter range 3-5

Di rancang dengan rasio L:D = 3:1

$$L = 3D$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times \text{Volume tangki}}{\pi \times \left(\frac{L}{D}\right)}}$$

$$D = 6.50096455 \text{ m}$$

Sehingga

$$L = 3 \times 6.50096455$$

$$= 19.50289365 \text{ m}$$

10. Bak Penampung air pendingin

Fungsi : Menampung air pendingin yang keluar dari Cooling tower

Spesifik

Bentuk = Empat persegi panjang
Jumlah = 1 unit
Waktu tinggal = 8 Jam
Volume air yang harus ditampung adalah
 $V = 62.49 \text{ m}^3/\text{jam} \times 8 \text{ jam}$
 $= 499.8948931 \text{ m}^3$

Dengan safety faktor sebesar 20% maka:

Volume tampung = 599.87387 m^3
Di rancang kedalaman bak = 2 m
Rasio panjang/lebar = 2:01

Sehingga

$V = P \times L \times T$
 $599.8738717 = 2 L \times L \times 2$
 $599.8738717 = 4 L^2$
 $L = 12.2461614 \text{ m}$
 $P = 2 \times L$
 $= 24.4923227 \text{ m}$

11. Bak Penampung air pendingin

Fungsi : Menampung air domestik yang akan di gunakan

Spesifikasi

Bentuk = Empat persegi panjang
Jumlah = 1 unit
Waktu tinggal = 8 Jam

Volume air yang harus ditampung

$V = 0.50 \text{ m}^3/\text{jam} \times 8 \text{ jam}$
 $= 4.07167 \text{ m}^3$

Dengan safety faktor sebesar 20% maka:

Volume tampung = 4.886 m^3
Di rancang kedalaman bak = 3 m
Rasio panjang/lebar = 2:01

Sehingga

$V = P \times L \times T$
 $4.886 = 2 L \times L \times 2$
 $4.886 = 6 L^2$
 $L = 0.902404196 \text{ m}$
 $P = 2 \times L$
 $= 1.804808392 \text{ m}$

12. Tangki Kondensat

Fungsi : Menampung air kondensat steam dari pemanas

Jenis : Tangki Silinder Horizontal

Spesifikasi

Laju alir massa steam	=	35271.83	kg/jam
Densitas steam	=	903.14	kg/m ³
Waktu tinggal	=	8	jam
Menentukan volume air			
Volume	=	$\frac{35271.83}{903.14}$	
	=	39.05466244	m ³ /jam
Volume air dalam tangki	=	312.4372995	m ³

Volume tangi dengan safety faktor 20%

$$\text{Volume tangki} = 374.9247595$$

Menentukan ukuran tangki

Rasio Panjang diameter range 3-5

Dirancang dengan rasio L:D = 3:1

$$L = 3D$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times \text{Volume tangki}}{\pi \times \left(\frac{L}{D}\right)}}$$

$$D = 2.4708333 \text{ m}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} L &= 3 \times 2.4708333 \\ &= 7.4124999 \text{ m} \end{aligned}$$

13. Generator

Fungsi : Membangkitkan listrik sebagai cadangan untuk keperluan proses utilitas dan umum

Asumsi daya yang dibangkitkan = 2982.799486 kWatt

Maka daya yang harus disediakan

$$\begin{aligned} &= 2982.79949 \text{ kWatt} \times 3600 \text{ detik/jam} \\ &= 10738078.2 \text{ kJ/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \\ &\quad \times 330 \text{ hari/tahun} \\ &= 8.5046E+10 \text{ kJ/tahun} \end{aligned}$$

Kebutuhan bahan bakar

Bahan bakar yang dipakai adalah jenis solar dengan

API	=	33
Nilai bakar (Net Heating Value)	=	37905.55 kJ/L
Efisiensi pembakaran	=	80 %
Densitas bahan bakar	=	860.1824 kg/m ³

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan bahan bakar} &= \frac{\text{Daya yang harus disediakan}}{\eta} \times N \cdot \text{Heating value} \\ &= 2804523 \text{ L/tahun} \\ &= 354.1063957 \text{ L/jam} \\ &= 8498.553497 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

L3.4 Pompa Utilitas

Pompa Utilitas

Fungsi : Memompa air dari bak coolingtower ke seluruh alat proses

Menentukan tipe pompa

Komponen	Massa masuk	Viskositas	Densitas	Vapor Pressure
	Kg/jam	Cp	kg/m ³	mmHg
H ₂ O	68949.99	0.818	1023.013	4.2715

Maka pompa yang di gunakan adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut

- Viskositas cairan rendah <50 Cp
- Konstruksi sederhana
- Tidak memerlukan area yang luas
- Biaya perawatan yang murah
- Banyak tersedia di pasaran

Menentukan tenaga pompa

Menghitung laju alir fluida

Laju alir Massa	= 68949.99	Kg/jam	= 151690.0	lb/jam
Densitas Campuran	= 1023.013	Kg/m ³	= 65.75	lb/ft ³
Debit Pemompaan	= 0.641	ft ³ /s		
Safety Factor	= 10%			
Debit Pemompaan Desain	= 0.705	ft ³ /s		
Viskositas Fluida	= 0.818	Cp	= 0.00055	lbm/ft.s
Tekanan Uap Campuran	= 4.272	mmHg	= 0.00562	atm
Ketinggian Reaktor	= 4.975	m		

Menentukan titik pemompaan

Titik 1

Tekanan (P1)	= 1	atm	+ (ρ x g x h)
	= 1	atm	+ 0.4922755 atm
	= 1.4923	atm	
V1	= 0		
Elevasi (Z)	= 5	m	
Titik 2			
Tekanan (P2)	= 1	atm	
V1	= 0		
Elevasi (Z)	= 15	m	

Menghitung diameter optimal

$$\text{Diameter optimal} = 3,9 \times qf^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 5.742$$

Dari Tabel 11, Hal 844 Buku D. Q Kernd Di tetapkan ukuran pipa standard sebagai berikut

D nominal	15	In
OD	15.625	In
ID	15,065	In

Inside Sectional 1255.4167 ft
 Area 0.2007 ft²
 Schedule Number 40

Menghitung kecepatan linier fluida

$$V = \frac{qf}{A}$$

$$= \frac{0.705 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.201 \text{ ft}^2}$$

$$= 1.071 \text{ m/s}$$

Menghitung bilangan Reynold (Nre)

$$Nre = \frac{\rho \times ID \times v}{\mu}$$

Nre = 51238422.03

Menentukan Head Pump

Dengan menggunakan persamaan bernouli:

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + hf + hman = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

Bahan kontruksi

Bahan : baja komersil

Tabel 6.1. Frank M, White, 1997 : 349 fluid mechanics 4th

Kekasaran pipa (€) = 0.00015 ft

Kekasaran relative

$$\frac{\epsilon}{ID} = \frac{0.00015}{1255.4167}$$

$$= 0.0000$$

Head karena friksi

Dari fig 6.13. Frank M White, 1997 : 349 fluids mechanics 4th

Dimana:

ε/ID = 0.0000
 Re = 51238422.03
 f = 0.022 (dari Grafik)

Menghitung panjang ekivalen

Rencana pemipaan

Panjang pipa lurus (L)= 150 m

Pandang pipa ekivalen (Le)

ID = 15065 in

Direncanakan

Jenis	Jumlah	Le (ft)	∑Le	Le (m)
Elbow Standard	10	185	1850	563.880

Globe valve	1	190	190	57.912
Gate Valve (half open)	3	430	1290	393.192
Total				1014.984

Head of friction

$$hf = \frac{f \times v^2 \times (L + \sum Le)}{2 \times g \times D}$$

$$hf = 114.00 \text{ m}$$

Berat jenis

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho \times g \\ \gamma &= 993.00 \times 9.8 \\ &= 9731.40 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

Head pump

$$\begin{aligned} \text{Head beda tekanan} &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= -0.000051 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Head potensial} &= Z_2 - Z_1 \\ &= 10.00 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Head kinetic} &= \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \times g} \\ &= 0.05849 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka head pump} &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + (Z_2 - Z_1) + \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \times g} + hf \\ \text{H pump} &= 124.05 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa lurus segmen 1} & \\ \text{suction} &= 150 \text{ m} \\ \text{Le (1 Buah globe)} &= 190.000 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} hf &= \frac{f \times v^2 \times (L + \sum Le)}{2 \times g \times D} \\ hf &= 9.28 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang tersedia (NPSHa)

$$\begin{aligned} \text{NPSHa} &= \frac{P_{in} - P_{uap}}{\gamma} - hf \\ &= 9.28 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH yang di perlukan (NPSHr)

Nilai dari NPSHr di peroleh dari pabrik pompa yang bersangkutan, namun untuk penaksiran secara kasar di hitung dari konstanta kavitasi dengan rumus

$$\text{NPSH} = \frac{n}{s} \times 4/3 + Ql^{2/3}$$

$$S = 1200.00$$

$$N_s = \frac{n \times \sqrt{Ql}}{hman^{0,955}}$$

Kecepatan putar motor

Data yang di peroleh dari Table 14.2 Ludwig, E.E, 3 th, Vol 3, halaman 624

$$\begin{aligned} H \text{ pump} &= 124.05 \text{ m} \\ F \text{ (Cycle)} &= 60.00 \text{ Hz} \\ \text{Pole} &= 6.00 \\ \text{Faktor Slip} &= 0.05 \\ \text{RPM} &= \frac{120 \times F}{\text{Pole}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} n \text{ (putaran motor)} &= 1200 \text{ rpm} \\ &= \text{RPM} \times (1 - \text{faktor slip}) \\ &= 1140.00 \text{ rpm} \end{aligned}$$

Maka:

$$\text{NPSHr} = 6.22$$

Menentukan daya gerak pompa

Daya pompa dihitung dengan rumus

$$W = \frac{Ql \times \gamma \times hpump}{\eta}$$

Dimana:

$$\begin{aligned} Ql &= \text{Kapasitas Pompa} \\ &= 67.398941 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0.018721928 \text{ m}^3/\text{detik} \\ \gamma &= 9731.40 \text{ N/m}^2 \\ h \text{ pump} &= 13.00 \text{ m} \end{aligned}$$

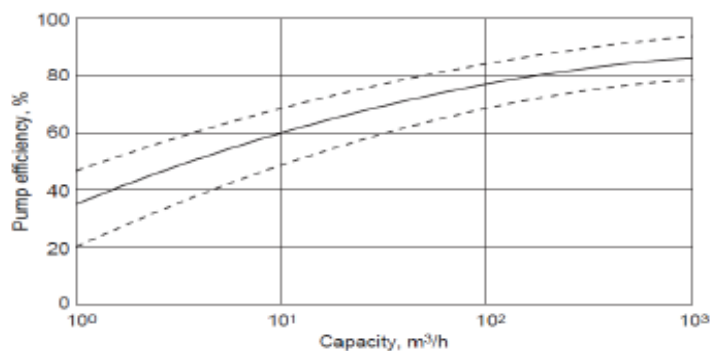
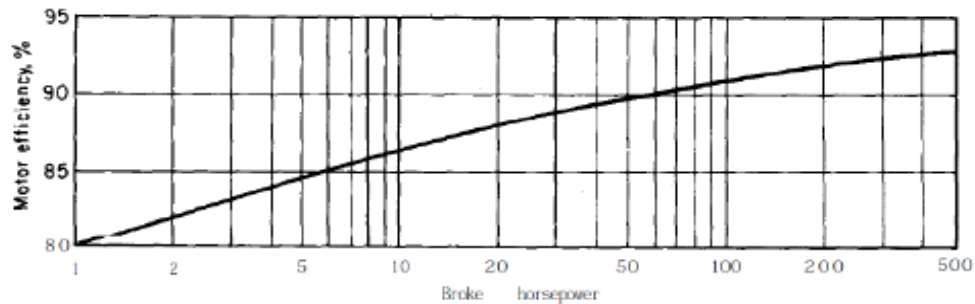


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

$$\begin{aligned} \eta \text{ (Efisiensi)} &= 37\% \\ W &= 6401.290 \text{ Watt} \\ &= 8.584271705 \text{ HP} \end{aligned}$$

Daya Motor

$$\begin{aligned} \text{Brake Horse Power} &= \text{Daya pompa} / \text{Efisiensi} \\ &= 23.20073 \text{ HP} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \text{Maka di peroleh efisiensi} &= 75\% \\ \text{Daya Motor yang di perlukan} &= 17.40 \text{ HP} \end{aligned}$$

Dengan perhitungan dan cara yang sama, di ketahui data pompa lainnya sebagai berikut:

Fungsi	Kode Alat	Jumlah	Daya (HP)
Memompa air dari badan sungai ke reservoir	PU-01	1	18
Memompa air dari reservoir ke bak prasedimentaso	PU-02	1	18
Memompa air dari bak prasedimentasi ke bak koagulasi	P-03	1	18
Memompa air dari bak koagulasi ke bak sedimentasi	P-04	1	18
Memompa air dari bak sedimentasi ke filtrasi	P-05	1	18
Memompa air dari filtrasi ke bak air berssih	P-06	1	18
Memompa air dari bak air bersih ke ion exchanger	P-07	1	18
Memompa air dari bak air pendingin ke Cooling tower	P-08	1	18
Memompa air dari tangki umpan boiler ke boiler	P-09	1	18

Institut Teknologi Indonesia

Memompa air dari Cooling tower ke seleuruh unit	P-10	1	20
Memompa air dari tangki air bersih ke bak air domestik	P-11	1	18

LAMPIRAN 4

ANALISIS EKONOMI

L5.1. Ketetapan yg diambil

Pada perancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan-perkiraan mengenai jumlah investasi modal yang meliputi analisa:

1. Struktur kepemilikan modal
2. Besarnya keuntungan yang didapat
3. Lama investasi modal kembali
4. Break Event Point (BEP)

Pada pra rancangan pabrik ini perkiraan mengenai perhitungan ekonomi dapat dilakukan dengan berbagai metode diantaranya berdasarkan penentuan kapasitas dari alat. Perkiraan harga peralatan dapat diambil berdasarkan indeks harga proses industri dengan harga standar alat pada website www.matche.com sesuai dengan kapasitas yang diinginkan.

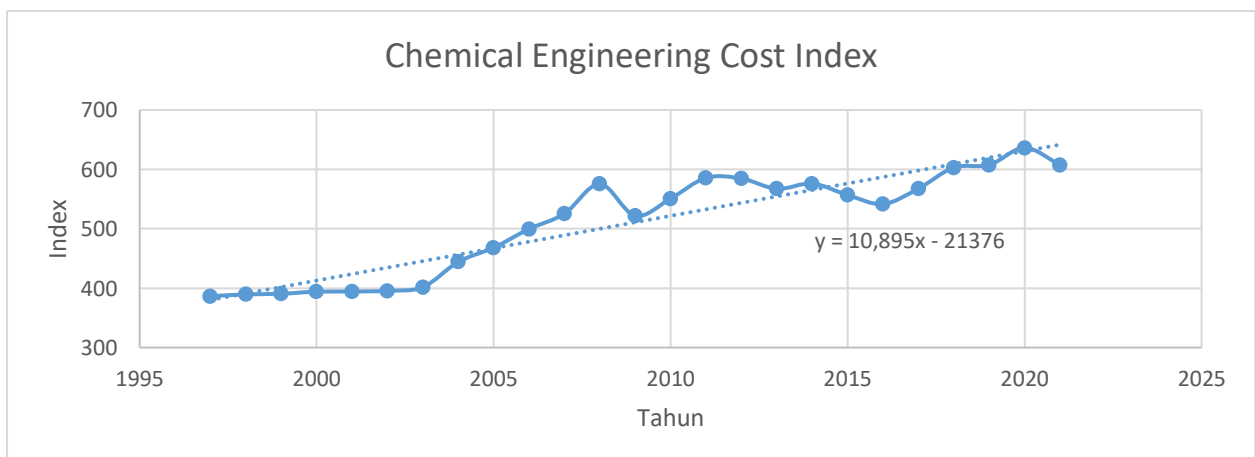
Dalam analisis ekonomi pra rancangan pabrik digunakan beberapa asumsi, yaitu :

- Pembangunan fisik pabrik dilakukan pada tahun 2023 dengan masa konstruksi dan instalasi selama 1 tahun sehingga pabrik mulai beroperasi pada tahun 2024.
- Jumlah hari kerja pabrik adalah 330 hari dalam setahun.
- Shutdown dilakukan selama 30 hari setiap tahun untuk perawatan dan perbaikan alat pabrik secara keseluruhan.
- Umur teknis pabrik 10 tahun.
- Salvage value sebesar 10% dari DFCI tanpa tanah dan bangunan.
- Asumsi nilai kurs uang dolar terhadap rupiah pada tahun 2023 adalah 1 US\$ = Rp 15.045,-
- Pada tahun 2021 kondisi pasar stabil dengan tingkat suku bunga bank adalah 10%.
- Terjadi kenaikan harga bahan baku dan produk sebesar 10% tiap tahun.
- Kenaikan gaji karyawan sebesar 10%.
- Modal kerja diperhitungkan selama 3 bulan.

L5.2. Index harga

Metode perkiraan harga peralatan yang digunakan dalam perancangan pabrik ini menggunakan indeks harga dari Chemical Engineering Plant Cost Index seperti ditunjukkan pada Tabel berikut:

Tahun	Index
1997	386.5
1998	389.5
1999	390.6
2000	394.1
2001	394.3
2002	395.6
2003	401.7
2004	444.2
2005	468.2
2006	499.6
2007	525.4
2008	575.4
2009	521.90
2010	550.8
2011	585.7
2012	584.6
2013	567.3
2014	576.1
2015	556.8
2016	541.7
2017	567.5
2018	603.1
2019	608
2020	636.32
2021	608



Dari regresi linear diperoleh persamaan garis $y = 10,895x - 21376$. Sehingga dapat dihitung nilai indeks harga untuk tahun berikutnya hingga tahun 2023 dengan menggunakan persamaan diatas diperoleh cost index sebesar 675,095. Untuk menghitung harga alat pada kapasitas yang sesuai dengan tahun pendirian pabrik, maka peralatan dihitung dengan rumus sebagai berikut:

$$H_2 = H_1 \times \left[\frac{I_2}{I_1} \right] \times \left[\frac{K_2}{K_1} \right]^{\text{exp}}$$

$$\text{Harga Total} = H_2 \times n$$

Dimana:

- H2 = Harga alat yang di cari
- H1 = Harga refrensi (www.matche.com)
- I1 = Index harga refresnsi
- I2 = Index harga terhitung
- K1 = Kapasitas dari referensi
- K2 = Kapasitas alat yang di butuhkan
- n = Jumlah alat

Harga peralatan utama dan penunjang diambil dari www.matche.com, harga yang di peroleh sesuai dengan kapasitas yang di perlukan sehingga nilai eksponen sama dengan 1. harga tersebut merupakan harga pada tahun 2014.

Index harga tahun 2022 – 2024

Tahun	Index
2022	653.69
2023	664.585
2024	675.48

L5.3. Daftar Harga peralatan

Daftar Harga Peralatan pada tahun 2014

Daftar harga alat utama

Kode	Nama Alat	Harga tahun 2014 (US Dolar)	Harga tahun 2024 (US Dolar)
	Screening Sieve	20300.00	23801.85

	Belt Conveyor	14000.00	16415.07
	Pellet Cooker	9000.00	10552.54
	Belt Cooler	90300.00	105877.18
	Rotocell Extractor	75000.00	87937.86
	Batchwise Extractor	22600.00	26498.61
	Decanter	16000.00	18760.08
	NPLF Heater	4400.00	5159.02
	NPLF Distilation	35000.00	41037.67
	N-Hexane Condenser	21400.00	25091.60
	NPLF Reboiler	23000.00	26967.61
	Deodorizer	26000.00	30485.12
	Hexane Storage Tank	36800.00	43148.18
	Methanol Storage Tank	24500.00	28726.37
	Intermidiete NPLF Tank	33700.00	39513.41
	NPLF Storage Tank	13400.00	15711.56
	RBO Storage Tank	25000.00	29312.62
	Cooler	6000.00	7035.03
	N-Hexane Pump	20600.00	24153.60
	Methanol Pump	13200.00	15477.06
	Decanter Pump	6000.00	7035.03
	CRBO Pump	3200.00	3752.02
	RBO Pump	3200.00	3752.02
	Hexane Recycle Pump	18000.00	21105.09
Total			\$ 657,306.18

Kode	Nama Alat	Harga tahun 2014 (US Dolar)	Harga tahun 2024 (US Dolar)
S-01	Screening Sieve	20300.00	23801.85
E-01	Pellet Cooker	9000.00	10552.54
E-02	Belt Cooler	90300.00	105877.18
H-01	Rotocell Extractor	75000.00	87937.86
H-02	Batchwise Extractor	22600.00	26498.61
H--03	Decanter	16000.00	18760.08
E-03	NPLF Heater	4400.00	5159.02
D-01	NPLF Distilation	35000.00	41037.67
E-04	N-Hexane Condenser	21400.00	25091.60
E-05	NPLF Reboiler	23000.00	26967.61
D-02	Deodorizer	26000.00	30485.12
TK-02	Hexane Storage Tank	36800.00	43148.18

	Methanol Storage Tank	24500.00	28726.37
	Intermidiete NPLF Tank	33700.00	39513.41
	NPLF Storage Tank	13400.00	15711.56
	RBO Storage Tank	25000.00	29312.62
	Cooler	6000.00	7035.03
	N-Hexane Pump	20600.00	24153.60
	Methanol Pump	13200.00	15477.06
	Decanter Pump	6000.00	7035.03
	CRBO Pump	3200.00	3752.02
	RBO Pump	3200.00	3752.02
	Hexane Recycle Pump	18000.00	21105.09
Total			Rp 640,891

Jumlah	Nama Alat	Harga tahun 2024 (US Dolar)	Harga Total
2	Screening Sieve	20300.00	40600.00
6	Belt Conveyor	14000.00	84000.00
2	Pellet Cooker	9000.00	18000.00
2	Belt Cooler	90300.00	180600.00
2	Rotocell Extractor	75000.00	150000.00
2	Batchwise Extractor	22600.00	45200.00
2	Decanter	16000.00	32000.00
2	NPLF Heater	4400.00	8800.00
2	NPLF Distillation	50000.00	100000.00
2	N-Hexane Condenser	21400.00	42800.00
2	NPLF Reboiler	23000.00	46000.00
2	Deodorizer	40000.00	80000.00
1	Hexane Storage Tank	36800.00	36800.00
1	Methanol Storage Tank	24500.00	24500.00
1	Intermidiete NPLF Tank	33700.00	33700.00
1	NPLF Storage Tank	13400.00	13400.00
1	RBO Storage Tank	25000.00	25000.00
3	Cooler	6000.00	18000.00
2	N-Hexane Pump	20600.00	41200.00
2	Methanol Pump	13200.00	26400.00
2	Decanter Pump	6000.00	12000.00
2	CRBO Pump	3200.00	6400.00
2	RBO Pump	3200.00	6400.00
2	Hexane Recycle Pump	18000.00	36000.00
Total			\$ 1,107,800.00

Institut Teknologi Indonesia

Biaya peralatan utama	= \$ 1,107,800.00
Biaya pengangkutan dan asuransi (10%)	= \$ 110,780.00
Biaya administrasi Pelabuhan (5%)	= \$ 55,390.00
Sub Total	= \$ 1,273,970.00
BEA Masuk (10%)	= \$ 127,397.00
Total Harga Alat Utama	= \$ 1,401,367.00

Biaya peralatan penunjang

Menurut Coulson & Richardson, 2005, p. 252, untuk harga Peralatan Utilitas dengan tipe proses fluids-solids diperkirakan sekitar 45 % dari harga peralatan

Total harga alat penunjang	= \$ 630,615.15
Total alat utama + total alat penunjang	= \$ 2,031,982.15
	Rp 30,571,171,446.75

L5.4. Daftar Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jenjang	Gaji/bulan	Jumlah	Total
1	Komisaris	-	Rp 20,000,000.00	2	Rp 40,000,000.00
	Direktur	S2	Rp 25,000,000.00	1	Rp 25,000,000.00
3	Manager	S1	Rp 12,000,000.00	3	Rp 36,000,000.00
4	Kepala bagian	S1	Rp 8,000,000.00	7	Rp 56,000,000.00
5	Kepala seksi	S1	Rp 6,000,000.00	12	Rp 72,000,000.00
Karyawan Shift					
6	Operator Proses	D3	Rp 4,000,000.00	16	Rp 64,000,000.00
7	QC & RnD	D3-S1	Rp 4,640,000.00	8	Rp 37,120,000.00
8	Operator Utilitas	D3	Rp 4,000,000.00	8	Rp 32,000,000.00
9	Keamanan	SMA/K	Rp 2,900,000.00	15	Rp 43,500,000.00
Karyawan Non Shift					
10	Process Engineer	S1	Rp5,500,000.00	3	Rp 16,500,000.00
11	Mechanical Engineer	S1	Rp 4,640,000.00	4	Rp 18,560,000.00
12	Elektrical Engineer	S1	Rp 4,640,000.00	3	Rp 13,920,000.00
13	HSE	S1	Rp 4,640,000.00	3	Rp 13,920,000.00
14	Staff Pemasaran	D3	Rp 3,770,000.00	3	Rp 11,310,000.00
15	Staff Distribusi	D3	Rp 3,770,000.00	3	Rp 11,310,000.00
16	Staff Packaging	D3	Rp 3,770,000.00	3	Rp 11,310,000.00
17	Staff Logistic	D3	Rp 3,770,000.00	4	Rp 15,080,000.00
18	HRD	S1	Rp 4,640,000.00	2	Rp 9,280,000.00

Institut Teknologi Indonesia

19	Keungan	D3	Rp 3,770,000.00	2	Rp 7,540,000.00
20	Administrasi	D3	Rp 3,770,000.00	2	Rp7,540,000.00
21	Petugas Kebersihan	SMA/K	Rp 2,900,000.00	5	Rp 14,500,000.00
22	Supir	SMA/K	Rp 2,900,000.00	2	Rp 5,800,000.00
23	Pergudangan	SMA/K	Rp 2,900,000.00	3	Rp 8,700,000.00
	Total			114	Rp 570,890,000.00

Gaji/tahun (a)	=	Rp 6,850,680,000
Tunjangan Hari Raya (1 bulan gaji)	=	Rp 570,890,000
Tunjangan Makan dan Transport (0,05 a)	=	Rp 342,543,000
Tunjangan Kesehatan (0,025 a)	=	Rp 171,267,000
		Rp 7,935,371,000

Gaji / Tahun

Setiap tahun ada kenaikan gaji sebesar 10%, maka total gaji karyawan setiap tahunnya selama 10 tahun dapat di lihat pada

Daftar Gaji Karyawan Pertahun

Tahun	Gaji Pertahun
1	Rp 7,935,371,000
2	Rp 8,728,908,100
3	Rp 9,601,798,910
4	Rp 10,561,978,801
5	Rp 11,618,176,681
6	Rp 12,779,994,349
7	Rp 14,057,993,784
8	Rp 15,463,793,163
9	Rp 17,010,172,479
10	Rp 18,711,189,727

L5.5. Perhitungan Modal Investasi (TCI)

Terbagi menjadi dua yaitu: modal tetap (FCI) dan Modal Kerja (WCI)

A. Modal Tetap (Fixed Capital Investment)

Komponen	%	Biaya
Direct Fixed Capital Investment (DFCI)		
Peralatan Utama & penunjang	13%	Rp 30,571,171,447
Instalasi Peralatan	7%	Rp 15,285,585,723
Instrumentasi & Kontrol	4%	Rp 9,171,351,434
Sisten Perpipaian	3%	Rp 6,114,234,289
Instalasi Listrik	3%	Rp 6,114,234,289
Bangunan	15%	Rp 35,000,000,000
Penyesuaian lahan	4%	Rp 10,000,000,000
Service Fasilitas	3%	Rp 6,114,234,289
Tanah	22%	Rp 50,000,000,000
Total DFCI	73%	Rp 168,370,811,472
Indirect Capital Investment (IFCI)		
Keteknikan & Pengawasan	5%	Rp 12,228,468,579
Biaya Kontruksi	11%	Rp 26,250,000,000
Jasa Kontraktor	5%	Rp 10,500,000,000
Biaya Tak Terduga	5%	Rp 12,228,468,579
Total IFCI	27%	Rp 61,206,937,157
Total FCI	100%	Rp 229,577,748,630

B. Pengeluaran Biaya Trial Run

Biaya Start up di hitung untuk waktu 2 minggu dengan jumlah hari kerja 14 hari

Perhitungan : 14 hari x 24 jam x Harga x Kebutuhan

Komponen	Kebutuhan	Harga Per ton	Biaya
a. Persediaan Bahan Baku			
Dedak Padi	2976.75	Rp 200,000.00	Rp 595,350,083
N-Hexane	6027.42	Rp 1,100,000.00	Rp 6,630,165,656
Methanol	11251.19	Rp 1,200,000.00	Rp 13,501,428,245
Total Persediaan Bahan Baku		a	Rp 20,726,943,984
b.Persediaan Sarana Penunjang			
Solar	191.53	Rp 9,400.00	Rp 37,217,422
Air Start Up	2641.08	Rp 1,200.00	Rp 3,169,312
Air Kontinyu	69.94	Rp 1,200.00	Rp 82,740
Listrik	71587.19	Rp 1,699.00	Rp 121,626,632
Bahan Penunjang lain	20% dari total harga bahan penunjang		Rp 32,419,221

Total Persediaan Bahan Penunjang	b	Rp 194,515,327
Biaya Trial & Run	a+b	Rp 20,921,459,311

L5.6. Modal Kerja (Working Capital)

Modal kerja adalah modal yang diperlukan untuk membiayai seluruh kegiatan operasional perusahaan dari awal produksi sampai dengan terkumpulnya hasil penjualan dan cukup untuk memenuhi kebutuhan perputaran biaya operasional. Modal kerja dihitung untuk masa 3 bulan dengan jumlah hari kerja 90 hari.

Perhitungan: 90 hari x 24 jam/hari x Harga x Kebutuhan (kg/jam)

Persediaan Bahan Baku dan sarana Penunjang selama 90 hari

Komponen	Kebutuhan	Harga Satuan	Biaya
a. Persediaan Bahan Baku			
Dedak Padi	19136.25	Rp 200,000.00	Rp 3,827,250,534
N-Hexane	38747.72	Rp 1,100,000.00	Rp 42,622,493,504
Methanol	72329.08	Rp 1,200,000.00	Rp 86,794,895,862
Total Persediaan Bahan Baku		a	Rp 133,244,639,900
b. Persediaan Sarana Penunjang			
Solar	25452.64	Rp 9,400.00	Rp 239,254,855
Air Kontinyu	16978.46	Rp 1,200.00	Rp 20,374,147
Listrik	460203.35	Rp 1,380.00	Rp 635,080,622
	20% bdari total harga bahan penunjang		Rp 178,941,925
Total Persediaan Bahan Penunjang		b	Rp 1,073,651,549
Biaya Trial & Run		a+b	Rp 134,318,291,448
Biaya Pengemasan & Distribusi produk		2% Bahan Baku	Rp 2,664,892,798
Biaya Pengawasan Mutu		0,5% Bahan Baku	Rp 666,223,199
Biaya Pemeliharaan & Perbaikan		2% DFCI	Rp 3,367,416,229
Gaji Karyawan		3 x Gaji/Bulan	Rp 1,712,670,000
Biaya Pengolahan Limbah			Rp 14,550,840,000
Sub Total Modal Kerja			Rp 22,962,042,227
Modal Kerja Tak Terduga		20% Sub total WCI	Rp 4,592,408,445
Total Modal Kerja (WCI)		Rp	161,872,742,121

$$\begin{aligned} \text{Maka total TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\ &= \text{Rp } 391,450,490,750 \end{aligned}$$

L5.7. Struktur Permodalan

Struktur Pemodalan

Biaya yang dijamin dari DFCI = Rp 121,685,405,736

Jika Bank Dapat memberikan pinjaman hingga 75% dari DFCI maka:

Pinjaman Bank = Rp 91,264,054,302

Maka Modal sendiri yang diperlukan:

Biaya Sendiri = Total Capital Investment - Pinjaman dari Bank
= Rp300,186,436,448

Modal sendiri = (Modal sendiri/TCI) x 100%
= 77%

Pinjaman Bank = (Pinjaman Bank/TCI) X 100%
= 23%

Angsuran Pokok Pinjaman & Bunga Bank

L5.8. Angsuran Pokok Pinjaman dan Bunga Bank

Asumsi

Jangka waktu pinjaman = 5 tahun

Grace periode = 1 tahun

Bunga Bank Pertahun = 10%

Tahun	Pokok Pinjaman	Angsuran	Bunga	Jumlah	Sisa
0	Rp 91,264,054,302	-	Rp 9,126,405,430	Rp 9,126,405,430	Rp 91,264,054,302
1	Rp 91,264,054,302	Rp 18,252,810,860	Rp 9,126,405,430	Rp 27,379,216,291	Rp 73,011,243,442
2	Rp 73,011,243,442	Rp 18,252,810,860	Rp 7,301,124,344	Rp 25,553,935,205	Rp 54,758,432,581
3	Rp 54,758,432,581	Rp 18,252,810,860	Rp 5,475,843,258	Rp 23,728,654,119	Rp 36,505,621,721
4	Rp 36,505,621,721	Rp 18,252,810,860	Rp 3,650,562,172	Rp 21,903,373,032	Rp 18,252,810,860
5	Rp 18,252,810,860	Rp 18,252,810,860	Rp 1,825,281,086	Rp 20,078,091,946	Rp -

L5.9. Biaya Bahan Baku dan Penunjang

Biaya bahan baku dan bahan penunjang di hitung untuk masa 1 tahun dengan jumlah hari kerja 330 hari

A. Biaya bahan baku

Komponen	Kebutuhan	Harga Per Ton	Biaya
a. Persediaan Bahan Baku			
Dedak Padi	70166.26	Rp 200,000.00	Rp14,033,251,957
N-Hexane	142074.98	Rp 1,100,000.00	Rp 156,282,476,181
Methanol	265206.63	Rp 1,200,000.00	Rp 318,247,951,495
Total Biaya Persediaan Bahan Baku		a	Rp 488,563,679,632

Biaya bahan baku tiap tahun

Tahun	Kapasitas Produksi	Biaya Bahan Baku
1	80%	Rp 390,850,943,706
2	90%	Rp 483,678,042,836
3	100%	Rp 591,162,052,355
4	100%	Rp 650,278,257,591
5	100%	Rp 715,306,083,350
6	100%	Rp 786,836,691,685
7	100%	Rp 865,520,360,853
8	100%	Rp 952,072,396,939
9	100%	Rp 1,047,279,636,632
10	100%	Rp 1,152,007,600,296

B. Biaya Bahan Penunjang

Komponen	Kebutuhan	Harga Satuan	Biaya
a. Persediaan Bahan Penunjang			
Solar	93326.36	Rp 9,400.00	Rp 877,267,801
Air Kontinyu	62254.34	Rp 1,200.00	Rp 74,705,206
Listrik	1687412.28	Rp 1,380.00	Rp 2,328,628,948
Total Biaya Bahan Penunjang			Rp 3,280,601,954

Biaya Bahan Penunjang Tiap Tahun

Tahun	Kapasitas Produksi	Biaya Bahan Penunjang
1	80%	Rp 2,624,481,563
2	90%	Rp 3,247,795,935
3	100%	Rp 3,969,528,365
4	100%	Rp 4,366,481,201
5	100%	Rp 4,803,129,321
6	100%	Rp 5,283,442,253
7	100%	Rp 5,811,786,479
8	100%	Rp 6,392,965,127

9	100%	Rp 7,032,261,639
10	100%	Rp 7,735,487,803

L5.10. Hasil Penjualan Produk

Hasil Produk Pertahun = 9786 ton/tahun
 = 9786000 kg/tahun = 10671756 liter/tahun

Harga produk = Rp 70,000

Hasil Penjualan Produk pertahun = Rp 70,000 x 10671756
 = Rp 747,022,900,763

Diasumsikan harga produk mengalami kenaikan 10% per tahun. Perhitungan hasil penjualan RBO pertahun selama 10 tahun dapat di lihat sebagai berikut

Penjualan tiap tahun

Tahun	Kapasitas Produksi	Biaya Bahan Baku
1	80%	Rp 597,618,320,611
2	90%	Rp 739,552,671,756
3	100%	Rp 903,897,709,924
4	100%	Rp 994,287,480,916
5	100%	Rp 1,093,716,229,008
6	100%	Rp 1,203,087,851,908
7	100%	Rp 1,323,396,637,099
8	100%	Rp 1,455,736,300,809
9	100%	Rp 1,601,309,930,890
10	100%	Rp 1,761,440,923,979

L5.11. Salvage Value

Salvage Value untuk masing masing barang modal adalah sebagai berikut:

- a Peralatan dan Kendaraan
 = 10% x Rp 6,114,234,289
 = Rp 611,423,429
- b DFCI Selain Kendaraan, Bangunan, dan Tanah
 = 10% x Rp 45,856,757,170
 = Rp 4,585,675,717
- c Bangunan
 = 10% x 35,000,000,000
 = Rp 3,500,000,000

Pada akhir tahun ke 10 harga tanah di perhitungkan yaitu sebesar: Rp 148,393,119,775
 Sehingga Total Nilai Salvage Value yang akan di perhitungkan akhir tahun ke 10 adalah sebesar: Rp 156,478,795,472

L5.12. Depresiasi

Depresias di golongan pada masing masing alat sesuai periode depresiasinya. Metode yang di pakai adalah metode garis lurus. Berdasarkan keputusan menteri keungan No. 961/KMK-04/1983.259

- a. 5 tahun atau 20%/tahun untuk kendaraan
- b.10 tahun atau 10%/tahun untuk mesin mesin industri kimia
- c.20 tahun atau 5%/tahun untuk bangunan
- d.5 tahun atau 20%/tahun untuk IFCI tanpa Salvage Value

Maka untuk nilai depresiasi untuk setiap kategori dapat di lihat pada tabel berikut:

Nilai Depresiasi Pertahun

Tahun	Kendaraan	DFCI Selain tanah dan bangunan	Bangunan	Nilai Depresiasi IFCI	Nilai Depresiasi Tanah	Jumlah Nilai Depresiasi
1	Rp 611,423,429	Rp 4,585,675,717	Rp 1,750,000,000	Rp 12,241,387,431	Rp 5,000,000,000	Rp 19,188,486,577
2	Rp 550,281,086	Rp 8,254,216,291	Rp 6,650,000,000	Rp 9,793,109,945	Rp 5,500,000,000	Rp 25,247,607,322
3	Rp 495,252,977	Rp 6,603,373,032	Rp 5,320,000,000	Rp 7,834,487,956	Rp 6,050,000,000	Rp 20,253,113,966
4	Rp 445,727,680	Rp 5,282,698,426	Rp 4,256,000,000	Rp 6,267,590,365	Rp 6,655,000,000	Rp 16,252,016,471
5	Rp 401,154,912	Rp 4,226,158,741	Rp 3,404,800,000	Rp 5,014,072,292	Rp 7,320,500,000	Rp 13,046,185,944
6	Rp 361,039,421	Rp 3,380,926,993	Rp 2,723,840,000	Rp 4,011,257,834	Rp 8,052,550,000	Rp 10,477,064,247
7	Rp 324,935,478	Rp 704,741,594	Rp 2,179,072,000	Rp 3,209,006,267	Rp 8,857,805,000	Rp 8,417,755,339
8	Rp 292,441,931	Rp 2,163,793,275	Rp 1,743,257,600	Rp 2,567,205,013	Rp9,743,585,500	Rp 6,766,697,819
9	Rp 263,197,738	Rp 1,731,034,620	Rp 1,394,606,080	Rp 2,053,764,011	Rp10,717,944,050	Rp5,442,602,449
10	Rp 236,877,964	Rp1,384,827,696	Rp 1,115,684,864	Rp 1,643,011,209	Rp 11,789,738,455	Rp4,380,401,733
Total						Rp129,471,931,867

Total Nilai Aset

Tahun	Kendaraan	DFCI Selain tanah dan bangunan	Bangunan	Nilai IFCI	Nilai Aset tanah	Jumlah Nilai Aset
1	Rp5,502,810,860	Rp 41,271,081,453	Rp 33,250,000,000	Rp 48,965,549,726	Rp 55,000,000,000	Rp 183,989,442,039
2	Rp4,952,529,774	Rp 33,016,865,162	Rp26,600,000,000	Rp 39,172,439,781	Rp 60,500,000,000	Rp 164,241,834,718
3	Rp4,457,276,797	Rp 26,413,492,130	Rp 21,280,000,000	Rp 31,337,951,825	Rp 66,550,000,000	Rp 150,038,720,752
4	Rp4,011,549,117	Rp 21,130,793,704	Rp 17,024,000,000	Rp 25,070,361,460	Rp 73,205,000,000	Rp 140,441,704,281
5	Rp3,610,394,206	Rp 16,904,634,963	Rp 13,619,200,000	Rp 20,056,289,168	Rp 80,525,500,000	Rp 134,716,018,336

Institut Teknologi Indonesia

6	Rp3,249,354,785	Rp 13,523,707,971	Rp 10,895,360,000	Rp16,045,031,334	Rp 88,578,050,000	Rp 132,291,504,090
7	Rp2,924,419,306	Rp 10,818,966,376	Rp 8,716,288,000	Rp 12,836,025,067	Rp 97,435,855,000	Rp 132,731,553,750
8	Rp2,631,977,376	Rp 8,655,173,101	Rp 6,973,030,400	Rp 10,268,820,054	Rp107,179,440,500	Rp 135,708,441,431
9	Rp2,368,779,638	Rp 6,924,138,481	Rp 5,578,424,320	Rp 8,215,056,043	Rp117,897,384,550	Rp 140,983,783,032
10	Rp2,131,901,674	Rp 5,539,310,785	Rp4,462,739,456	Rp 6,572,044,834	Rp129,687,123,005	Rp 148,393,119,755
Total						Rp1,463,536,122,184

L5.13. Perhitungan Biaya Produksi Total (total production cost)

Tahun		I		II	
Kapasitas Produksi		80%		90%	
Biaya Produksi		Fixed Cost	Variable Cost	Fixed Cost	Variable Cost
A. Biaya Manufacture					
1. Biaya Manufacture langsung (DMC)					
a. Biaya bahan baku			Rp 393,475,425,269		Rp 486,925,838,771
b. Gaji Karyawan		Rp7,935,371,000		Rp 8,728,908,100	
c. Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan	5% DFCI	Rp 8,418,540,574		Rp 8,839,467,602	
d. Biaya Royalti & Paten	0,5% TS		Rp 61,142,343		Rp 64,199,460
e. Biaya Laboratorium	0,5% BB		Rp 1,954,254,719		Rp 1,954,254,719
f. Biaya Pengemasan Produk	0,5% BB		Rp 1,954,254,719		Rp 1,954,254,719
g. Biaya Sarana Penunjang dan Operasional			Rp 3,668,540,574		Rp 3,851,967,602
h. Biaya Start Up		Rp 2,988,779,902		Rp 3,287,657,892	
i. Biaya Pengelolaan Limbah			Rp 42,682,464,000		Rp 52,819,549,200
Total DMC		Rp 19,342,691,475	Rp 443,796,081,623	Rp 20,856,033,594	Rp 547,570,064,470
Biaya Plant Overhead	20% (b+c)	Rp 3,270,782,315		Rp 3,513,675,140	
Biaya Manufacturing Tetap (FMC)					
2. Depresiasi		Rp 19,188,486,577		Rp 25,247,607,322	
3. Biaya Pajak Bumi dan Bangunan	0,1% TB	Rp 85,000,000		Rp 93,500,000	
Biaya Asuransi (Kenaikan 10%/tahun)	0,5% DFCI	Rp 841,854,057		Rp 926,039,463	
Total Biaya Manufacturing Tetap (MFC)		Rp 20,115,340,635		Rp 26,267,146,785	
Pengeluaran Umum					
a. Biaya Administrasi	5% (1b)	Rp 396,768,550		Rp 436,445,405	
b. Biaya Distribusi	10% (1f)		Rp 195,425,472		Rp 195,425,472
c. Bunga Bank + Angsuran		Rp 27,379,216,291		Rp 25,553,935,205	
Total Pengeluaran Umum		Rp 27,775,984,841	Rp 195,425,471.85	Rp 25,990,380,610	Rp 195,425,471.85
Total Biaya		Rp 70,504,799,265	Rp 443,991,507,095	Rp 76,627,236,129	Rp 547,765,489,942

Institut Teknologi Indonesia

Total Biaya Produksi	Rp 514,496,306,360	Rp 624,392,726,071
----------------------	--------------------	--------------------

Tahun		III		IV	
Kapasitas Produksi		100%		100%	
Biaya Produksi		Fixed Cost	Variable Cost	Fixed Cost	Variable Cost
A. Biaya Manufacture					
1. Biaya Manufacture langsung (DMC)					
a. Biaya bahan baku			Rp 595,131,580,720		Rp 654,644,738,792
b. Gaji Karyawan		Rp 9,601,798,910		Rp 10,561,978,801	
c. Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan	5% DFCI	Rp 9,281,440,982		Rp 9,745,513,032	
d. Biaya Royalti & Paten	0,5% TS		Rp 67,409,433		Rp 70,779,905
e. Biaya Laboratorium	0,5% BB		Rp 2,975,657,904		Rp 3,273,223,694
f. Biaya Pengemasan Produk	0,5% BB		Rp 2,975,657,904		Rp 3,273,223,694
g. Biaya Sarana Penunjang dan Operasional			Rp 4,044,565,982		Rp 4,246,794,282
h. Biaya Start Up		Rp 3,616,423,681		Rp 3,978,066,049	
i. Biaya Pengelolaan Limbah			Rp 64,023,696,000		Rp 70,426,065,600
Total DMC		Rp 22,499,663,573	Rp 669,218,567,943	Rp 24,285,557,882	Rp 735,934,825,966
Biaya Plant Overhead		Rp 3,776,647,978		Rp 4,061,498,367	
Biaya Manufacturing Tetap (FMC)					
2. Depresiasi		Rp 20,253,113,966		Rp 16,252,016,471	
3. Biaya Pajak Bumi dan Bangunan	0,1% TB	Rp 102,850,000		Rp 113,135,000	
Biaya Asuransi (Kenaikan 10%/tahun)	0,5% DFCI	Rp 1,018,643,409		Rp 1,120,507,750	
Total Biaya Manufacturing Tetap (MFC)		Rp 21,374,607,375		Rp 17,485,659,221	
Pengeluaran Umum					
a. Biaya Administrasi	5% (1b)	Rp 480,089,946		Rp 528,098,940	
b. Biaya Distribusi	10% (1f)		Rp 297,565,790		Rp 327,322,369
c. Bunga Bank + Angsuran		Rp 23,728,654,119		Rp 21,903,373,032	
Total Pengeluaran Umum	Rp 24,506,309,854	Rp 24,208,744,064	Rp 297,565,790.36	Rp 22,431,471,973	Rp 327,322,369.40
Total Biaya		Rp 71,859,662,991	Rp 669,516,133,733	Rp 68,264,187,442	Rp 736,262,148,335
Total Biaya Produksi		Rp 741,375,796,724		Rp 804,526,335,777	

Institut Teknologi Indonesia

Tahun	V		VI	
Kapasitas Produksi	100%		100%	
Biaya Produksi	Fixed Cost	Variable Cost	Fixed Cost	Variable Cost
A. Biaya Manufacture				
1. Biaya Manufacture langsung (DMC)				
a. Biaya bahan baku		Rp 720,109,212,671		Rp 792,120,133,938
b. Gaji Karyawan	Rp 11,618,176,681		Rp 12,779,994,349	
c. Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan	5% DFCI Rp 10,232,788,683		Rp 10,744,428,117	
d. Biaya Royalti & Paten	0,5% TS		Rp 74,318,900	Rp 78,034,845
e. Biaya Laboratorium	0,5% BB		Rp 3,600,546,063	Rp 3,960,600,670
f. Biaya Pengemasan Produk	0,5% BB		Rp 3,600,546,063	Rp 3,960,600,670
g. Biaya Sarana Penunjang dan Operasional			Rp 4,459,133,996	Rp 4,682,090,695
h. Biaya Start Up	Rp 4,375,872,654		Rp 4,813,459,919	
i. Biaya Pengelolaan Limbah			Rp 77,468,672,160	Rp 85,215,539,376
Total DMC	Rp 26,226,838,018	Rp 809,312,429,853	Rp 28,337,882,386	Rp 890,017,000,194
Biaya Plant Overhead	20% (b+c) Rp 4,370,193,073		Rp 4,704,884,493	
Biaya Manufacturing Tetap (FMC)				
2. Depresiasi		Rp 13,046,185,944		Rp 10,477,064,247
3. Biaya Pajak Bumi dan Bangunan	0,1% TB Rp 124,448,500		Rp 136,893,350	
Biaya Asuransi (Kenaikan 10%/tahun)	0,5% DFCI Rp 1,232,558,525		Rp 1,355,814,378	
Total Biaya Manufacturing Tetap (MFC)	Rp 14,403,192,970		Rp 11,969,771,975	
Pengeluaran Umum				
a. Biaya Administrasi	5% (1b) Rp 580,908,834		Rp 638,999,717	
b. Biaya Distribusi	10% (1f)		Rp 360,054,606	Rp 396,060,067
c. Bunga Bank + Angsuran	Rp 20,078,091,946		-	
Total Pengeluaran Umum	Rp 20,659,000,781	Rp 360,054,606.34	Rp 638,999,717	Rp 396,060,066.97
Total Biaya	Rp 65,659,224,841	Rp 809,672,484,460	Rp 45,651,538,571	Rp 890,413,060,261
Total Biaya Produksi	Rp 875,331,709,301		Rp 936,064,598,832	

Institut Teknologi Indonesia

Tahun	VII		VIII	
Kapasitas Produksi	100%		100%	
Biaya Produksi	Fixed Cost	Variable Cost	Fixed Cost	Variable Cost
A. Biaya Manufacture				
1. Biaya Manufacture langsung (DMC)				
a. Biaya bahan baku		Rp 871,332,147,332		Rp 958,465,362,065
b. Gaji Karyawan	Rp 14,057,993,784		Rp 15,463,793,163	
c. Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan	5% DFCI Rp 11,281,649,523		Rp 11,845,731,999	
d. Biaya Royalti & Paten	0,5% TS		Rp 81,936,587	Rp 86,033,417
e. Biaya Laboratorium	0,5% BB		Rp 4,356,660,737	Rp 4,792,326,810
f. Biaya Pengemasan Produk	0,5% BB		Rp 4,356,660,737	Rp 4,792,326,810
g. Biaya Sarana Penunjang dan Operasional			Rp 4,916,195,230	Rp 5,162,004,992
h. Biaya Start Up	Rp 5,294,805,911		Rp 5,824,286,502	
i. Biaya Pengelolaan Limbah			Rp 93,737,093,314	Rp 103,110,802,645
Total DMC	Rp 30,634,449,218	Rp 978,780,693,936	Rp 33,133,811,664	Rp 1,076,408,856,739
Biaya Plant Overhead	20% (b+c) Rp 5,067,928,661		Rp 5,461,905,032	
Biaya Manufacturing Tetap (FMC)				
2. Depresiasi		Rp 10,477,064,247		Rp 10,477,064,247
3. Biaya Pajak Bumi dan Bangunan	0,1% TB Rp 150,582,685		Rp 165,640,954	
Biaya Asuransi (Kenaikan 10%/tahun)	0,5% DFCI Rp 1,491,395,816		Rp 1,640,535,397	
Total Biaya Manufacturing Tetap (MFC)	Rp 12,119,042,747		Rp 12,283,240,598	
Pengeluaran Umum				
a. Biaya Administrasi	5% (1b) Rp 702,899,689		Rp 773,189,658	
b. Biaya Distribusi	10% (1f)		Rp 435,666,074	Rp 479,232,681
c. Bunga Bank + Angsuran		Rp -	-	
Total Pengeluaran Umum	Rp 702,899,689	Rp 435,666,073.67	Rp 773,189,658	Rp 479,232,681.03
Total Biaya	Rp 48,524,320,317	Rp 979,216,360,010	Rp 51,652,146,952	Rp 1,076,888,089,420
Total Biaya Produksi	Rp 1,027,740,680,326		Rp 1,128,540,236,372	

Institut Teknologi Indonesia

Tahun		IX		X	
Kapasitas Produksi		100%		100%	
Biaya Produksi		Fixed Cost	Variable Cost	Fixed Cost	Variable Cost
A. Biaya Manufacture					
1. Biaya Manufacture langsung (DMC)					
a. Biaya bahan baku			Rp 1,054,311,898,272		Rp 1,159,743,088,099
b. Gaji Karyawan		Rp 17,010,172,479		Rp 18,711,189,727	
c. Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan	5% DFCI	Rp 12,438,018,599		Rp 13,059,919,529	
d. Biaya Royalti & Paten	0,5% TS		Rp 90,335,087		Rp 94,851,842
e. Biaya Laboratorium	0,5% BB		Rp 5,271,559,491		Rp 5,798,715,440
f. Biaya Pengemasan Produk	0,5% BB		Rp 5,271,559,491		Rp 5,798,715,440
g. Biaya Sarana Penunjang dan Operasional			Rp 5,420,105,241		Rp 5,691,110,503
h. Biaya Start Up		Rp 6,406,715,153		Rp 7,047,386,668	
i. Biaya Pengelolaan Limbah			Rp 113,421,882,909		Rp 124,764,071,200
Total DMC		Rp 35,854,906,231	Rp1,183,787,340,493	Rp 38,818,495,924	Rp1,301,890,552,525
Biaya Plant Overhead	20% (b+c)	Rp 5,889,638,216		Rp 6,354,221,851	
Biaya Manufacturing Tetap (FMC)					
2. Depresiasi		Rp 10,477,064,247		Rp 10,477,064,247	
3. Biaya Pajak Bumi dan Bangunan	0,1% TB	Rp 182,205,049		Rp 200,425,554	
Biaya Asuransi (Kenaikan 10%/tahun)	0,5% DFCI	Rp 1,804,588,937		Rp 1,985,047,831	
Total Biaya Manufacturing Tetap (MFC)		Rp 12,463,858,233		Rp 12,662,537,631	
Pengeluaran Umum					
a. Biaya Administrasi	5% (1b)	Rp 850,508,624		Rp 935,559,486	
b. Biaya Distribusi	10% (1f)		Rp 527,155,949		Rp 579,871,544
c. Bunga Bank + Angsuran		Rp -		-	
Total Pengeluaran Umum		Rp 850,508,624	Rp 527,155,949.14	Rp 935,559,486	Rp 579,871,544.05
Total Biaya		Rp 55,058,911,303	Rp 1,184,314,496,442	Rp 58,770,814,892	Rp1,302,470,424,069
Total Biaya Produksi		Rp 1,239,373,407,744		Rp 1,361,241,238,962	

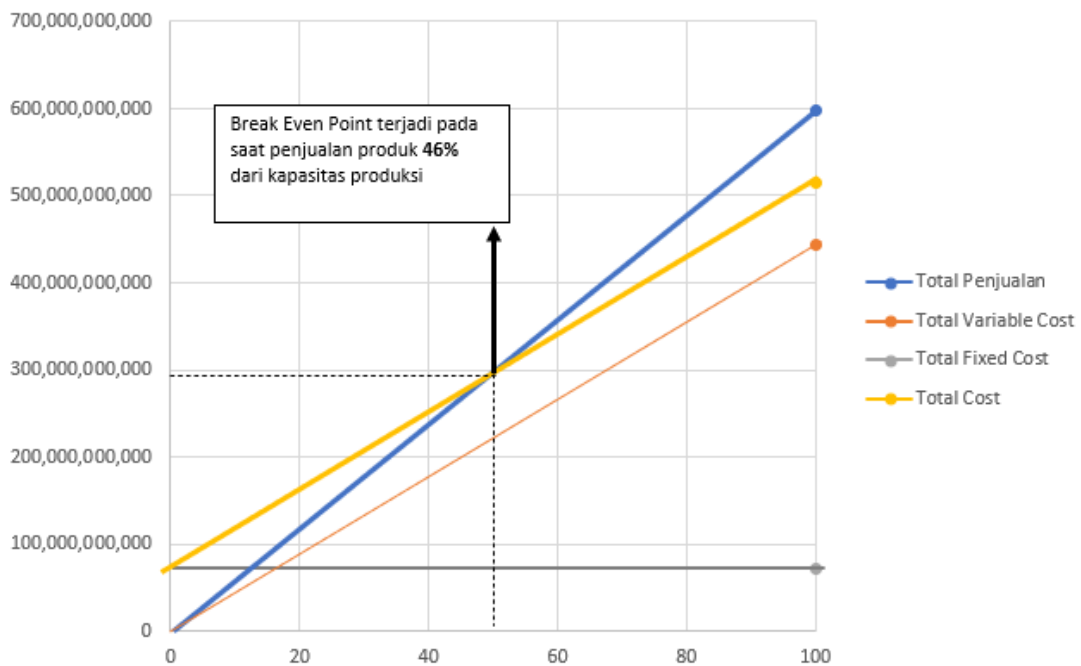
L5.14. Break Even Point

$$BEP = \frac{\text{Total Fixed Cost}}{\text{Total Sales} - \text{Total Variable Cost}} \times 100\%$$

Tabel BEP dari Tahun Pertama Hingga Tahun ke Sepuluh

Tahun	Total Fixed Cost (Rp)	Total Variable Cost (Rp)	Total Penjualan (Rp)	Total Cost (Rp)	BEP(%)
1	70,504,799,265	443,991,507,095	597,618,320,611	514,496,306,360	46%
2	76,627,236,129	547,765,489,942	739,552,671,756	624,392,726,071	40%
3	71,859,662,991	669,516,133,733	903,897,709,924	741,375,796,724	31%
4	68,264,187,442	736,262,148,335	994,287,480,916	804,526,335,777	26%
5	65,659,224,841	809,672,484,460	1,093,716,229,008	875,331,709,301	23%
6	45,651,538,571	890,413,060,261	1,203,087,851,908	936,064,598,832	15%
7	48,524,320,317	979,216,360,010	1,323,396,637,099	1,027,740,680,326	14%
8	51,652,146,952	1,076,888,089,420	1,455,736,300,809	1,128,540,236,372	14%
9	55,058,911,303	1,184,314,496,442	1,601,309,930,890	1,239,373,407,744	13%
10	58,770,814,892	1,302,470,424,069	1,761,440,923,979	1,361,241,238,962	13%

Grafik Break Even Point



L5.15. Laba Rugi dan Pajak

Perhitungan laba rugi dan pajak di hitung berdasarkan UU No. 36 Tahun 2008 Pasal 17 Poin 1b yaitu wajib pajak badan dalam negeridan bentuk usaha tetap adalah 25%

- 1. < Rp. 50 Juta : 5%

Institut Teknologi Indonesia

- 2. Rp. 50 Juta s/d 250 Juta : 15%
- 3. Rp. 250 Juta s/d 500 Juta : 25%
- 4. >500 Juta : 25%

Tabel Lama Rugi dan Pajak

Tahun	Pengeluaran	Penjualan	Laba Sebelum Pajak	PPH 25%	Laba Sesudah Pajak
1	Rp 514,496,306,360	Rp 597,618,320,611	Rp 83,122,014,251	Rp 20,780,503,563	Rp 62,341,510,688
2	Rp 624,392,726,071	Rp 739,552,671,756	Rp 115,159,945,685	Rp 28,789,986,421	Rp 86,369,959,263
3	Rp 741,375,796,724	Rp 903,897,709,924	Rp 162,521,913,199	Rp 40,630,478,300	Rp 121,891,434,900
4	Rp 804,526,335,777	Rp 994,287,480,916	Rp 189,761,145,139	Rp 47,440,286,285	Rp 142,320,858,854
5	Rp 875,331,709,301	Rp 1,093,716,229,008	Rp 218,384,519,707	Rp 54,596,129,927	Rp 163,788,389,780
6	Rp 936,064,598,832	Rp 1,203,087,851,908	Rp 267,023,253,076	Rp 66,755,813,269	Rp 200,267,439,807
7	Rp 1,027,740,680,326	Rp 1,323,396,637,099	Rp 295,655,956,773	Rp 73,913,989,193	Rp 221,741,967,580
8	Rp 1,128,540,236,372	Rp 1,455,736,300,809	Rp 327,196,064,437	Rp 81,799,016,109	Rp 245,397,048,328
9	Rp 1,239,373,407,744	Rp 1,601,309,930,890	Rp 361,936,523,146	Rp 90,484,130,786	Rp 271,452,392,359
10	Rp 1,361,241,238,962	Rp 1,761,440,923,979	Rp 400,199,685,017	Rp 100,049,921,254	Rp 300,149,763,763

Jumlah Nominal Aliran Masuk = Laba Setelah Pajak + Depresiasi + Salvage

Tabel Nominal Aliran Masuk

Tahun	Laba Setelah Pajak	Depresiasi	Salvage Value + Tanah	Cash In Nominal
1	Rp 62,341,510,688	Rp 19,188,486,577		Rp 81,529,997,265
2	Rp 86,369,959,263	Rp 25,247,607,322		Rp 111,617,566,585
3	Rp 121,891,434,900	Rp 20,253,113,966		Rp 142,144,548,866
4	Rp 142,320,858,854	Rp 16,252,016,471		Rp 158,572,875,325
5	Rp 163,788,389,780	Rp 13,046,185,944	Rp 134,716,018,336	Rp 311,550,594,061
6	Rp 200,267,439,807	Rp 10,477,064,247		Rp 210,744,504,054
7	Rp 221,741,967,580	Rp 8,417,755,339		Rp 230,159,722,919
8	Rp 245,397,048,328	Rp 6,766,697,819		Rp 252,163,746,147
9	Rp 271,452,392,359	Rp 5,442,602,449		Rp 276,894,994,808
10	Rp 300,149,763,763	Rp 4,380,401,733	Rp 156,478,795,472	Rp 461,008,960,967

L5.16. Minimum Payback Period (MPP)

$$MPP = n (-) + \frac{NCFPV (-)}{NCFPV (+) - NCFPV (-)} \times (n (+) - n (-))$$

Keterangan:

MPP = Minimum Payback Period

n (-) = Tahun NCFPV bernilai negatif (-)

n (+) = Tahun NCFPV bernilai positif (+)

NCFPV (-) = Nilai NCFPV Negatif (-)

NCFPV (+) = Nilai NCFPV Positif (+)

Modal Awal Investasi = Rp 391,450,490,750

Tahun	NFC Nominal	Faktor Discount	NCF PV	Akumulasi
0	-Rp 391,450,490,750	1.00	-Rp 391,450,490,750	-Rp 391,450,490,750
1	Rp 81,529,997,265	0.91	Rp 74,118,179,332	-Rp 317,332,311,418
2	Rp 111,617,566,585	0.75	Rp 83,859,929,816	-Rp 233,472,381,602
3	Rp 142,144,548,866	0.56	Rp 80,236,892,134	-Rp 153,235,489,468
4	Rp 158,572,875,325	0.39	Rp 61,136,707,967	-Rp 92,098,781,501
5	Rp 311,550,594,061	0.24	Rp 74,582,735,194	-Rp 17,516,046,307
6	Rp 210,744,504,054	0.14	Rp 28,478,025,153	Rp 10,961,978,847
7	Rp 230,159,722,919	0.07	Rp 15,960,046,106	Rp 26,922,024,953
8	Rp 252,163,746,147	0.03	Rp 8,157,291,500	Rp 35,079,316,453
9	Rp 276,894,994,808	0.01	Rp 3,798,781,141	Rp 38,878,097,594
10	Rp 461,008,960,967	0.01	Rp 2,438,437,808	Rp 41,316,535,402
Total			Rp 41,316,535,402	Layak

Keterangan: Suku bunga tiap tahun 10%

Berdasarkan Tabel di atas dapat di hitung jumlah tahun yang di butuhkan untuk kemampuan pengembalian modal dengan cara interpolasi. Sehingga di peroleh MPP Sebesar:

MPP = 5,6 tahun

= 5 Tahun 7 Bulan

L5.17. Internal Rate of Return

Trial DF = 37,49%

Tahun	NFC Nominal	Faktor Discount	NCF PV
0	-Rp 391,450,490,750	1.00	-Rp 391,450,490,750
1	Rp 81,529,997,265	0.73	Rp 59,299,880,072
2	Rp 111,617,566,585	0.53	Rp 59,048,017,993
3	Rp 142,144,548,866	0.38	Rp 54,693,960,337
4	Rp 158,572,875,325	0.28	Rp 44,378,687,138
5	Rp 311,550,594,061	0.20	Rp 63,417,704,811
6	Rp 210,744,504,054	0.15	Rp 31,201,435,936
7	Rp 230,159,722,919	0.11	Rp 24,784,721,151
8	Rp 252,163,746,147	0.08	Rp 19,750,302,241
9	Rp 276,894,994,808	0.06	Rp 15,774,027,407
10	Rp 461,008,960,967	0.04	Rp 19,101,753,663
			Rp 0

Dari perhitungan Tabel D-11 di peroleh nilai $i=37,49%$ per tahun. Harga I yang di peroleh lebih besar dari pada nilai bunga bank. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak untuk di dirikan.

L5.18. Kelayakan Proyek

Tabel Kelayakan Proyek

Faktor Discount = 10%

Tahun	NCF Nominal	Faktor Discount	NCF PV
0	-Rp 391,450,490,750	1.00	-Rp 391,450,490,750
1	Rp 81,529,997,265	0.91	Rp 74,118,179,332
2	Rp 111,617,566,585	0.83	Rp 92,245,922,798
3	Rp 142,144,548,866	0.75	Rp 106,795,303,430
4	Rp 158,572,875,325	0.68	Rp 108,307,407,503
5	Rp 311,550,594,061	0.62	Rp 193,448,407,064
6	Rp 210,744,504,054	0.56	Rp 118,959,778,441
7	Rp 230,159,722,919	0.51	Rp 118,108,330,306
8	Rp 252,163,746,147	0.47	Rp 117,636,248,599
9	Rp 276,894,994,808	0.42	Rp 117,430,507,837
10	Rp 461,008,960,967	0.39	Rp 177,738,911,268
Total			Rp 833,338,505,827

Dengan demikian Pra Rancang Pabrik Rice Bran Oil ini layak di dirikan karena:

1. NCF PV selama 10 tahun, dengan bunga sebesar 10% = Rp 833,338,505,827
2. MPP pada 5 Tahun 7 bulan, sehingga investasi kembali sebelum umur pabrik 10 tahun
3. IRR 37,47% lebih besar dari tingkat suku bunga yang berlaku (10%)