APPENDIX A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Basis :

- Kapasitas biodiesel yang dihasilkan = 45.000 kg/hari
- 1 hari terdiri dari 2 batch; kapasitas biodiesel/ batch = 22.500 kg/ batch
- Konversi Reaksi = 80%; Excess methanol = 10%

Data – data yang diketahui :

- BM Trigliserida : 980,63 kg/kmol
- BM methanol : 32,04 kg / kmol
- BM Biodiesel : 328,21 kg / kmol
- BM Gliserol : 92,12 kg / kmol
- ρ Trigliserida : 0,92 kg / L
- ρ Methanol : 0.72 kg / L
- ρ Biodiesel : 0,8807 kg / L
- ρ Gliserol : 1,1985 kg / L

1. Tangki pembuatan H_3PO_4 (F-112)

H_3PO_4 yang ditambahkan sebanyak 0,05%; 75% kemurnian (parameter int)

1. Input tangki pembuatan H_3PO_4:

   Massa H_3PO_4 masuk = 0,05% x massa minyak

   $$= \frac{0,05}{100} \times 39.025,2329 \text{ kg}$$

   $$= 19,5126 \text{ kg}$$

   Massa air dalam larutan H_3PO_4 75 % = $\frac{25}{75}$ x m. H_3PO_4 masuk

   $$= \frac{25}{75} \times 19,5126 \text{ kg}$$

   $$= 6,5024 \text{ kg}$$

2. Output tangki pembuatan H_3PO_4:

   Massa H_3PO_4 75 % = m. H_3PO_4 masuk + m.air dalam larutan H_3PO_4

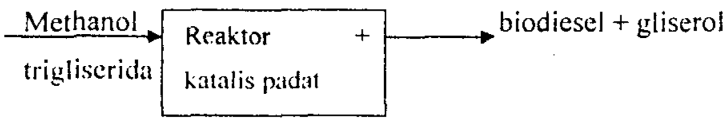
   = 19,5126 + 6,5024 = 26,0168 kg

Massa air = 706,8321 kg

Tabel A.5. Neraca massa decanter

Decanter			
Komponen	Masuk (kg/batch)	Keluar (kg/batch)	
		Fase minyak	Fase air
Trigliserida :	35.523.2236	37.292,9153	376,6961
Air	713,9718	7,1397	706,8321
Total	38.383,5832	38.383.5832	

6. Reaktor (R-110)



Trigliserida (CPO) + 3 Methanol → 3 biodiesel + gliserol

Mula – mula	:	36,2249	95,6338	-	-
Reaksi	:	28,9799	86,9398	86,9398	28,9799
Sisa	:	7.2450	8,694	86.9398	28,9799

Mol Trigliserida mula-mula = $\frac{100\%}{80\%}$ x 28,9799 $\frac{kmol}{batch}$ = 36,2249 $\frac{kmol}{batch}$

Massa CPO mula-mula = 36,2249 kmol x 980,63 kg/kmol = 35.523,2237 kg

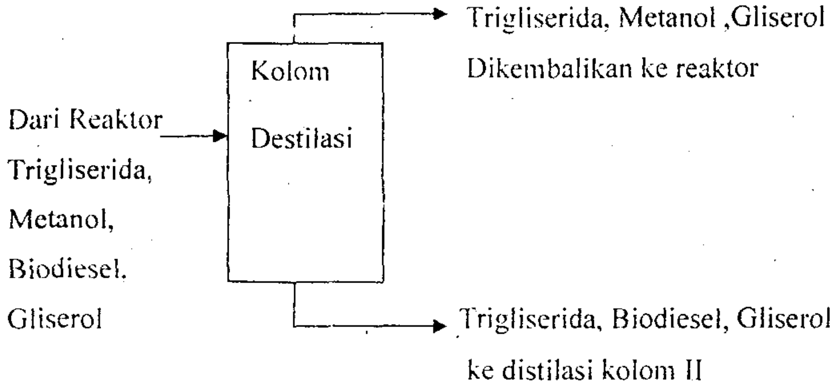
Excess Methanol = (100+10)% x mol biodiesel

= 110% x 86,9398 kmol /Batch = 95, 6338 kmol/batch

Tabel A.6. Neraca massa Reaktor

Komponen	Kg/batch	
	Masuk	Keluar
Trigliserida	35.523,2237	7.104,6346
Metanol	3.064,1069	278.5558
Biodiesel	-	28.534,5118
Gliserol	-	2.669,6284
Total	38.587,3306	38.587,3306

7. Destilasi I (D-120)



Masuk :

Trigliserida = 7.104,6346 kg = 7,2450 kg mol (Light Key)

Metanol = 278,5558 kg = 8,694 kg mol

Biodiesel = 28.534,5118 kg = 86,9398 kg mol

Gliserol = 2.669,6284 kg = 28,9799 kg mol (Heavy Key)

Direncanakan :

Destilat:

Komponen	Di, kgmol	Xid	Berat, kg
Trigliserida	6,5205	0,3600	6.394,2
Metanol	8,694	0,4800	278,556
Biodiesel	0	0	0
Gliserol	2,89799	0,1600	266,963

Bottom :

Komponen	Bi, kgmol	Xib	Berat, kg
Trigliserida	0,7245	0,00637	710,466
Biodiesel	86,9398	0,76433	28.534,5
Gliserol	26,08191	0,2293	2.402,67

Kolom destilasi beroperasi pada 60 atm.

Puncak kolom :

Tekanan = 60 atm – 6 atm = 54 atm

Dew Point : Trial T = 386,25 ^{0}C

Harga Psat/P didapat dari Yaws, 1999

Komponen	Yid	P sat	P	K = Psat/P	X = Y/K
Trigliserida	0,36000000	185.39752393	54	3.43328748	0.10485577
Metanol	0,48000000	570.45391979	54	10.56396148	0.04543750
Biodiesel	0	8.18947732	54	0.15165699	0.00000000
Gliserol	0,16000000	10.16624771	54	0.18826385	0.84987109
					1.00016436

Dasar kolom :

Tekanan = 60 atm + 6atm = 66 atm

Bubble point : Trial T = 484,8 ^{O}C

Harga Psat/P didapat dari Yaws, 1999

Komponen	Xib	P sat	P	K = Psat/P	Y = X.K
Trigliserida	0,00637000	59.79975928	66	7.87624304	0.05017167
Metanol	0	519.83204072	66	24.23459397	0.00000000
Biodiesel	0,76433000	1599.48320222	66	0.90605696	0.69252652
Gliserol	0,22930000	74.23418393	66	1.12476036	0.25790755
					1.00060573

Menghitung N minimum :

- Puncak

  $^{386,25}K_{54}$ → K Trigliserida = 3.43328748 ; K Gliserol = 0.18826385

  $\alpha p = K_{trigliserida} / K_{gliserol} = 18{,}2365$

- Bottom

  $^{484,8}K_{66}$ → K trigliserida = 7.87624304; K Gliserol = 1.12476036

  $\alpha b = K_{trigliserida} / K_{gliserol} = 7{,}0026$

  $\alpha m = \sqrt{(\alpha p.\alpha b)} = \sqrt{(18{,}2365 \times 7{,}0026)} = 11{,}3006$

  $$N\ min = \frac{\log [(X_{LD}/ X_{HD}).(X_{HW}/X_{LW})]}{\text{Log } \alpha m}$$

  $$N\ min = \frac{\text{Log } [(2{,}25).(35{,}9969)]}{\text{Log } 11{,}3006} = 1{,}8122 \text{ stage}$$

Menghitung Distribusi komponen :

N min = 1,8122 stage

Komponen (i)	Fi (kmol)	Bi (kmol)	Di(kmol)
Trigliserida	7,2450	0,7245	6,5205
Metanol	8,694	0	8,694
Biodiesel	86,9398	86,9398	0
Gliserol	28,9799	26,08191	2,89799

Komp	Destilat			Bottom		
	Kmol	kg	%berat	kmol	kg	%berat
Trigliserida	6,5205	6394,2	92,14	0,7245	710,466	2,24
Metanol	8,694	278,556	4,01	0	0	0
Biodiesel	0	0	0	86,9398	28534,5	90,16
Gliserol	2,89799	266,963	3,85	26,08191	2402,67	7,6
		6.939,719			31.647,636	

Menghitung Refluks minimum :

$\sum (\alpha i.r).Zi,f / \alpha i,r - \theta = 1 - q$

karena feed masuk fasa cair maka q =0,5, sehingga 1-q = 0,5

Komponen	αgliserol		αm
	386,25	484,8	
Trigliserida	18.23657354	7.00259656	11,3006
Metanol	56.11253398	21.54645094	34.7710
Biodiesel	0.80555556	0.80555556	0.8055556
Gliserol	1.00000000	1.00000000	1,00000000

Feed masuk :

Komponen	Kmol	Xi
Trigliserida	7,2450	0,0549
Metanol	8,6940	0,0659
Biodiesel	86,9398	0,6593
Gliserol	28.9799	0,2198

$$\frac{11,3006.\ 0,0549}{11,3006-\theta} + \frac{34,7710.\ 0,0659}{34,7710-\theta} + \frac{0,80555556.\ 0,6593}{0,80555556-\theta} + \frac{1.0,2198}{1-\theta} = 0,5$$

Harga θ ditrial dengan batasan α1 > θ > 1

Dari hasil trial didapat θ = 9,96

$\sum (\alpha i.r).Xi_D / \alpha i.r - \theta = 1 + R_{min}$

Komponen	Destilat	
	Kmol	Xid
Trigliserida	6.5205	0,36
Metanol	8,694	0,48
Biodiesel	0	0
Gliserol	2,89799	0,16
Total	18,11249	1

$$\frac{11,3006 \times 0,36}{11,3006-9,96} + \frac{34,7710 \times 0,48}{34,7710-9,96} + \frac{0,80555556 \times 0}{0,80555556-9,96} + \frac{1 \times 0,16}{1-9,96} = 1 + R\ min.$$

Rmin = 2,86948

R = 1,2 . Rmin = 1,2 x 2,86948 = 3,44376 = 3,45

Mencari jumlah stage teoritis :

$$X = \frac{R - Rmin}{R+1} = \frac{3,45 - 2,86948}{3,45 + 1} = 0,13045$$

$$\frac{N - N\ min}{N-1} = 1 - \exp\ \frac{1 + 54,4.\ X}{11+117,2.X}\ \frac{X - 1}{X^{0,5}}$$

$$\frac{N - 1,8122}{N-1} = 1 - \exp\ \frac{1 + 54,4.\ 0,13045}{11+117,2.\ 0,13045}\ \frac{0,13045-1}{0,13045^{0,5}}$$

N = 4,4611 stage

Jumlah stage actual :

Efisiensi = N actual / Nteoritis.

80% = N actual / 4,4611 = 3,5688 stage = 4 stage

Tabel A.7. Neraca Massa Pada Destilasi I

Komp	Destilat			Bottom		
	Kmol	kg	%berat	kmol	kg	%berat
Trigliserida	6.5205	6394,2	92,14	0,7245	710,466	2.24
Metanol	8,694	278,556	4,01	0	0	0
Biodiesel	0	0	0	86,9398	28534,5	90.16
Gliserol	2,89799	266,963	3,85	26,08191	2402,67	7,6
		6.939,719			31.647,636	

8. Destilasi II (D-130)

Masuk :

Trigliserida = 710,466 kg = 0,7245 kg mol

Biodiesel = 28534,5 kg = 86,9398 kg mol (Heavy Key)

Gliserol = 2402,67 kg = 26,08191 kg mol (Light Key)

Direncanakan :

Bottom :

Komponen	Bi, kgmol	Xib	Berat, kg
Biodiesel	78.2458	0.9912	25681.05402
Gliserol	0.6987	0.088	64.364244

Destilat:

Komponen	Di, kgmol	Xid	Berat, kg
Trigliserida	0.7245	0.0269	710.4664
Biodiesel	0.8694	0.0322	285.3458
Gliserol	25.38321	0.9409	2338.301305

Kolom destilasi beroperasi pada 53 atm

Puncak kolom :

Tekanan = 53 atm – 5,3 atm = 47,7 atm

Dew Point : Trial T = 461 ^{O}C

Harga Psat/P didapat dari Yaws, 1999

Komponen	Yid	P sat	P	K = Psat/P	X = Y/K
Trigliserida	0.0269	410.18128847	47,7	8.59918844	0.00312852
Biodiesel	0.0322	37.25629054	47,7	0.78105431	0.04123452
Gliserol	0.9409	46.24918826	47,7	0.96958466	0.97060836
					1.01497140

Dasar kolom :

Tekanan = 53 atm + 5,3 atm = 58,3 atm

Bubble point : Trial T = 478,8 ^{O}C

Harga Psat/P didapat dari Yaws, 1999

Komponen	Xib	P sat	P	K = Psat/P	Y = X.K
Trigliserida	0	489.96228525	58,3	8.40415584	0
Biodiesel	0.9912	53.06246839	58,3	0.91016241	0.90215298
Gliserol	0.088	65.87065042	58,3	1.12985678	0.09942740
					1.00158038

Menghitung N minimum :

- Puncak

  $^{461}K_{47,7} \rightarrow$ K gliserol = 0.96958466; K biodiesel = 0.78105431

  $\alpha p = K_{gliserol} / K_{biodiesel} = 1{,}24138$

- Bottom

  $^{478,8}K_{58,3} \rightarrow$ K gliserol = 1.12985678; K biodiesel = 0.91016241

  $\alpha p = K_{gliserol} / K_{biodiesel} = 1{,}24138$

  $\alpha m = \sqrt{(\alpha p.\alpha b)} = \sqrt{(1{,}24138 \times 1.24138)} = 1{,}24138$

$$N\ min = \frac{\log [(X_{LD}/X_{HD})(X_{HW}/X_{LW})]}{\log \alpha m}$$

$$N\ min = \frac{\log [(29.2205) x (11.2636)]}{\log 1.24138} = 26.80764 \text{ stage}$$

Menghitung Distribusi komponen :

i = komponen selain biodiesel

N min = 26.80764 stage

Komponen (i)	Fi (kmol)	Bi (kmol)	Di(kmol)
Trigliserida	0.7245	0	0.7245
Biodiesel	86.9398	78.2458	0.8694
Gliserol	26.08191	0.6987	25.38321

Komp	Destilat			Bottom		
	kmol	kg	%berat	kmol	kg	%berat
Trigliserida	0.7245	710.4664	21.31	0	0	0
Biodiesel	0.8694	285.3458	8.56	78.2458	25681.05402	99.75
Gliserol	25.38321	2338.301305	70.1326	0.6987	64.364244	0.25
		3334.1135			25745.41826	

Menghitung Refluks minimum :

$\sum (\alpha i.r).Zi,f / \alpha i.r - \theta = 1 - q$

karena feed masuk fasa cair maka q = 0,5; sehingga 1-q = 0,5

Komponen	αi, biodiesel		αm
	461	478.8	
Trigliserida	11.01079566	9.23368814	10.0832
Biodiesel	1.00000000	1.00000000	1.00000000
Gliserol	1.24137931	1.24137931	1.24137931

Feed masuk :

Komponen	Kmol	Xi
Trigliserida	0,7245	0,0064
Biodiesel	86.9398	0,7643
Gliserol	26,08191	0,2293

$$\frac{10,0832.0,0064}{10,0832 - \theta} + \frac{1.0,7643}{1 - \theta} + \frac{1,24137931.0,2293}{1,24137931 - \theta} = 0,5$$

Harga θ ditrial dengan batasan α1 > θ > 0

Dari hasil trial didapat θ = 9.9788

$\sum (\alpha i.r).Xi_D / \alpha i,r - \theta = 1 + R_{min}$

Komponen	Destilat	
	kmol	Xid
Trigliserida	0.7245	0.0269
Biodiesel	0.8694	0.0322
Gliserol	25.38321	0.9409
Total	26.97711	1

$$\frac{10{,}0832.0{,}0269}{10{,}0832-9{,}9788} + \frac{1.0{,}0322}{1-9{,}9788} + \frac{1.24137931.0{,}9409}{1.24137931-9{,}9788} = 1 + Rmin$$

Rmin = 1,4608

R = 1,2 . Rmin = 1,2 x 1,4608 = 1,75296 = 1,753

Mencari jumlah stage teoritis :

$$X = \frac{R - Rmin}{R+1} = \frac{1{,}753 - 1{,}4608}{1{,}753+1} = 0{,}1061$$

$$\frac{N - N\ min}{N-1} = 1 - \exp\ \frac{1 + 54{,}4.\ X}{11+117{,}2.X}\ \frac{X-1}{X^{0,5}}$$

$$\frac{N - 26{,}80764}{N-1} = 1 - \exp\ \frac{1 + 54{,}4.\ 0{,}1175}{11+117{,}2.\ 0{,}1175}\ \frac{0{,}1175-1}{0{,}1175^{0,5}}$$

N = 49,9623 stage

Mencari Jumlah stage actual

Efisiensi = N actual / N teoritis

80% = N actual / 49,9623

N actual = 39,9698 stage = 40 stage

Tabel A.8. Neraca Massa Pada Destilasi II

Komp	Destilat			Bottom		
	kmol	kg	%berat	kmol	kg	%berat
Trigliserida	0.7245	710.4664	21.31	0	0	0
Biodiesel	0.8694	285.3458	8.56	78.2458	25681.05402	99,75
Gliserol	25.38321	2338.301305	70.1326	0.6987	64.364244	0.25
		3334.1135			25745.41826	

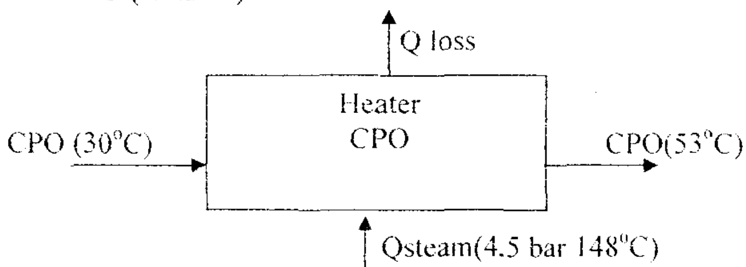
APPENDIX B

PERHITUNGAN NERACA PANAS

Satuan panas : kkal

Suhu basis dalam perhitungan entalpi = $25^{O}C$

1. Heater CPO (E-114A)



Asumsi :

Q loss = Q steam yang tidak terkondensasi

Q steam yang tidak terkondensasi sebanyak 10% dari Q steam masuk

Q loss = 10% dari Q steam

Persamaan Neraca Panas :

H CPO masuk + Q steam = H CPO keluar + Q loss

H CPO masuk + Q steam = H CPO keluar + 10% Q steam

0.9 Q steam = H air keluar - H air masuk

Cp minyak :

Cp minyak = $A/\sqrt{d^{15}} + B\,(t-15)$ (Perry)

Di mana : A = 0,450 ; B = 0,0007 ; d = densitas CPO

Suhu CPO = $53^{O}C$ didapat Cp = 0,8676cal/gr°C = 0,8676 kcal/kg°C

Suhu CPO = $30^{O}C$ didapat Cp = 0,8515cal/gr°C = 0,8515 kcal/kg°C

Qmasuk = m .Cp .ΔT

= 39.025,2329 kg . 0,8515 kcal/kg^{O}C . (30-25)^{O}C

= 166.149,9291 kcal

Q = 695.187,9877 kJ

Qkeluar = m .Cp .ΔT

= 39.025,2329 kg . 0,8676 kcal/kg^{O}C . (53-25)^{O}C

= 948.048,71 kcal

Q = 3.966.731,004 kJ

0,9 Q steam = H air keluar - H air masuk

Q steam = (3.966.731,004 - 695.187,9877)/ 0,9

Q steam = 3.635.047,796 kJ

Q loss = 10% x 3.635.047,796 = 363.504,7796 kJ

Media pemanas yang digunakan adalah saturated steam.

Saturated steam pada 4,5 bar, 148 °C

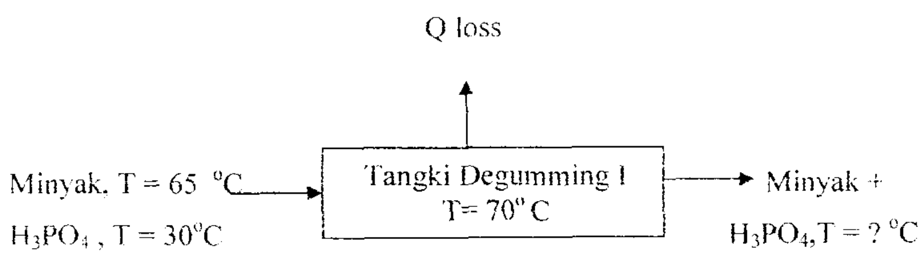
Dari Steam Tabel Geankoplis didapatkan harga λ pada suhu 148 °C adalah 2.356,053 kJ/kg

$$\text{Massa steam} = \frac{Q}{Lamda} = \frac{3.635.047{,}796\text{KJ}}{2.356{,}053\text{ KJ/Kg}} = 1.542{,}8548\text{ kg}$$

Tabel B.1. Neraca Panas pada Heater CPO

Nama Komponen	Entalpi Masuk (KJ)	Nama Komponen	Entalpi Keluar (KJ)
CPO	695.187,9877	CPO	3.966.731,004
Q steam	3.635.047,796	Q loss	363.504,7796
Total	4.330.235,7837	Total	4.330.235,7837

2. Tangki Degumming I (F-115A)



Asumsi :

Larutan keluar Tangki Degumming I bersuhu 70°C dan diasumsi panas yang hilang 5 % dari total panas masuk.

Persamaan Neraca Panas :

H input = H output + Q loss

H input = H output + 5 % H input

0,95 H input = H output

0,95 (H minyak dari tangki penampung crude oil + H H_3PO_4) = (H minyak + H H_3PO_4) keluar Degumming I

Entalpy Total Masuk :

H masuk tangki degumming I = H keluar tangki penampung crude oil + H H_3PO_4 75%

- H keluar tangki penampung CPO = 3.966.731,004 kJ
- H_3PO_4 75%

  T_{masuk} = 30 °C = 303 K

  T_{ref} = 298 K

  Cp = 200,32 kJ/kmol K [10]

  $H = \text{mol} \times Cp \times (T - T_{ref})$

  $= \dfrac{26,0168 \text{ kg}}{98 kg/kmol} \times 200,32 \text{ kJ/kmol K} \times (303 - 298) \text{ K} = 265,9023 \text{ kJ}$

H masuk tangki degumming I = 3.966.996,906 kJ

Dengan menggunakan persamaan Neraca Panas dapat diketahui entalpy minyak dan H_3PO_4 keluar tangki degumming I

H total keluar = 0,95 x 3.966.996,906 kJ = 3.768.647,061 kJ

T_{keluar} ditrial sampai H keluar mendekati = 3.768.647,061 kJ

Entalpy Keluar Degumming I :

Trial I : T_{keluar} = 70 °C = 343 K

➢ Minyak

  Terdiri atas beberapa komponen yaitu:

  - Trigliserida

    $\int Cp.dT = 0,462\ (70 - 25) + \frac{1}{2}\ 0,61.10^{-3}\ (70^2 - 25^2)$

    $= 22,09 \text{ kcal/kg} \times 4,1868 \text{ kJ/kcal} = 92,50 \text{ kJ/kg}.$

    $H = \text{massa} \times \int Cp.dT$

    $= 35.708,0881 \text{ kg} \times 92,50 \text{ kJ/kg} = 3.302.998,149 \text{ kJ}$

- Asam lemak bebas

$\int Cp.dT = 278.686\ (343 - 298\ ) + \frac{1}{2}2.5434\ (\ 343^2 - 298^2\ ) + \frac{1}{3}(-5.44.10^{-3})\ (343^3 - 298^3) + \frac{1}{4}4{,}92.10^{-6}(343^4 - 298^4)$

$= 31.387{,}44$ kJ/kmol.

$H = mol \times \int Cp.dT$

$= \frac{1.951{,}2616kg}{282.44kg / kmol} \times 31.387{,}44$ kJ/kmol = 216.842,8919 kJ

- Fosfatida

$Cp = 2.126{,}06$ kJ/ kmol K

$H = mol \times Cp \times (\ T - T_{ref}\ )$

$= \frac{1.170{,}7570kg}{753kg / kmol} \times 2.126{,}06$ kJ/kmol K x (343 – 298) K

= 148.750,9737 kJ

- Unsaponfiable

$Cp = 1.193{,}24$ kJ/ kmol K

$H = mol \times Cp \times (\ T - T_{ref}\ )$

$H = \frac{195{,}1262kg}{410kg / kmol} \times 1.193{,}24$ kJ/kmol.Kx(343 – 298)K=25.554,7742 kJ

Total H minyak keluar Degumming I = 3.694.146,789 kJ

➢ H_3PO_4 75%

$Cp = 200{,}32$ kJ/kmol K [10]

$H = mol \times Cp \times (\ T - T_{ref}\ )$

$= \frac{26{,}0168\ kg}{98kg / kmol} \times 200{,}32$ kJ/kmol K x (343 – 298) K = 2.393,1208 kJ

Total panas keluar = H minyak + H H_3PO_4 75% = 3.696.539,91 kJ

Total entalpy keluar belum mendekati 3.768.647,061 kJ maka dilakukan trial suhu keluar lagi.

Trial II :

Trial T = 344,1 K = 71,1 °C

➤ MINYAK

Terdiri atas beberapa komponen yaitu:

- Trigliserida

$\int Cp.dT = 0{,}462\ (71{,}1 - 25) + \frac{1}{2}\ 0{,}61.10^{-3}\ (71{,}1^2 - 25^2)$

$= 22{,}65$ kcal/kg x 4.1868 kJ/kcal = 94.82 kJ/kg.

$H = \text{massa x } \int Cp.dT$

= 35.708,0881 kg x 94,82 kJ/kg = 3.385.840,914 kJ

- Asam lemak bebas

$\int Cp.dT = 278{,}686\ (344{,}1 - 298) + \frac{1}{2} 2{,}5434\ (344{,}1^2 - 298^2) +$

$\frac{1}{3}(-5{,}44.10^{-3})\ (344{,}1^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4{,}92.10^{-6}(344{,}1^4 - 298^4)$

= 32.164,54 kJ/kmol.

$H = \text{mol x } \int Cp.dT$

$= \dfrac{1.951.2616kg}{282{,}44 kg / kmol}$ x 32.164,54 kJ/kmol = 222.211,5557 kJ

- Fosfatida

$Cp =$ 2.126,06 kJ/ kmol K

$H = \text{mol x Cp x } (T - T_{ref})$

$= \dfrac{1.170{,}7570kg}{753 kg / kmol}$ x 2.126,06 kJ/kmol K x (344,1 – 298) K

= 152.387,1087 kJ

- Unsaponfiable

$Cp =$ 1.193,24 kJ/ kmol K

$H = \text{mol x Cp x } (T - T_{ref})$

$= \dfrac{195{,}1262kg}{410 kg / kmol}$ x 1.193,24 kJ/kmol K x (344,1 – 298) K

= 26.179,4464 kJ

Total H minyak keluar Degumming I = 3.786.619,025 kJ

➤ H_3PO_4 75%

$Cp =$ 200,32 kJ/kmol K [10]

$H = \text{mol x Cp x } (T - T_{ref})$

$$= \frac{26{,}0168 \text{ kg}}{98 kg/kmol} \times 200{,}32 \text{ kJ/kmol K} \times (344{,}1 - 298)\text{ K} = 2.451{,}6193 \text{ kJ}$$

Total panas keluar = H minyak + H H_3PO_4 75% = 3.789.070,644 kJ

Entalpy minyak masuk degumming mendekati 3.768.647,061 kJ maka trial suhu dianggap berhasil

Suhu minyak keluar degumming I = 344,1 K= 71,1 °C

H input = H output + Q loss

(H minyak tangki crude oil + H H_3PO_4) = (H minyak + H H_3PO_4) + Q loss

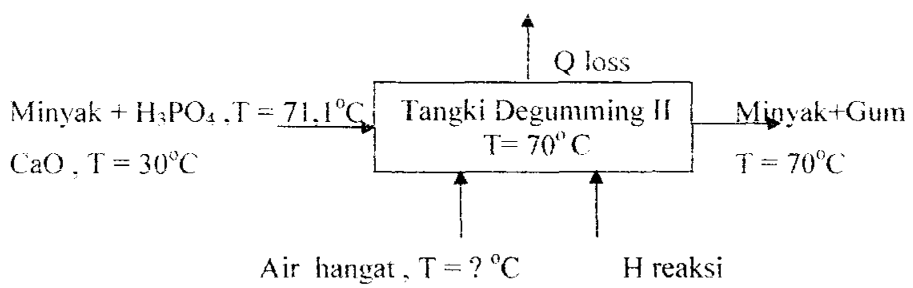
(3.966.731,004kJ + 265,9023 kJ) = (3.786.619,025 kJ + 2.451,6193 kJ) + Q loss

Q loss = 177.926,262 kJ

Tabel B.2. Neraca Panas pada Tangki Degumming I

Entalpi Awal	KJ/ batch	Entalpi akhir	KJ/ batch
Entalpi bahan masuk		Entalpi bahan keluar	
Minyak	3.966.731,004	Minyak: 1.Trigliserida	3.385.840,914
H_3PO_4	265,9023	2.Asam lemak bebas	222.211,5557
		3.Fosfatida	152.387,1087
		4.Unsaponfiable	26.179,4464
		H_3PO_4	2.451,6193
		Q loss	177.926,262
Total	3.966.996,9063	Total	3.966.996,9063

3. Tangki Degumming II (F-115B)



Asumsi : Q loss = 5% dari total entalpy masuk

Persamaan Neraca Panas :

H input = H output + Q loss

H input = H output + 5% H input

0.95 (H minyak+ H air keluar Heater I + H CaO + H reaksi) = (H minyak + H gum)keluar Degumming II

H input Degumming II = H minyak + H_3PO_4 75% keluar Degumming I + H air keluar Heater I + H CaO + H reaksi

- H minyak keluar degumming I = 3.786.619.025 kJ + 2.451,6193 kJ
  = 3.789.070.644 kJ

- H CaO

$$\int Cp.dT = 41{,}84\ (303\text{-}298) + \frac{0.0203}{2}\ (303^2\text{-}298^2) - (-\ 4{,}52.\ 10^5\ )(\frac{1}{303} - \frac{1}{298})$$

$$= 214.67 \text{ kJ/kmol}$$

$$H\ = \text{mol x } \int Cp.dT$$

$$= \frac{16{,}7251 kg}{56 kg/kmol} \text{ x } 214{,}67 \text{ kJ/kmol} = 64{,}1139 \text{ kJ}$$

- Panas reaksi:

$$2\ \ H_3PO_4 + 3\ CaO \rightarrow Ca_3(PO_4)_2 + 3\ H_2O$$

$$\frac{26.0168\text{kg}}{98 kg/kmol} \quad \frac{16.7251 kg}{56 kg/kmol} \quad \frac{30.8618\text{kg}}{310 kg/kmol} \quad \frac{1.164.2528\text{kg}}{18{,}016 kg/kmol}$$

0.2655 kmol 0.2986 kmol 0.0996 kmol 64.6233 kmol

$\Delta H_f\ H_2O$ = -68,32 kcal/kmol [24]

$\Delta H_f\ Ca_3(PO_4)_2$ = –986.2 kcal/kmol [24]

ΔH_f CaO = –151,7 kcal/kmol [24]

$\Delta H_f\ H_3PO_4$ = 306,2 kcal/kmol [24]

ΔH_{reaksi} = ((64.6233 kmol x (-68.32 kcal/kmol)) + (0.0996 kmol x (–986.2 kcal/kmol))) –((0,2986kmol x (–151.7 kcal/kmol))+ (0,2655 kmol x (–306.2 kcal/kmol)))

= - 4.549,2878 kcal x 4,1868 kJ/kcal

= -19.046,9582 kJ (reaksi eksotermis)

H air keluar Heater I dicari setelah diketahui enthalpy keluar degumming II, dengan menggunakan persamaan Neraca Panas.

Diinginkan larutan keluar Degumming II bersuhu 343 K, maka dapat dihitung panas keluar Degumming II yang berupa minyak dan gum.

Entalpy Keluar Degumming II :

- MINYAK

  Terdiri atas beberapa komponen yaitu:

  - Trigliserida

    $\int Cp.dT = 0{,}462\ (70 - 25\ ) + \frac{1}{2}\ 0{,}61.10^{-3}\ (70^2 - 25^2\ )$

    $= 22{,}09$ kcal/kg x 4.1868 kJ/kcal = 92,5 kJ/kg.

    $H = \text{massa x } \int Cp.dT$

    = 35.523,2236 kg x 92,5 kJ/kg = 3.285.898,183 kJ

  - Asam lemak bebas

    $\int Cp.dT = 278.686\ (343 - 298) + \frac{1}{2} 2.5434\ (343^2 - 298^2) + \frac{1}{3}(-5{,}44.10^{-3})\ (343^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 4{,}92.10^{-6}(343^4 - 298^4)$

    = 31.387,44 kJ/kmol.

    $H = \text{mol x } \int Cp.dT$

    $= \frac{1.951{,}2616 kg}{282{,}44 kg / kmol}$ x 31.387,44 kJ/kmol = 216.842,8919 kJ

  - Unsaponfiable

    $Cp = 1.193{,}24$ kJ/ kmol K

    $H = \text{mol x Cp x } (T - T_{ref})$

    $= \frac{195{,}1262 kg}{410 kg / kmol}$ x 1.193,24 kJ/kmol K x (343 – 298) K

    = 25.554,7742 kJ

  - Air

    $\int Cp.dT = 18{,}2964\ (343 - 298) + \frac{1}{2} 0{,}47212\ (343^2 - 298^2) + \frac{1}{3}(-1{,}34.10^{-3})\ (343^3 - 298^3) + \frac{1}{4} 1{,}31.10^{-6}(343^4 - 298^4)$

    = 3.390,40 kJ/kmol.

$H \;= \text{mol} \times \int Cp.dT$

$= \dfrac{713{,}9718 kg}{18{,}016 kg/kmol} \times 3.390{,}40 \text{ kJ/kmol} = 134.361{,}1229 \text{ kJ}$

Total entalpy minyak keluar = 3.662.656.972 kJ

- Gum
  - Trigliserida

    $\int Cp.dT = 0{,}462\,(70-25) + \frac{1}{2}\;0{,}61.10^{-3}\,(70^2-25^2)$

    $= 22{,}09 \text{ kcal/kg} \times 4{,}1868 \text{ kJ/kcal} = 92{,}5 \text{ kJ/kg}.$

    $H = \text{massa} \times \int Cp.dT$

    $= 184{,}8645 kg \times 92{,}5 \text{ kJ/kg} = 17.099{,}9663 \text{ kJ}$

  - Fosfatida

    $Cp = 1.230{,}92 \text{ kJ/ kmol K}$

    $H \;= \text{mol} \times Cp \times (T - T_{ref})$

    $= \dfrac{1.170{,}7570 kg}{753 kg/kmol} \times 1.230{,}92 \text{ kJ/kmol K} \times (343-298)\text{K}$

    $= 86.122{,}0044 \text{ KJ}$

  - Air

    $\int Cp.dT = 18{,}2964\,(343-298) + \frac{1}{2}0{,}47212\,(343^2-298^2) + \frac{1}{3}(-1{,}34.10^{-3})\,(343^3-298^3) + \frac{1}{4}\,1{,}31.10^{-6}(343^4-298^4)$

    $= 3.390{,}40 \text{ kJ/kmol}.$

    $H \;= \text{mol} \times \int Cp.dT$

    $= \dfrac{462{,}1611 kg}{18{,}016 kg/kmol} \times 3.390{,}40 \text{ kJ/kmol} = 86.973{,}3012 \text{ kJ}$

  - $Ca_3(PO_4)_2$

    $Cp = (3 \times 6{,}2)+(2 \times 5{,}4)+(8 \times 4) \;\; \text{kcal / kmol K}$

    $= 61{,}4 \text{ kcal / kmol K} \times 4.1868 \text{ KJ / kcal}$

    $Cp = 257{,}07 \text{ KJ/ kmol K}$

    $H \;= \text{mol} \times Cp \times (T - T_{ref})$

    $= \dfrac{30{,}8618 kg}{310 kg/kmol} \times 257{,}07 \text{ KJ/kmol K} \times (343-298)\text{ K}$

= 1.151,6578 KJ

Total entalpy Gum keluar = 191.346,9297 kJ

Total panas keluar *degumming* II = H Minyak + H Gum

= 3.662.656.972 kJ + 191.346,9297 kJ

= 3.854.003,902 kJ

0,95 H input = H output

0,95 (H minyak keluar tangki degumming I + H air keluar Heater I + H CaO + H reaksi) = H minyak + H gum

0,95 (3.789.070,644 kJ + H air keluar Heater I + 64,1139 kJ + 19.046,9582 kJ) = 3.854.003.902 kJ

H air keluar Heater I = 248.664,4965 kJ

H air keluar heater I :

Diketahui dari Neraca Massa, massa air yang dibutuhkan untuk proses degumming II = 740,0672 kg

$$H = \text{mol} \times \int Cp.dT$$

$$248.664,4965 \text{ kJ} = \frac{740,0672 kg}{18,016 kg/kmol} \times \int Cp.dT$$

$$\int Cp.dT = 6.053,4227 \text{ kJ/kmol}$$

$$\int Cp.dT = 18,2964\ (T - 298) + \tfrac{1}{2} 0.47212\ (T^2 - 298^2) + \tfrac{1}{3}(-1,34.10^{-3})\ (T^3 - 298^3) + \tfrac{1}{4} 1,31.10^{-6}(T^4 - 298^4)$$

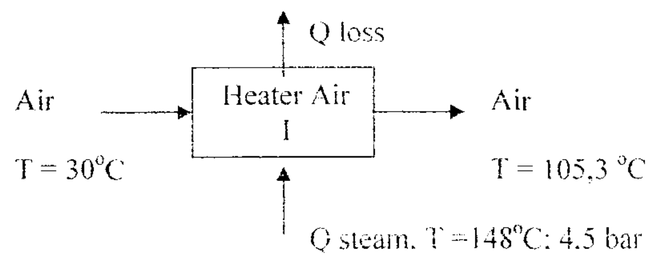
$$6.053,4227 \text{ kJ/kmol} = 18,2964\ (T - 298) + \tfrac{1}{2} 0,47212\ (T^2 - 298^2) + \tfrac{1}{3}(-1,34.10^{-3})\ (T^3 - 298^3) + \tfrac{1}{4} 1,31.10^{-6}(T^4 - 298^4)$$

dengan menggunakan trial didapat harga T = 378,3 K = 105,3 °C. Jadi suhu air keluar Heater air I = 378,3 K = 105,3 °C

Tabel B.3. Neraca Panas pada Tangki Degumming II

Entalpi Awal	KJ/ batch	Entalpi akhir	KJ/ batch
Entalpi bahan masuk		Entalpi bahan keluar	
Minyak: 1.Trigliserida	3.385.840.914	Minyak: 1.Trigliserida	3.285.898.183
2.Asam lemak bebas	222.211.5557	2.Asam lemak bebas	216.842.8919
3.Fosfatida	152.387.1087	3. Unsaponfiable	25.554.7742
4.Unsaponfiable	26.179.4464	4. Air	134.361,1229
H_3PO_4	2.451,6193	Gum : 1. Trigliserida	17.099,9663
Air keluar Heater I	248.664,4965	2. Fosfatida	86.122.0044
CaO	64,1139	3. Air	86.973,3012
Panas Reaksi	19.046,9582	4. $Ca_3(PO_4)_2$	1.151,6578
Total	3.854.003.902	Total	3.854.003.902

*4. **Heater Air I*** **(E-114B)**



Asumsi :

Q loss = Q steam yang tidak terkondensasi

Q steam yang tidak terkondensasi sebanyak 10% dari Q steam masuk

Q loss = 10% dari Q steam

Persamaan Neraca Panas :

H air masuk + Q steam = H air keluar + Q loss

H air masuk + Q steam = H air keluar + 10% Q steam

0.9 Q steam = H air keluar - H air masuk

Entalpy Masuk :

- Air

T_{masuk} = 30 °C = 303 K

T_{ref} = 298 K

$\int Cp.dT = 18.2964\ (303 - 298\ ) + \frac{1}{2}\ 0{,}47212\ (\ 303^2 - 298^2\ ) + \frac{1}{3}(-1{,}34.10^{-3})$

$(303^3 - 298^3) + \frac{1}{4}\ 1{,}31.10^{-6}(303^4 - 298^4)$

= 373,5647 kJ/kmol.

$H = mol\ x\ \int Cp.dT$

$= \frac{740{,}0672\ kg}{18{,}016\ kg/kmol}$ x 373.5647 kJ/kmol = 15.345,4142 kJ

Entalpy Keluar :

- Air

T_{keluar} = 105,3 °C = 316,5 K

T_{ref} = 298 K

$\int Cp.dT = 18.2964\ (316.5 - 298\ ) + \frac{1}{2}0.47212\ (316{,}5^2 - 298^2\ ) + \frac{1}{3}(-1{,}34.10^{-3})\ (316.5^3 - 298^3) + \frac{1}{4}\ 1{,}31.10^{-6}(316.5^4 - 298^4)$

= 6.051,9941 kJ/kmol.

$H = mol\ x\ \int Cp.dT$

$= \frac{740{,}0672\ kg}{18{,}016\ kg/kmol}$ x 6.051,9941 kJ/kmol = 248.605,8131 kJ

0,9 Q steam = H air keluar - H air masuk

Q steam = (248.605,8131 - 15.345,4142)/ 0,9

Q steam = 259.178,221 kJ

Q loss = 10% x 259.178,221 = 25.917,8221 kJ

Massa steam : Q = m . λ

Dari Steam Tabel Geankoplis didapatkan harga λ pada suhu 148 °C adalah

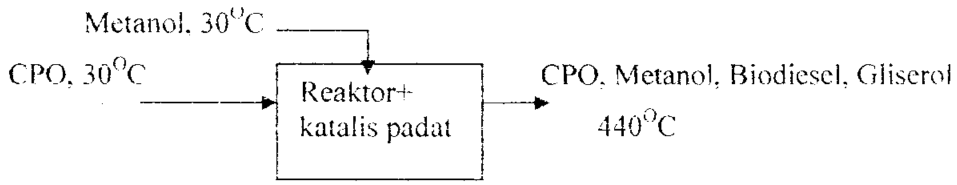
2.356,053 kJ/kg

$$m = \frac{Q}{\lambda} = \frac{259.178,221 KJ}{2.356,053 KJ/kg} = 110,0053 \text{ kg}$$

Tabel B.4. Neraca Panas pada Heater Air

Nama Komponen	Entalpi Masuk (KJ)	Nama Komponen	Entalpi Keluar (KJ)
Air masuk	15.345,4142	Air keluar	248.605,8131
Q steam	259.178,221	Q loss	25.917,8221
Total	274.523,6352	Total	274.523,6352

5. **Reaktor (R-110)**



Kondisi operasi : Suhu masuk : 30°C; Suhu keluar : 440°C

Entalpi bahan masuk (ΔHR)

Bahan masuk (kg/ Batch) :

CPO = 35.523,2237; Metanol = 3.064,1069

Cp bahan masuk :

- Cp metanol $_{(cair)}$ = 2,5475 kJ/ Kg°K (Geankoplis)

  = 0,6089 Kkal/ Kg°K

- Cp minyak ,

  Cp minyak = A/ $\sqrt{d^{15}}$ + B (t – 15) (Perry)

  Di mana : A = 0,450 ; B = 0,0007 ; d = densitas CPO

  Suhu CPO = 30°C didapat Cp = 0,8515 cal/gr°C = 0,8515 kcal/kg°C

ΔH_R = m. Cp. ΔT

- CPO = 35.523,2237 x 0,8515 x (30-25) = 151.240,1249
- Metanol = 3.064,1069x 0,6089 x (303-298) = <u>9.328,6735 +</u>

ΔH_R = 160.568,7984 kkal

ΔH_{298}

Bahan yang bereaksi :

- CPO = 28,9799 kmol/ batch
- Metanol = 86,9398 kmol/ batch

Produk yang terbentuk :

- Biodiesel = 86,9398 kmol/ batch
- Gliserol = 28,9799 kmol/ batch

ΔH^o_f (kkal/mol):

- ΔH^o_f metanol = -57,04 kkal/mol (Perry. 5[ed]) = -57.040 kkal/ kmol
- ΔH^o_f Gliserol = -159,16 kkal/mol (Perry. 5[ed]) = -159.160 kkal/ kmol

Untuk data yang lain digunakan Tabel B-5 untuk mencari ΔH^o_f (kkal/mol): (Perry [7]ed, 1999)

Tabel B.5. Nilai ΔH^o_f untuk berbagai ikatan yang ada dalam CPO

Group	H^o_F	CPO Palmitat	CPO Oleat	CPO Miristat	CPO Stearat	CPO Linoleat	BIO Palmitat	BIO Oleat	BIO Miristat	BIO Stearat	BIO Linoleat
CH3	-76.4500	3	3	3	3	3	2	2	2	2	2
CH2	-20.6400	44	44	38	50	32	14	14	12	16	10
CH	29.8900	1	1	1	1	1					
COO	-337.9200	3	3	3	3	3	1	1	1	1	1
C=O	-31.8660	3	3	3	3	3	1	1	1	1	1
CH=	37.9700		6			18		2			6

ΔH^o_f = (banyaknya ikatan CH_3 x harga HoF CH_3) + (banyaknya ikatan CH_2 x harga HoF CH_2) + (banyaknya ikatan CH x harga HoF CH) + (banyaknya ikatan COO x harga HoF COO) + (banyaknya ikatan C=O x harga HoF C=O) + (banyaknya ikatan CH= x harga HoF CH=)

- ΔH^o_f CPO

○ ΔH^o_f Biodiesel Palmitat = (3 x (–76,4500)) + (44 x (–20,6400)) + (1 x 29,8900) + (3 x (–337,9200)) + (3 x (–31,8660))

ΔH^o_f Biodiesel Palmitat = - 2216,97809 kkal/mol

= -2.216.978,09 kkal/ kmol

- ΔH^o_f Biodiesel

○ ΔH^o_f Biodiesel Palmitat = (2 x (–76,4500)) + (14 x (–20,6400))

$+ (1 \times (-337,9200)) + (1 \times (-31,8660))$

ΔH^o_f Biodiesel Palmitat = - 811,646029 kkal/ mol

= - 811.646,029 kkal/ kmol

Dengan cara yang sama , didapatkan harga ΔH^o_f CPO dan ΔH^o_f Biodiesel seperti pada tabel di bawah ini :

Komponen	$\Delta H^o f$ (kkal/kmol)	Komponen	ΔH^O_f (kkal/ kmol)
CPO palmitat	-2216978,09	Biodiesel Palmitat	-770366,0287
CPO oleat	-1989158,09	Biodiesel Oleat	-852926,0287
CPO miristat	-2093130,89	Biodiesel Miristat	-184766,0287
CPO stearat	-2340818,09	Biodiesel Stearat	-852926,0287
CPO linoleat	-1285838,09	Biodiesel Linoleat	-501266,0287

Harga ΔH^O_f CPO rata-rata = (Harga ΔH^O_f CPO palmitat + Harga ΔH^O_f CPO oleat + Harga ΔH^O_f CPO miristat + Harga ΔH^O_f CPO stearat + Harga ΔH^O_f CPO linoleat) / banyaknya komponen

Harga ΔH^O_f CPO rata-rata = ((- 2.216.978,09) + (- 1.989.158,09) + (- 2.093.138,09) + (- 2.340.818,09) + (- 1.285.838,09)) / 5

Harga ΔH^O_f CPO rata-rata = -1.985.186,09 kkal/ kmol

Harga ΔH^O_f Biodiesel rata-rata = ((-770.366,0287) + (-852.926,0281) + (-184.766,0287) + (-852.926,0287) + (-501.266,0287)) / 5

Harga ΔH^O_f Biodiesel rata-rata = - 617.262,0287 kkal/ kmol

ΔH^O_f produk = ΔH^O_f Biodiesel + ΔH^O_f Gliserol

= (86,9398 kmol/batch x (-617.262,0287kkal/ kmol))+(28,9799 kmol/batch x (-159.160 kkal/kmol))

ΔH^O_f produk = - 58.277.078,21 kkal/ batch

ΔH^O_f reaktan = ΔH^O_f CPO + ΔH^O_f metanol

= (28,9799 kmol/batch x (-1.985.186,09kkal/ kmol))+(86,9398 kmol/batch x (-57.040 kkal/kmol))

ΔH^O_f reaktan = - 62.489.540,56 kkal/ batch

$\Delta H_{298} = \Delta H^O{}_f$ produk - $\Delta H^O{}_f$ reaktan

ΔH_{298} = - 58.277.078,21 kkal/ batch – (- 62.489.540,56 kkal/ batch)

ΔH_{298} = 4.212.462,35 kkal/ batch

Entalpi bahan keluar (ΔH_p)

Bahan keluar (kg/ batch) :

- CPO = 7.104,6346
- Metanol = 278,5558
- Biodiesel = 28.534,5118
- Gliserol = 2.669,6284

Cp bahan keluar :

- Cp metanol $_{(gas)}$ = $5{,}06.10^{-6}$ J/kgmol^{O}K

  Cp metanol $_{(gas)}$ = 5,06.10-6 J/kgmol^{O}K x 1 kgmol/32,04 kg

  = $1{,}57.10^{-7}$ J/Kg^{O}K = $3{,}75.10^{-11}$ kkal/ Kg^{O}K (Perry)

- Cp Gliserol = 0,5927 kkal/kg^{O}C (Geankoplis)
- Cp CPO

  Cp minyak = A/ $\sqrt{d^{15}}$ + B (t – 15) (Perry)

  Di mana : A = 0,450 ; B = 0,0007 ; d = densitas CPO

  Suhu CPO = 440^{O}C didapat Cp = 0,5405 cal/gr^{O}C = 0,5405 kcal/kg^{O}C

- Cp Biodiesel

  Diketahui harga sg biodiesel dari literature sebesar 0,8802. Kemudian dengan menggunakan rumus pada App.K dan figure K.1 Himmelblau, 1989 dapat diselesaikan.

  $$Sg = \frac{141{,}5}{131{,}5 + {}^O API} \rightarrow 0{,}8802 = \frac{141{,}5}{131{,}5 + {}^O API} \rightarrow {}^O API = 29{,}2589\,{}^O API$$

  kemudian dengan figure K.1. dan 29,2589^{O}API dan suhu 440^{O}C = 824^{O}F, maka didapat harga Cp + B = 0,832 Btu/ lb ^{o}F.

  Setelah itu mencari harga B dengan cara lihat figure K.1. bagian atas dengan suhu titik didih biodiesel = 360^{o}C = 680^{o}F, didapat harga B = 0,03. Jadi :

  Cp biodiesel + B = 0,832

  Cp Biodiesel = 0,832 – 0,03

  Cp Biodiesel = 0,802 Btu/ lb^{o}F = 0,802 kkal/ kg^{o}C

Pada reactor terjadi penguapan metanol, karena titik didih metanol (64.5°C) di bawah suhu reaksi (440°C). Penguapan metanol dianggap 110% dari berat metanol masuk.

ΔHp metanol $_{(gas)}$ = m . Cp_{gas} . ΔT + m . λ

= (278.5558 x $3.75.10^{-11}$ x (440-25)) + (((278.5558 /32,04) x 3,17)/4.1480)

ΔHp metanol $_{(gas)}$ = 6.6442 kkal

ΔHp = m . Cp . ΔT

- CPO = 7.104,6346 x 0,5405 x (440-25) = 1.593.622,826
- Metanol = 6,6442 = 6,6442
- Biodiesel = 28.534,5118 x 0,802 x (440-25) = 9.497.141,562
- Gliserol = 2.669,6284 x 0,5927 x (440-25) = 656.649,8323 +

ΔHp = 11.747.420,86 kkal

Q = ΔHp + ΔH_{298} - ΔH_R

Q = 11.747.420,86 + 4.212.462,35 – 160.568,7984

Q = 15.799.314,42 kkal/ batch

Q supply = 1,05 x 15.799.314,42 kkal/ batch

= 16.589.280.14 kkal/ batch

Q loss = 0.05 x 15.799.314.42 kkal/ batch

= 789.965,721 kkal/ batch

Media pemanas yang digunakan adalah flue gas yang berasal dari batu bara

HHV flue gas = 22.5 MJ = 22.500 KJ/Kg (Perry.7 ed)

massa flue gas yang yang dibutuhkan = $\dfrac{16.589.280{,}14\,KJ/batch}{22.500\,KJ?kg}$

= 737,3013 kg/batch = 1.474,6026 kg/hari

Tabel B.6. Neraca Panas pada Reaktor

Entalpi Awal	Kkal/ batch	Entalpi akhir	Kkal/ batch
Entalpi bahan masuk		Entalpi bahan keluar	
CPO	151.240,1249	CPO	1.593.622,826
Metanol	9.328,6735	Metanol gas	6,6442
Q supply	16.589.280.14	Biodiesel	9.497.141,562
		Gliserol	656.649,8323
		Panas Reaksi	160.568,7984
		Q loss	789.889,5015
Total	16.749.848,94	Total	16.749.848,94

6. Destilasi I (D-120)

H feed + Qr = H destilat + H bottom + Qc + Panas hilang ....(Kern, 1965)

Panas masuk :

CPO : 954.109,799 Kkal/ batch ; Metanol : 6,6442 Kkal/ batch

Biodiesel: 9.497.141,562 Kkal/ batch ; Gliserol : 656.649,8323 Kkal/ batch

Panas keluar :

- Destilat

  Suhu keluar destilat = 386,25^{O}C

  - H CPO = m CPO . Cp CPO . ΔT

    Cp CPO (386,25^{O}C) = 0,9745 kkal/kg^{O}C

    H CPO = 678.746,5848 kg x 0,9745 kkal/ kg^{O}C x (386,25-25)^{O}C

    H CPO = 238.944.675,1 kkal

  - H metanol

    H metanol $_{(gas)}$ = m . Cp$_{gas}$. ΔT + m . λ

    = (38.215,1781 x 1,29.10^{-9} x (386,25-25))

    + (((38.215,1781 /32,04) x 3,17)/4,1840)

    H metanol $_{(gas)}$ = 904,5370 kkal

  - H gliserol = m gliserol . Cp gliserol . ΔT

    H gliserol = 52.663,9723 kg x 0,5624 kkal/kg^{O}C x (386,25-25)^{O}C

    H gliserol = 10.699.581,26 kkal

- Bottom

  Suhu keluar Bottom = 484,8^{O}C

CPO	= 0,7245 kmol	= 710,4664 kg
Biodiesel	= 86,9398 kmol	= 28.534,5118 kg
Gliserol	= 26,08191 kmol	= 2.586,9055 kg

  - H CPO = m CPO . Cp CPO . ΔT

    Cp CPO rata-rata (484,8^{O}C) = 1,0089 kkal/kg^{O}C

    H CPO = 710,4664 kg x 1,0089 kkal/ kg^{O}C x (484,8-25)^{O}C

    H CPO = 329.579,8355 kkal

  - H biodiesel

    H biodiesel = m . Cp . ΔT

    Cp Biodiesel = 0,805 kkal/ kg^{O}C

H biodiesel = 28.534.5118 kg x 0.805 kkal/kg^{O}C x (484.8-25)

H biodiesel = 10.561.735,6631 kkal

- H glierol = m gliserol . Cp gliserol . ΔT

  H gliserol = 2.586,9055 kg x 0.6180 kkal/kg^{O}C x (484.8-25)^{O}C

  H gliserol = 735.085,754 kkal

Qc didapat dari neraca panas kondensor dan Panas hilang diasumsi 0,05 Qr

H feed + Qr = H destilat + H bottom + Qc + Panas hilang

(954.109.799 + 6.6442 + 9.497.141,562 + 656.649.8323) + Qr = (238.944.675,1 + 904.5370 + 10.699.581,26) + (329.579.8355 + 10.561.735.6631 + 735.085.754) + 31.600.313.2044 + 0.05Qr

Qr = 296.593.650.0174 kkal

Panas hilang = 0,05 Qr = 14.829.682,5009 kkal

Tabel B.7. Neraca Panas pada Destilasi I

Entalpi masuk. kkal/ batch		Entalpi keluar. kkal/batch	
CPO	954.109,799	Destilat : CPO	238.944.675,1
Metanol	6.6442	Metanol	904.5370
Biodiesel	9.497.141,562	Gliserol	10.699.581.26
Gliserol	656.649.8323	Bottom : CPO	329.579.8355
Qr	296.593.650.0174	Biodiesel	10.561.735.6631
		Gliserol	735.085.754
		Qc	1.387.983.554.0701
		Panas hilang	14.829.682.5009
Total	307.044.908,0226	Total	307.044.908.0226

7. Kondensor I

Panas masuk = Panas keluar + Q loss + Q pendingin

Mol Destilat :

CPO : 6,5205 kmol = 6.394,1979 kg

Metanol : 278,556 kmol = 8.924,934 kg

Gliserol : 266,963 kmol = 24.592,6316 kg

Mol L didapat dengan cara : R = L/D. Dari Appen A didapat R = 3,45 sehingga:

mol L CPO : 3,45 x 6,5205 = 22,4957 kmol = 22.059,9583 kg

Metanol :3,45 x 278,556 = 961,0182 kmol = 30.793,0673 kg

Gliserol : 3,45 x 266,963 = 921,0224 kmol = 84.884,5835 kg

Mol masuk = Mol Destilat + mol L

CPO : 29,0162 kmol = 28.454,1562 kg

Metanol : 1.293,5742 kmol = 39.715,9574 kg

Gliserol : 1.187,9854 kmol = 109.437,2151 kg

Panas masuk :

Suhu masuk = 386,25^{O}C

- H CPO = m CPO . Cp CPO . ΔT

  Cp CPO = 0,9745 kkal/kg^{O}C

  H CPO = 28.454,1562 kg x 0,9745 kkal/ kg^{O}C x (386,25-25)^{O}C

  H CPO = 10.016.947,7971 kkal
- H metanol

  H metanol $_{(gas)}$ = m . Cp$_{gas}$. ΔT + m . λ

  = (39.715,9574 x 1,29.10^{-9} x (386,25-25))

  + (((39.715,9574 /32,04) x 3,17)/4,1840)

  H metanol $_{(gas)}$ = 939,1769 kkal
- H gliserol = m gliserol . Cp gliserol . ΔT

  H gliserol = 109.437,2151 kg x 0,5624 kkal/kg^{O}C x (386,25-25)^{O}C

  H gliserol = 22.234.030,6802 kkal

Panas keluar :

Suhu keluar = 300^{O}C

- H CPO = m CPO . Cp CPO . ΔT

  Cp CPO (300^{O}C) = 1,0405 kkal/kg^{O}C

  H CPO = 28.454,1562 kg x 1,0405 kkal/ kg^{O}C x (300-25)^{O}C

  H CPO = 8.141.801,12 kkal
- H metanol $_{(gas)}$ = m . Cp$_{gas}$. ΔT + m . λ

  = (39.715,9574 x 1,4.10^{-9} x (300-25))

  + (((39.715,9574 /32,04) x 3,17)/4,1840)

  H metanol $_{(gas)}$ = 939,1764 kkal
- H gliserol = m gliserol . Cp gliserol . ΔT

  H gliserol = 109.437,2151 kg x 0,669 kkal/kg^{O}C x (300-25)^{O}C

H gliserol = 20.133.711,65 kkal

Panas masuk = Panas keluar + 0,95Qc

32.251.917,6542 = 28.276.451,94 + 0,95 Qc

Qc = 4.184.700,743 kkal

Panas serap = 0,95 Qc = 3.975.465,706 kkal

Panas hilang = 0,05 Qc = 209.235,0371 kkal

Massa ethylene glycol 65% yang dibutuhkan :

$$\text{Massa} = \frac{panas \quad serap}{Cp.\Delta T} = \frac{3975465{,}706}{0{,}8175.(115{,}55 - 93{,}33)} = 218.854{,}8601 \text{ kg}$$

Tabel B.8. Neraca Panas pada kondensor I

Nama Komponen	Entalpi masuk, kkal/ batch	Nama Komponen	Entalpi keluar, kkal/ batch
CPO	10.016.947,7971	CPO	8.141.801,12
Metanol	939,1769	Metanol	939,1764
Gliserol	22.234.030,6802	Gliserol	20.133.711,65
		Q loss	209.235,0371
		Q pendingin	4.184.700,743
Total	32.670.387,7265	Total	32.670.387,7265

8. Destilasi II (D-130)

H feed + Qr = H destilat + H bottom + Qc + Panas hilang ....(Kern, 1965)

Panas masuk : Suhu masuk = 484,8°C

CPO = 0,7245 kmol = 710,4664 kg

Biodiesel = 86,9398 kmol = 28.534,5118 kg

Gliserol = 26,081991 kmol = 2.586,9055 kg

- H CPO = m CPO . Cp CPO . ΔT

  Cp CPO rata-rata = 1,0089 kkal/kg°C

  H CPO = 710,4664 kg x 1,0089 kkal/ kg°C x (484,8-25)°C

  H CPO = 329.579,8355 kkal

- H biodiesel

  H biodiesel = m . Cp . ΔT

  Cp Biodiesel = 0,805 kkal/ kg°C

  H biodiesel = 28.534,5118 kg x 0,805 kkal/kg°C x (484,8-25)

  H biodiesel = 10.561.735,6631 kkal

- H glierol = m gliserol . Cp gliserol . ΔT

  H gliserol = 2.586,9055 kg x 0,6180 kkal/kg^{O}C x (484,8-25)^{O}C

  H gliserol = 735.085,7540 kkal

Panas keluar :

- Destilat

  Suhu keluar destilat = 461 ^{O}C

  - H CPO = m CPO . Cp CPO . ΔT

    Cp CPO rata-rata = 1,0006 kkal/kg^{O}C

    H CPO = 1.957,9258 kg x 1,0006 kkal/ kg^{O}C x (461-25)^{O}C

    H CPO = 854.167,8422 kkal

  - H biodiesel

    H biodiesel = m . Cp . ΔT

    Cp Biodiesel = 0,802 kkal/ kg^{O}C

    H biodiesel = 785,143962 kg x 0,802 kkal/kg^{O}C x (461-25)^{O}C

    H biodiesel = 274.542,8595 kkal

  - H gliserol = m gliserol . Cp gliserol . ΔT

    H gliserol = 6.437,2728 kg x 0,6046 kkal/kg^{O}C x (461-25)^{O}C

  - H gliserol = 1.696.901,1588 kkal

- Bottom

  Suhu keluar Bottom = 478,8^{O}C

CPO	= 0 kmol	= 0 kg
Biodiesel	= 78,2458 kmol	= 25.681,054 kg
Gliserol	= 0,6987 kmol	= 64,3642 kg

  - H biodiesel

    H biodiesel = m . Cp . ΔT

    Cp Biodiesel = 0,8035 kkal/ kg^{O}C

    H biodiesel = 25.681,054 kg x 0,8035 kkal/kg^{O}C x (478,8-25)

    H biodiesel = 9.364.039,0622 kkal

  - H glierol = m gliserol . Cp gliserol . ΔT

    H gliserol = 64,3642 kg x 0,6146kkal/kg^{O}C x (478,8-25)^{O}C

    H gliserol = 17,951,5281 kkal

Qc didapat dari neraca panas kondensor II dan Panas hilang diasumsi 0,05Qr

H feed + Qr = H destilat + H bottom + Qc + Panas hilang

(329.579,8355 + 10.561.735,6631 + 735.085,7540) + Qr = (854.167,8422 + 274.542,8595 + 1.696.901,1588) + (9.364.039,0622 + 17.951,5281) + 1.653.845,8577 + 0,05Qr

Qr = 2.352.681,1115 kkal

Panas hilang = 0,05 Qr = 117.634,0556 kkal

Tabel B.9. Neraca Panas pada Destilasi II

Entalpi masuk, kkal/ batch		Entalpi keluar, kkal/batch	
CPO	329.579,8355	Destilat : CPO	854.167,8422
Biodiesel	10.561.735,6631	Biodiesel	274.542,8595
Gliserol	735.085,7540	Gliserol	1.696.901,1588
Qr	2.352.681,1115	Bottom :	
		Biodiesel	9.364.039,0622
		Gliserol	17.951,5281
		Qc	1.653.845,8577
		Panas hilang	117.634,0556
Total	13.979.082,3641	Total	13.979.082,3641

9. Kondensor II

Panas masuk = Panas keluar + Q loss + Q pendingin

Mol Destilat :

CPO = 0,7245 kmol = 710,4664 kg

Biodiesel = 0,8694 kmol = 285,2675 kg

Gliserol = 25,38321 kmol = 2.338,301kg

Mol L didapat dengan cara : R = L/D. Dari Appen A didapat R = 1,753 sehingga:

Mol L: CPO = 1,753 x 0,7245 kmol = 1,2700 kmol = 1.245,4001 kg

Biodiesel = 1,753 x 0,8694 kmol = 1,5241 kmol = 500,2249 kg

Gliserol = 1,753 x 25,38321 kmol = 44,4968 kmol = 4.099,0452 kg

Mol masuk = Mol destilat + Mol L

CPO = 1,9945 kmol = 1.955,8665 kg

Biodiesel = 2,3935 kmol = 785,5706 kg

Gliserol = 69,8800 kmol = 6.437,3456 kg

Panas masuk :

Suhu masuk = 461^{O}C

- H CPO = m CPO . Cp CPO . ΔT

  Cp CPO rata-rata = 1,0006 kkal/kg^{O}C

  H CPO = 1.955,8665 kg x 1,0006 kkal/ kg^{O}C x (461-25)^{O}C

  H CPO = 853.269,4487 kkal
- H biodiesel

  H biodiesel = m . Cp . ΔT

  Cp Biodiesel = 0,802 kkal/ kg^{O}C

  H biodiesel = 785,5706 kg x 0,802 kkal/kg^{O}C x (461-25)^{O}C

  H biodiesel = 274.692,0428 kkal
- H gliserol = m gliserol . Cp gliserol . ΔT

  H gliserol = 6.437,3456 kg x 0,6046 kkal/kg^{O}C x (461-25)^{O}C
- H gliserol = 1.696.920,3493 kkal

Panas keluar :

Suhu kondensor = 250^{O}C

- H CPO = m CPO . Cp CPO . ΔT

  Cp CPO rata-rata = 0,9268 kkal/kg^{O}C

  H CPO = 1.955,8665 kg x 0,9268 kkal/ kg^{O}C x (250-25)^{O}C

  H CPO = 407.856,8412 kkal
- H biodiesel

  H biodiesel = m . Cp . ΔT

  Cp Biodiesel = 0,808 kkal/ kg^{O}C

  H biodiesel = 785,5706 kg x 0,808 kkal/kg^{O}C x (250-25)

  H biodiesel = 142.816,7351 kkal
- H gliserol = m gliserol . Cp gliserol . ΔT

  H gliserol = 6.437,3456 kg x 0.4854 kkal/kg^{O}C x (250-25)^{O}C

  H gliserol = 703.054,6997 kkal

Panas masuk = Panas keluar + 0,95Qc

2.824.881,8408 = 1.253.728,276 + 0,95 Qc

Qc = 1.653.845,8577 kkal

Panas serap = 0.95 Qc = 1.571.153.5648 kkal

Panas hilang = 0.05 Qc = 82.692.2929 kkal

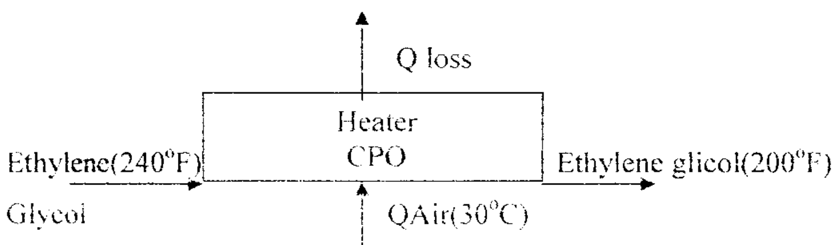
Massa ethylene glycol 65% yang dibutuhkan :

$$\text{Massa} = \frac{panas \quad serap}{Cp.\Delta T} = \frac{1571153.5648}{0.8175.(115.55 - 93.33)} = 86.494.1667 \text{ kg}$$

Tabel B.10. Neraca Panas pada Kondensor II

Nama Komponen	Entalpi masuk, kkal/ batch	Nama Komponen	Entalpi keluar, kkal/ batch
CPO	853.269.4487	CPO	407.856,8412
Biodiesel	274.692.0428	Biodiesel	142.816.7351
Gliserol	1.696.920.3493	Gliserol	703.054,6997
		Q loss	82.692.2929
		Q pendingin	1.653.845.8577
Total	2.824.881.8408	Total	2.824.881.8408

10. Heat Exchanger Ethylene glycol (Kondensor I) (E-121)



Asumsi :

Q loss = Q air yang tidak terkondensasi

Q air yang tidak terkondensasi sebanyak 10% dari Q air masuk

Q loss = 10% dari Q Air

Persamaan Neraca Panas :

$$H_{ethylene\ glycol} \text{ masuk} + Q \text{ loss} = H_{ethylene\ glycol} \text{ keluar} + Q \text{ air}$$

$$H_{ethylene\ glycol} \text{ masuk} + 10\ \%\ Q \text{ air} = H_{ethylene\ glycol} \text{ keluar} + Q \text{ air}$$

$$-\ 0.9\ Q \text{ air} = H_{ethylene\ glycol} \text{ keluar} - H_{ethylene\ glycol} \text{ masuk}$$

$Cp_{ethylene\ glycol}$:

$Suhu_{ethylene\ glycol} = 200^{O}F$ didapat $Cp = 0{,}807$ kcal/kg°C

$Suhu_{ethylene\ glycol} = 240^{O}F$ didapat $Cp = 0.828$ kcal/kg°C

$$Qmasuk = m .Cp .\Delta T$$

$$= 218.854.8601 \text{ kg} . 0.828 \text{ kcal/kg}^{O}C . (115.55\text{-}25)^{O}C$$

Q = 16.408.730,68 kcal

Qkeluar = m .Cp .ΔT

= 218.854.8601 kg . 0,807 kcal/kg^{O}C . (93,33-25)^{O}C

Q = 12.068.162,54 kcal

-0,9 Q air = H $_{ethylene\ glycol}$ keluar - H$_{ethylene\ glycol}$ masuk

Q Air = (12.068.162,54 - 16.408.730,68)/ -0,9

Q air = 4.822.853,489 kkal

Q loss = 10% x 4.822.853,489 = 482.285,3489 kJ

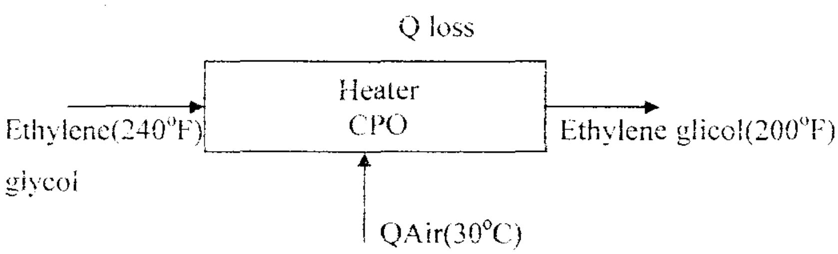
Media pendingin yang digunakan adalah air.

$$\text{Massa air} = \frac{Q}{Cp.\Delta T} = \frac{4.822.853{,}489 kkal}{1.01285 kkal / kg^{O}C.(70-25)^{O}C} = 105.814{,}8018 \text{ kg}$$

Tabel B.11. Neraca Panas pada Heat Exchanger Ethylene glycol (kondensor I)

Nama Komponen	Entalpi Masuk (KJ)	Nama Komponen	Entalpi Keluar (KJ)
Ethylene Glycol masuk	16.408.730,68	Ethylene Glycol keluar	12.068.162,54
Q loss	482.285,3489	Air	4.822.853,489
Total	16.891.016,029	Total	16.891.016,029

11. Heat Exchanger Ethylene glycol (Kondensor II) (E-131)



Asumsi :

Q loss = Q air yang tidak terkondensasi

Q air yang tidak terkondensasi sebanyak 10% dari Q air masuk

Q loss = 10% dari Q Air

Persamaan Neraca Panas :

H$_{ethylene\ glycol}$ masuk + Q loss = H$_{ethylene\ glycol}$ keluar + Q air

H$_{ethylene\ glycol}$ masuk + 10 % Q air = H$_{ethylene\ glycol}$ keluar + Q air

- 0,9 Q air = H$_{ethylene\ glycol}$ keluar - H$_{ethylene\ glycol}$ masuk

Cp $_{ethylene\ glycol}$:

Suhu$_{\text{ethylene glycol}}$ = 200^{O}F didapat Cp = 0,807 kcal/kg^{o}C

Suhu$_{\text{ethylene glycol}}$= 240^{O}F didapat Cp = 0,828 kcal/kg^{o}C

Qmasuk = m .Cp .ΔT

= 86.494,1667 kg . 0,828 kcal/kg^{O}C . (115,55-25)^{O}C

Q = 6.484.934,746 kcal

Qkeluar = m .Cp .ΔT

= 86.494,1667 kg . 0,807 kcal/kg^{O}C . (93,33-25)^{O}C

Q = 4.769.488,153 kcal

-0,9 Q air = H$_{\text{ethylene glycol}}$ keluar - H$_{\text{ethylene glycol}}$ masuk

Q Air = (4.769.488,153- 6.484.934,746)/- 0,9

Q air = 1.906.051,77 kkal

Q loss = 10% x 1.906.051,77 = 190.605,177 kJ

Media pendingin yang digunakan adalah air.

$$\text{Massa air} = \frac{Q}{Cp.\Delta T} = \frac{1.906.051{,}77 kkal}{1{,}01285 kkal/kg^{O}C.(70-25)^{O}C} = 4.181{,}9328 \text{ kg}$$

Tabel B.12. Neraca Panas pada Heat Exchanger Ethylene glycol (Kondensor II)

Nama Komponen	Entalpi Masuk (KJ)	Nama Komponen	Entalpi Keluar (KJ)
Ethylene Glycol masuk	6.484.934,746	Ethylene Glycol keluar	4.769.488,153
Q loss	190.605,177	Air	1.906.051,77
Total	6.675.539,923	Total	6.675.539,923

12. Reboiler I

Dari neraca panas Destilasi I didapat : Qr = 296.593.650,0174 kkal/ batch

Qr = 70.617.537,71 KJ/ batch

Media pemanas yang digunakan adalah flue gas yang berasal dari batu bara

HHV flue gas = 22,5 MJ = 22.500 KJ/Kg (Perry,7 ed)

$$\text{massa flue gas yang yang dibutuhkan} = \frac{70.617.535{,}71 KJ/batch}{22.500 KJ/kg}$$

= 3.138,5571 kg/batch = 6.277,1142 kg/hari

Tabel B.13. Neraca Panas Pada Reboiler I

Entalpi Masuk	KJ/ batch	Entalpi Keluar	KJ/ Batch
Q in	70.617.537,71	Qout	70.617.537,71
Total	70.617.537,71	Total	70.617.537,71

13. Reboiler II

Dari neraca panas Destilasi II didapat : Qr = 2.352.681,1115 kkal/ batch

Qr = 560.162,1693 KJ/ batch

Media pemanas yang digunakan adalah flue gas yang berasal dari batu bara

HHV flue gas = 22,5 MJ = 22.500 KJ/Kg (Perry,7 ed)

$$\text{massa flue gas yang yang dibutuhkan} = \frac{560.162{,}1693 KJ / Batch}{22.500 KJ / Kg}$$

= 24,8961 kg/batch = 49,7922 kg/hari

Tabel B.14. Neraca Panas Pada Reboiler II

Entalpi Masuk	KJ/ batch	Entalpi Keluar	KJ/ Batch
Q in	560.162,1693	Qout	560.162,1693
Total	560.162,1693	Total	560.162,1693

APPENDIX C

PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

1. Tangki Penampung CPO (F-111)

Fungsi : untuk menampung bahan baku CPO

Tipe : silinder tegak dengan tutup dish dan alas datar

Perhitungan :

CPO masuk tangki penampung = 39.025,2329 kg = 85.958,6628 lbm

Kapasitas = 1 minggu, 1 hari = 2 batch , 1 batch = 6 jam.

ρ_{CPO} pada 30°C = 920 kg/m³ = 57,4356 lb/ft³

$$\text{Volume liquid} = \frac{85958{,}6628 lb/batch.2batch/\min ggu.7hari/\min ggu}{57{,}4356 lb/ft^3}$$

$= 20.952{,}4801\ ft^3$

Volume liquid = 80% volume total, sehingga :

$$\text{Volume total} = \frac{volumeliquid}{80\%}$$

$$= \frac{20952{,}4801}{80\%} = 26.190{,}6001\ ft^3$$

Dipilih H = D (Ulrich, hal 249)

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

$$26.190{,}6001 = \frac{\pi}{4}.D^2.D$$

$$26.190{,}6001 = 0{,}7854\ D^3$$

$$D^3 = 33346{,}8298\ ft^3$$

$$D = 32{,}1873\ ft$$

$$H = D = 32{,}1873\ ft$$

Standarisasi :

H = 36 ft

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

$$26.190.6001 = \frac{\pi}{4}.D^2.36$$

$$D = 30.4352 \text{ ft}$$

Menghitung tekanan operasi :

$$P_{op} = \frac{\rho.H}{144} = \frac{57.4356.30.4352}{144} = 14.4073 \text{ psi}$$ (B&Y. pers 3.17. hal 46)

$P_{design} = 1.2 \cdot P_{op} = 1.2 \cdot 14.4073 = 17.2888$ psi

Menentukan tebal shell :

$$\text{Tebal shell} = \frac{P.D}{2.f.E} + c$$ (B&Y, pers 3.16, hal 45)

Konstruksi carbon steel SA 283 grade C : (B&Y, hal 251, table 13.1)

f = 12650 psi

E = 0,8 (double welded butt joint)

Faktor korosi = 1/8

Tebal shell = 0,4370 in ≈ 1/2in

Menentukan tebal tutup bawah :

Tutup bawah berbentuk datar

$$\text{Tebal tutup bawah} = c \cdot D \cdot \sqrt{\frac{P}{f}}$$ (Battacharya, pers 3.16)

$= 1{,}6877$ in ≈ 1 5/8 in

Menentukan tebal tutup atas :

$$\text{Tebal tutup atas} = \frac{P.D}{2.f.E - 0{,}2.P} + c$$

$= 0{,}4370$ in ≈ 1/2 in

Spesifikasi :

Kapasitas	= 20.952.4801 ft^3
Diameter tangki	= 30,4352 ft
Tinggi tangki	= 36 ft
Tebal shell	= 1/2 in
Tebal head	= 1/2 in
Tebal alas	= 1 5/8 in
Jumlah	= 1 buah

2. Tangki Penampungan H_3PO_4 75% (F-112)

Fungsi : Untuk menampung H_3PO_4 75%

Tipe : silinder tegak dengan tutup dish dan alas datar

Dasar Pemilihan :

Spesifikasi :

Kapasitas	: 269,0332 ft^3
Diameter tangki	: 6,5435 ft
Tinggi tangki	: 8 ft
Tebal shell	: 5/32 in
Tebal head	: 5/32 in
Tebal alas	: 3/16 in
Jumlah	: 1 buah

3. CaO *Silo* (F-116)

Fungsi : untuk menyimpan CaO selama 60 hari

Tipe : *silo* dengan tutup atas *flat* dan tutup bawah konis

Dasar pemilihan : cocok untuk menyimpan padatan, tutup bawah konis pada silo memudahkan pengeluaran padatan CaO

Perhitungan :

1. Volume Tangki

   Direncanakan waktu tinggal selama 60 hari

   T operasi = 30°C

   ρ bulk CaO = 35 lb/ft^3 = 561,1470 kg/m^3

   CaOyang disimpan = 16,7251 kg/batch x 2 batch/hari x 60 hari = 2.007,012 kg

   $$\text{Volume} = \frac{2007{,}012}{561{,}1470} = 3{,}5766 \text{ m}^3$$

   $$\text{Volume tangki} = \frac{\text{volume CaO}}{80\%} = \frac{3{,}5766}{80\%} = 4{,}4708 \text{ m}^3$$

2. Dimensi Tangki

   Ditetapkan : H = D

   α (sudut konis) = 60°

Volume tangki = volume *shell* + volume konis

$$4{,}4708\ \text{m}^3 = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times H\right) + \left(\frac{\pi \times D^3}{24 \times tg30^o}\right)$$

$$= 0{,}7854\ D^3 + 0{,}2267\ D^3$$

D = 1,6408 m ≈ 5,3818 ft

H *shell* = D = 1,6408 m ≈ 5,3818 ft

H konis = ½ D × tg 60° = 4,6608 ft

H *silo* total = 5,3818 ft + 4,6608 ft = 10,0426 ft

3. Tebal *Shell* dan Konis

Ditetapkan :

- Bahan konstruksi *silo* adalah *cast iron* SA-476
- *Allowable stress value* dari *cast iron* SA-476 adalah 55,2 MPa
- *Corrosion allowance* (c) adalah 3 mm
- Las yang digunakan adalah *double welded butt joint* dengan efisiensi 0,85

$$\text{P operasi} = \frac{m.g}{A} = \frac{2007{,}012.9{,}80665}{\pi x\left(\frac{5{,}3818}{2.3{,}2808}\right)^2} = 9317{,}6285\ \text{Pa} = 9{,}3176\ \text{kPa}$$

P *design* = 1,2 × P operasi = 1,2 × 9,3176 kPa = 11,1811 kPa

Tebal *shell* dihitung dengan persamaan dari 52, p.23 :

$$t_s = \frac{P \times R}{SE - 0{,}6P} + c \qquad \text{(E.1)}$$

dimana : t_s = tebal minimum *shell*, mm, in

P = *internal design pressure*, kPa, psi (gauge)

R = *inside radius* dari *shell*, mm, in

S = *allowable stress value*, kPa, psi

E = *joint efficiency*

c = *corrosion allowance*, mm

Dengan menggunakan persamaan E.1, maka :

$$t_s = \frac{11{,}1811\ \text{kPa}x5{,}3818\text{ft}}{((55200kPax0{,}85) - (0.6x11{,}1811\ \text{kPa}))x3.2808\ ^{ft}/_{m}} + 3\text{mm}$$

$$= 0{,}3910\ \text{mm} + 3\ \text{mm} = 3{,}3910\ \text{mm} = 0{,}1335\ \text{in} \approx {}^{3}/_{16}\text{"}$$

tebal *head* = tebal *shell* = $^3/_{16}$ "

Tebal konis dihitung dengan persamaan dari 52, p.34 :

$$t_k = \frac{P \times R}{\cos\alpha\,(SE - 0.6P)} + c \qquad \text{(E.2)}$$

dimana : t_k = tebal minimum konis, mm, in

P = *internal design pressure*, kPa, psi (gauge)

R = *inside radius* dari *shell*, mm, in

α = sudut kemiringan konis

S = *allowable stress value*, kPa, psi

E = *joint efficiency*

c = *corrosion allowance*, mm

Dengan menggunakan persamaan E.2, maka :

$$t_k = \frac{11{,}1811\,\text{kPa}x5{,}3818\text{ft}}{\cos 60^o\left((55200kPax0{,}85)-(0{,}6x11{,}1811\,\text{kPa})\right)x3.2808\,^{ft}/_{m}} + 3\text{ mm}$$

$= 0{,}7819$ mm + 3 mm = 3,7819 mm = 0,1489in ≈ $^3/_{16}$ "

Tebal konis ($^3/_{16}$ ") sama dengan tebal *shell* ($^3/_{16}$ ") maka diambil nilai $^3/_{16}$ " sebagai nilai tebal *shell*.

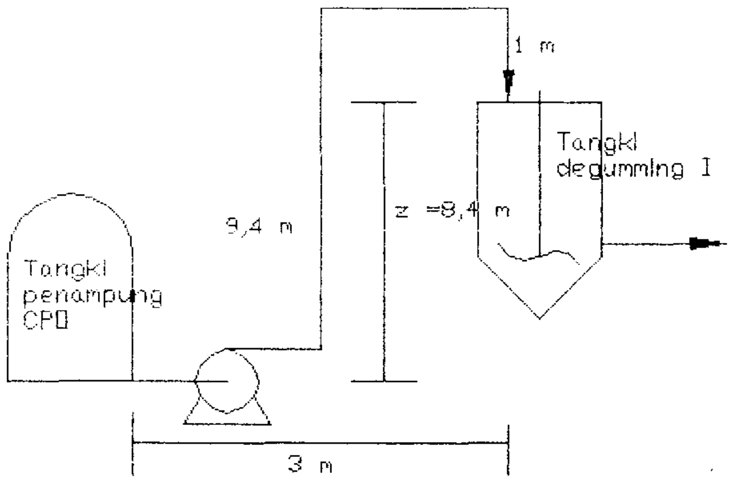
Spesifikasi alat :

-	Nama	= CaO *silo*
-	Fungsi	= untuk menyimpan CaO selama 60 hari
-	Bahan konstruksi	= *cast iron* SA-476
-	Kapasitas	= 0,7254 m^3
-	Diameter tangki	= 5,3818 ft
-	Tinggi *shell*	= 5,3818 ft
-	Tinggi konis	= 4,6608 ft
-	Tinggi tangki total	= 10,0426 ft
-	Tebal *shell*	= $^3/_{16}$ "
-	Tebal konis	= $^3/_{16}$ "
-	Jumlah	= 1 buah

4. Pompa (L-113A)

Fungsi : memompa liquid dari tangki penampunng CPO ke tangki degumming

Tipe : pompa centrifugal



Massa masuk = 21,7292 lb/s

Debit masuk = 0,3788 ft^3/s

ρ = 920 Kg/m^3 = 57,4336 lbm/ft^3

Dari timmerhauss hal 496 dan 888 didapat :

ID opt = $3.9\ Q_f^{0.45}\rho^{0.13}$

= 6.0650 in jika distandartkan nominal size pipe = 6 schedule 40

nominal size pipe = 6 schedule 40

Id = 6,0650 in = 0,5054 ft

Od = 6,6250 in = 0.5521 ft

Flow are per pipe (a") = 28,9000 in^2 = 0,2007 ft^2

Kecepatan aliran $v_1 = 0$;

$$v_2 = \frac{Q}{a''} = \frac{0{,}0063\ \frac{ft^3}{s}}{0{,}0037 ft^2} = 1{,}8874\ ft/s$$

$$Nre = \frac{D.v.\rho}{\mu}$$

= 291042,5303 > 2100 (turbo)

panjang pipa lurus = 11,9 m = 39,0415 ft

3 buah elbow 90° ; Le/D =35 (Geankoplis)

Le = 3 buah x 35 x 0,5054 ft = 53,0688 ft = 16,1756 m

1 buah gate valve ; Le/D = 9

Le = 1 buah x 9 x 0,5054 ft = 4,5488 ft = 16,1756 m

Σ L = panjang total = 39,0415 ft + 53,0688 ft + 4,5488 ft = 96,6590 ft = 29,4620 m

Friksi pada pipa karena gesekan

Comercial steel ; E = 4,6 .10^{-5} m = 1,5. 10^{-4} ft genkoplis 88

$$\frac{E}{D} = \frac{1{,}5.10^{-4}\,ft}{0{,}5054\text{ ft}} = 0{,}0003$$

⟶ f = 0,0045 (fig 2.10-3 Geankopiis hal 88)

$$F = \frac{4\text{f.L.v}^2}{\text{D.2.gc}} = 0{,}2003\ ft.lbf/lbm$$

Friksi karena sudden kontraksi dari tangki ke pipa

Kc = 0,55 (1-(A2/A1)) (2.10-16 Geankoplis hal93)

A2/A1 = 0 ; karena A1 terlalu besar dibanding A2

Kc = 0,55

$$Hc = Kc\frac{v_2^{\,2}}{2\times\alpha} = 0{,}9797\ ft.lbf/lbm$$

Friksi karena sudden enlargement dari pipa ke tangki.

Kx = $(1-(A1/A2))^2$ (2.10-16 Geankoplis hal93)

A1/A2 = 0 ; karena A2 terlalu besar dibanding A1

Kx = 1

$$Hx = Kx\frac{v_2^{\,2}}{2\times\alpha\times gc} = 0{,}0554\ ft.lbf/lbm$$

Σf = friksi pada pipa + friksi karena sudden kontraksi + friksi karena sudden enlargement

= 0,2003 + 0,9797 + 0,0554 = 1,2256 $ft.lbf/lbm$

ΔZ = 7,9 m

$\Delta P = 1 - 1 = 0$

$$\frac{1}{gc.2\alpha}(\Delta v^2) + \frac{g}{gc}(\Delta Z) + \frac{\Delta P}{\rho.gc} + \Sigma f = -Wp$$ (2.10-20 genkoplis hal 95)

$Wp = -27{,}1993\ ft.lbf/lbm$

Dari peter& timmerhause 4[ed], fig 14-37 hal520

Untuk Q = 0,3788 ft^3/s. 7,481 gal/ft^3 *60= 170,0282 gal/menit

Didapat : ηpompa = 72,5 %

$$BHP = \frac{m \times (-Wp)}{\eta \times 550} = 1{,}4822\ HP.$$

Dari fig 13-38 didapat : ηmotor = 81 %

Power pompa actual = 1,4822 HP /0,81 = 1,8299 HP

Diambil Power pompa = 2 HP

Spesifikasi :

Rate volumetrik	= 0,3788 ft^3/s
Ukuran pipa	= 6 in sch 40
OD	= 6,6250 in
ID	= 6,0650 in
Efisiensi pompa	= 72,5 %
Efisiensi motor	= 81 %
Power motor	= 2 Hp
Jumlah	= 1 buah

5. Heat Exchanger CPO (E-114A)

Fungsi : memanaskan CPO hingga suhu 53°C

Type : Shell and Tube Heat Exchanger

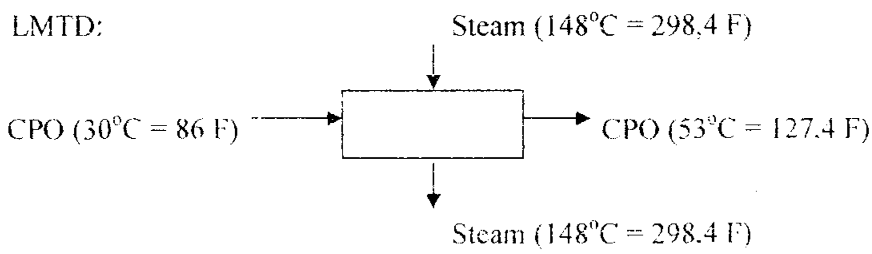
1. Neraca panas

Dari perhitungan pada neraca panas :

Q CPO = 695.187,9877 KJ/jam = 658.908,4864Btu/jam

Kebutuhan Steam = 1.542,8548 kg/jam = 3.398,3586 lb/jam

2. Δt LMTD:



Hot Fluid		Cold Fluid	Diff
T_1 = 298,4	Higher Temp.	t_2 = 127,4	171
T_2 = 298,4	Lower Temp	t_1 = 86	212,4
0	Diff.	41,4	

Δt LMTD = (Δt1-Δt2)/ln(Δt1/Δt2)

= (171-212,4)/ln(171/212,4)

= 190,9526 °F

3. Tc dan tc

Tc = (T_1 + T_2)/2 = 298,4 °F

tc = (t1 + t2)/2 = 106,7 °F

Asumsi : U_D = 25

A = Q / (U_D x Δt LMTD) = 658.908,4864/ (25 x 190,9526) = 138,0256 ft^2

L = 12 ft

a" = 0,2618 ft^2/lin ft

Nt = A / (a" x L) = 138,0256 / (0,2618 x 12) = 43,9348 ≈ 44

A = Nt x a" x L = 44 x 0,2618 x 12 = 138,2304 ft^2

U_D koreksi = 658.908,4864 / (138,2304 x 190,9526) = 24,9630 Btu/j ft^2 °F

Shell

IDs = 17 ¼ in = 17,25 in

n = 1, B = 17,25/2 = 8,625 in

de = 0,72 in = 0.06 ft (fig.28, Kern)

Tube

1" OD, 15 BWG

Pt = 1 ¼ , triangle, Nt = 42, di = 0,856 in = 0,0713 ft, a't = 0,576 in, n = 2

A" = 0,2618 ft^2/ft

C = Pt – OD = 1.25-1 = 0.25 in

Fluida dingin,shell side, CPO	Fluida panas , tube side, Steam
4. Flow area : as = (ID.C'.B)/ 144 P_T $= \frac{17.25x0.25x8.625}{144x1.25} = 0,2066\ ft^2$	4. at = 0,985 in^2 (Table 10) at = Nt x at'/144 x n = (44 x 0,985) / (144 x 1) = 0,3010 ft^2
5. Gs = W / as = 85.958,6628 / 0,2066 = 416.063,2274 lb/j.ft^2	5.Gt = W / at = 3.398,3586 /0.0950 = 35772,1958 lb/j.ft^2
6. Pada tc = 106,7 °F μ = 2,9524 lb/ft.j	6. Pada Tc = 298,4 °F μ = 4,7531 lb/ft.j
7. Nre = (de . Gs)/μ = (0,06 . 85958,6628)/2,9524 = 1.746,8906	7. Nre = (di . Gt)/ μ = (0,0713 . 35772,1958)/4,7531 = 536,6093
8. J_H = 45 (Kern, fig. 28)	8. V = Gt / (3600 . ρ) = 35772,1958 / (3600 . 6,4513) = 1,5403 fps
9. Pada tc = 190,9526 °F diperoleh k = 0,153 Btu/j ft^2 (°F/ft) (Table 4 Kern) Cp = 0,525 Btu/lb °F (Fig 3, Kern) $= k.\left(\frac{Cp.\mu}{k}\right)^{1/3} = 0,3311$ $ho = J_H . \frac{k}{de}\left(\frac{Cp.\mu}{k}\right)^{1/3} = 248,325$ Btu/j ft^2 °F	Dari fig 25 Kern didapatkan : hi = 453 Btu/j ft^2 °F
	10. $hio = hi . \frac{ID}{OD}$ =387,7419 Btu/j ft^2 °F

$$Uc = \frac{hio.ho}{hio + ho} = 151,3772 \text{ Btu/j ft}^2\,°F$$

$$Rd = \frac{Uc - Udkoreksi}{Uc.Udkoreksi} = 0{,}0334$$ (memenuhi karena > 0,001)

Evaluasi penurunan tekanan (ΔP)

Shell side (CPO)	Tube side (steam)
Untuk Nre = 1.746,8906 didapatkan : f = 0,0003 (Kern, fig 26) s = 0,9657	Untuk Nre = 536,6093 didapatkan : f = 0,001 (Kern, fig 26) s = 0,8762
(N + 1) = 12 . (L/B) = 12 . (12/8,625) = 16,6957 ft	$\Delta Pt = \frac{f.Gt^2.L.n}{5{,}22.10^{10}.de.\phi t.s}$ $= \frac{0.0001.Gt^2.L.n}{5{,}22.10^{10}.de.\phi t.s} = 0{,}0006$ psi
IDs = 17,25 in = 1,4375 ft	$\Delta Pr = \frac{4.n}{s}.\frac{v^2}{2g} = 0{,}5526$ psi
$\Delta Ps = \frac{f.Gs^2.IDs.(N+1)}{5{,}22.10^{10}.de.\phi_s.s}$ = 1,1107 psi (memenuhi < 2 psi)	$\Delta Pt = \Delta Pt + \Delta Pr$ = 0,0006 + 0,5526 = 0,5532 psi (memenuhi < 10 psi)

Spesifikasi Heat Exchanger:

Shell side	Tube side
ID = 17 ¼ in	Length = 12 in
Baffle space = 0,25 in	OD, BWG = 1 ¼, 15,
Passes = 1	Passes = 1

Kapasitas : 39.028,2329 kg/jam

Luas perpindahan panas : 138,2304 ft^2

Beban panas : 695.187,9877 KJ/jam

Media pemanas : Steam

Rate pemanas : 1.542,8548 kg/jam

Bahan : Carbon Steel

Jumlah : 1

6. Pompa (L-113B)

Fungsi : memompa liquid dari tangki penampung H_3PO_4 ke tangki degumming

Tipe : pompa centrifugal

Spesifikasi :

Rate volumetrik	$= 0{,}0001\ ft^3/s$
Ukuran pipa	= 3/4 in sch 40
OD	= 1,0500 in
ID	= 0,8240 in
Efisiensi pompa	= 45 %
Efisiensi motor	= 80 %
Power motor	= 0,25 Hp
Jumlah	= 1 buah.

7. Tangki Degumming I (F-115A)

Fungsi : Sebagai tempat bercampurnya CPO dan H_3PO_4 75%

Type : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk flat yang dilengkapi dengan pengaduk.

Bahan : Carbon Steel SA 240 Grade S (Brownell & Young hal 342)

Kondisi : Batch (1 hr = 2 batch)

Bahan masuk: Massa CPO = 39.025,2329 kg

Massa H_3PO_4 75% = 26,0168 kg

Kapasitas = 39.051,2497 kg/batch

<u>Perhitungan :</u>

→ Menentukan ukuran tangki

Kapasitas tiap batch = 39.051,2497 kg = 86.015,9685 lb

ρrata-rata = 0,9200 kg/lt = 920 kg/m^3 = 57,4357 lb/ft^3

vol liquid = (86.015,9685/57,4357) = 1.497,6035 ft^3

volume total = 80 % Volume tangki

vol tangki = (1.497,6035 /80%) = 1.872,0043 ft^3

Dipilih H = D (Ulrich, hal 249)

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

$1.872.0043 = \frac{\pi}{4}.D^2.D$

$1.872,0043 = 0.7854\ D^3$

$D^3 = 2383,5043\ ft^3$

$D = 13,3579\ ft$

$H = D = 13,3579\ ft$

Standarisasi :

H = 16 ft

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

$1.872.0043 = \frac{\pi}{4}.D^2.16$

$D = 12,2053\ ft$

Menghitung Tekanan desain:

$P_{op} = (\rho\ .\ H)/144 = (57,4357\ .\ 16)/144 = 6,4033$ psi (B&Y, pers 3.17, hal 46)

Pdesign = 1,2 . Pop = 7,6839 psi

Menentukan tebal shell :

$\text{Tebal shell} = \frac{P.D}{2.f.E} + c$ (B&Y, pers 3.16, hal 45)

Konstruksi carbon steel SA 240 grade S : (B&Y, hal 251, table 13.1)

f = 13328 psi

E = 1 (double welded butt joint)

Faktor korosi = 1/8

Tebal shell = 0,1672 in ≈ 3/16 in

Menentukan tebal tutup bawah :

Tutup bawah berbentuk konis

$\text{Tebal tutup bawah} = c\ .\ D\ .\ \sqrt{\frac{P}{f}}$ (Battacharya, pers 3.16)

= 0,4396 in ≈ 1/2 in

Menentukan tebal tutup atas :

$\text{Tebal tutup atas} = \frac{P.D}{2.f.E - 0,2.P} + c$

= 0,1672 ≈ 3/16 in

→ Menentukan dimensi pengaduk

Type = flat six-blade turbine

Kecepatan putar (N) = 20-200 rpm (Geankoplis, hal 141)

Diambil N = 100 rpm = 1,6667 rps

Dari table 3.4-1, hal 144 Geankoplis diperoleh :

$$\frac{Da}{Dt}=\frac{3}{10};\ \frac{J}{Dt}=\frac{1}{12};\ \frac{W}{Da}=\frac{1}{5};\ \frac{C}{Dt}=\frac{1}{3};\ \frac{L}{Da}=\frac{1}{4}$$

Da = 3/10 . Dt = 3/10 . 12,2053 = 3,6616 ft = 1,1163 m

L = ¼ . Da = ¼ . 3,6616 = 0,9154 ft

W = 1/5 . Da = 1/5 . 3,6616 = 0,7323 ft

C = 1/3 . Dt = 1/3 . 12,2053 = 4,0684 ft

J = 1/12 . Dt = 1/12 12,2053 = 1,0171 ft

Dimana : Da = diameter pengaduk

Dt = diameter tangki

L = lebar blade

W = tinggi blade

C = jarak pengaduk dari dasar tangki

J = lebar baffle

Viskositas pada 235°C

μ campuran = 0,28 cp = 2,8 . 10^{-4} kg/m.s (viskositas dari komponen lainnya diabaikan)

ρ campuran = 920 kg/m^3

N = 1,6667 rps

Nre = $(Da^2 . N . \rho)/\mu = (1,1163^2 . 1,6667 . 920)/(2,8. 10^{-4})$ = 6824158,115

Dari figure 3.4-4, hal 145 Geankoplis didapat Np = 5

$$Np = \frac{P}{\rho . N^3 . Da^5}$$

P = $Np.\rho.N^3.Da^5$ = 36917,7107 W = 36,9177 KW = 49,4875 HP

Sg camp = 0,8732

Jumlah pengaduk = sg camp . H / D = 1,1447 ≈ 2 pengaduk

Power yang dibutuhkan untuk 2 buah pengaduk = 2 . 49,4875 HP

= 98,975 HP

Dari figure 14-38 Peter & Timmerhaus, hal 521, η = 80%

HP = 98,975 / 80% = 123,7188 HP

Spesifikasi :

Kapasitas	: 1.872,0043 ft^3
Diameter tangki	: 12,2053 ft
Tinggi tangki	: 16 ft
Tebal shell	: 3/16 in
Tebal head	: 3/16 in
Tebal alas	: 1/2 in
Jumlah Pengaduk	: 2 buah
Power Pengaduk	: 123.7188 HP
Jumlah	: 1 buah

8. Pompa (L-113C)

Spesifikasi :

Fungsi : memompa liquid dari tangki degumming I ke tangki degumming II

Tipe : pompa centrifugal

Rate volumetrik	= 0,4164 ft^3/s
Ukuran pipa	= 6 in sch 40
OD	= 6.6250 in
ID	= 6,0650 in
Efisiensi pompa	= 75 %
Efisiensi motor	= 81 %
Power motor	= 2 Hp
Jumlah	= 1 buah

9. Heat exchanger air panas (E-114B)

Spesifikasi Heat Exchanger:

Shell side	Tube side
ID = 17 ¼ in	Length = 12 in
Baffle space = 0,25 in	OD, BWG = 1 ¼, 15,
Passes = 1	Passes = 1

Kapasitas : 1.164,2528 kg/jam

Luas perpindahan panas	: 73,6911 ft^2
Beban panas	: 259.178.221 KJ/jam
Media pemanas	: Steam
Rate pemanas	: 110,0053 kg/j
Bahan	: Carbon Steel
Jumlah	: 1 buah

10. Tangki Degumming II (F-115B)

Fungsi : Tempat reaksi degumming dari CPO mentah

Type : Silinder tegak dengan tutup atas flat dan bawah berbentuk konis yang dilengkapi dengan pengaduk.

Bahan : Carbon Steel SA 240 Grade S (Brownell & Young hal 342)

Kondisi : Batch (1 hr = 2 batch)

Bahan masuk: Massa CPO = 39.025,2329 kg

Massa H_3PO_4 75% = 26,0168 kg

Massa CaO = 15,2242 kg

Massa air panas = 740,0672 kg

Kapasitas = 39.806,5411 kg/batch

<u>Perhitungan :</u>

→ Menentukan ukuran tangki

Kapasitas tiap batch = 39.806,5411 kg = 87.679,6059 lb

ρrata-rata = 0,9200 kg/lt = 920 kg/m^3 = 57,4357 lb/ft^3

vol liquid = (87.679,6059/57,4357) = 1.526,5698 ft^3

volume total = 80 % Volume tangki

vol tangki = (1.526,5698 /80%) = 1.908,2122 ft^3

Dipilih H = D (Ulrich, hal 249)

$$\text{Volume total} = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times H\right) + \left(\frac{\pi \times D^3}{24 \times tg30^o}\right)$$

$$1.908,2122 = 0,7854\ D^3 + 0.2267\ D^3$$

$$1.908,2122 = 1,0121\ D^3$$

D^3 = 1885,3989 ft^3

D = 12,3538 ft

H = D = 12,3538 ft

H konis = ½ D × tg 60° = 10,6987 ft

H total = H + H konis = 23,0525 ft

Standarisasi :

H = 16 ft

Volume total $= \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times H\right) + \left(\frac{\pi \times D^3}{24 \times tg 30^o}\right)$

1.908,2122 = (12,5664 x D^2) + (0,2267 x D^3)

D = 11,2364 ft

Menghitung Tekanan desain :

P_{op} = (ρ . H)/144 = (57,4357 . 16)/144 = 6,3817 psi (B&Y, pers 3.17, hal 46)

Pdesign = 1,2 . Pop = 7,6581 psi

Menentukan tebal shell :

Tebal shell $= \frac{P.D}{2.f.E} + c$ (B&Y, pers 3.16, hal 45)

Konstruksi carbon steel SA 240 grade S : (B&Y, hal 251, table 13.1)

f = 13328 psi

E = 1 (double welded butt joint)

Faktor korosi = 1/8

Tebal shell = 0,1762 in ≈ 3/16 in

Menentukan tebal tutup bawah :

Tutup bawah berbentuk konis

Tebal tutup bawah $= \frac{P.D}{2.f.E\cos\alpha} + C$

= 0,1287 in ≈ 1/8 in

Menentukan tebal tutup atas :

Tebal tutup atas $= \frac{P.D}{2.f.E - 0,2.P} + c$

= 0,1762 ≈ 3/16 in

→ Menentukan dimensi pengaduk

Type = flat six-blade turbine

Kecepatan putar (N) = 20-200 rpm (Geankoplis, hal 141)

Diambil N = 100 rpm = 1,6667 rps

Dari table 3.4-1, hal 144 Geankoplis diperoleh :

$$\frac{Da}{Dt} = \frac{3}{10}, \frac{J}{Dt} = \frac{1}{12}, \frac{W}{Da} = \frac{1}{5}, \frac{C}{Dt} = \frac{1}{3}, \frac{L}{Da} = \frac{1}{4}$$

Da = 3/10 . Dt = 3/10 . 11,2364 = 3,3709 ft = 1,0277 m

L = ¼ . Da = ¼ . 3,3709 = 0,8427 ft

W = 1/5 . Da = 1/5 . 3,3709 = 0,6742 ft

C = 1/3 . Dt = 1/3 . 11,2364 = 3,7455 ft

J = 1/12 . Dt = 1/12 . 11,2364 = 0,9364 ft

Dimana : Da = diameter pengaduk

Dt = diameter tangki

L = lebar blade

W = tinggi blade

C = jarak pengaduk dari dasar tangki

J = lebar baffle

Viskositas pada 235°C

μ campuran = 0.28 cp = 2,8 . 10^{-4} kg/m.s (viskositas dari komponen lainnya diabaikan)

ρ campuran = 920 kg/m^3

N = 1,6667 rps

Nre = (Da^2 . N . ρ)/μ = (1,0277^2 . 1,6667 . 920)/(2,8. 10^{-4}) = 5783888,929

Dari figure 3.4-4, hal 145 Geankoplis didapat Np = 5

$$Np = \frac{P}{\rho . N^3 . Da^5}$$

P = Np.ρ.N^3.Da^5 = 24415,2919 W = 24,4153 KW = 32,7283 HP

Sg camp = 0,8732

Jumlah pengaduk = sg camp . H / D = 1,2434 ≈ 2 pengaduk

Power yang dibutuhkan untuk 2 buah pengaduk = 2 . 32,7283 HP

= 65,4566 HP

Dari figure 14-38 Peter & Timmerhaus, hal 521, η = 80%

HP = 65.4566 / 80% = 81,8208 HP

Spesifikasi :

Kapasitas	: 1.908,2122 ft^3
Diameter tangki	: 11,2364 ft
Tinggi tangki	: 16 ft
Tebal shell	: 3/16 in
Tebal head	: 3/16 in
Tebal alas konis	: 1/8 in
Jumlah Pengaduk	: 2 buah
Power Pengaduk	: 81,8208 HP
Jumlah	: 1 buah

11. Pompa (L-113D)

Spesifikasi :

Fungsi : memompa liquid dari tangki degumming ke decanter

Tipe : pompa centrifugal

Rate volumetrik	= 0,4241 ft^3/s
Ukuran pipa	= 6 in sch 40
OD	= 6,6250 in
ID	= 6,0650 in
Efisiensi pompa	= 75 %
Efisiensi motor	= 80 %
Power motor	= 0,25 Hp
Jumlah	= 1 buah

12. Decanter (H-118)

Fungsi : Memisahkan lapisan air dan lapisan minyak dari keluaran tangki degumming

Tipe : Continuos Gravity Decanter

Perhitungan :

1. Input decanter :

   Massa CPO = 37.669,6114 kg

Massa air = 713,9718 kg

2. Output decanter:

   Diasumsi banyaknya air yang terikut ke fase minyak = 1% dan CPO yang terikut ke fase air juga 1%

   a. Fase minyak:

      Massa CPO = 37.292,9153 kg

      Massa Air = 7,1397 kg

   b. Fase air:

      Massa CPO = 376,6961 kg

      Massa air = 706,8321 kg

Pada suhu 50°C

ρ CPO = 0,92 kg/lt = 920 kg/m^3

ρ air = 988,07 kg/m^3

ρ campuran = 921,1804 kg/m^3

$$\frac{1}{\rho \min yak} = \frac{Xcpo}{\rho CPO} + \frac{Xair}{\rho air} = \frac{0.9998}{920} + \frac{0.0002}{988.07}$$

ρ lap minyak = 920,0127 kg/m^3

$$\frac{1}{\rho air} = \frac{XCPO}{\rho CPO} + \frac{Xair}{\rho air} = \frac{0,3477}{920} + \frac{0,6523}{988,07}$$

ρ lap air = 963,2884 kg/m^3

waktu tinggal = 1 jam

$$\text{volume liquid} = \frac{84.545,3374 lb}{57,5094 lb/ft^3} = 1.470,1134 \text{ ft}^3$$

volume liquid = 80% volume total, sehingga :

$$\text{volume total} = \frac{volumeliquid}{80\%} = 1,25 \text{ x } 1.470,1134 = 1.837,6417 \text{ ft}^3$$

Dipilih L = 3D (Ulrich hal 220-221)

Volume total = $\pi/4 \cdot D^2 \cdot L + 2(0,000049 \cdot D^3)$

1.837,6417 = $\pi/4 \cdot D^2 \cdot 3\,D + 9,8 \cdot 10^{-5} \cdot D^3$

1.837,6417 = $2,3562 \cdot D^3 + 9,8 \cdot 10^{-5} \cdot D^3$

1.837,6417 = $2,3563\,D^3$

D = 1,5180 ft

L = 2 D = 3,0360 ft

P operasi = P hidrostatik = 1 atm = 14,7 psi

P design = 1,2 x Phidrostatik = 1,2 x 14,7 = 17,64 psi

Tebal shell = $\dfrac{P.ri}{f.E - 0{,}6.P} + c$ (Brownell & Young, pers 13.1, hal 254)

Konstruksi Carbon Steel SA 283 grade C (Brownell & Young hal 251, table 13.1)

f = 12650 psi

E = 0,8 (double welded joint)

Factor korosi = 1/8

Tebal shell = $\dfrac{17{,}64.(1{,}5180/2).12}{12650.0{,}8 - 0{,}6.17{,}64} + \dfrac{1}{8}$ = 0,1409 in ≈ 3/16 in

Tebal head dipakai elliptical dished head dengan harga k = 2 (Brownell & Young, hal 133)

$V = 1/6 \cdot (2 + k^2)$

$V = 1/6 \cdot (2 + 2^2)$

V = 1

Tebal head $= \dfrac{P.D.V}{2.f.E - 0{,}2.P} + c$

$= \dfrac{17{,}64.1{,}5180.1}{2.12650.0{,}8 - 0{,}2.17{,}64} + \dfrac{1}{8}$ = 0,1263 in ≈ 1/8 in

Spesifikasi :

Kapasitas	: 1.837,6417 ft^3
Diameter tangki	: 1,5180 ft
Panjang tangki	: 3,0360 ft
Tebal shell	: 3/16 in
Tebal head	: 1/8 in
Jumlah	: 1 buah

13. Pompa (L-113E)

Spesifikasi :

Fungsi : memompa liquid dari keluaran atas decanter ke reaktor

Tipe : pompa centrifugal

Rate volumetrik = 0,4084 ft^3/s

Ukuran pipa	= 6 in sch 40
OD	= 6,6250 in
ID	= 6,0650 in
Efisiensi pompa	= 73 %
Efisiensi motor	= 80,5 %
Power motor	= 2 Hp
Jumlah	= 1 buah

14. Tangki Penampung Metanol (F-119)

Fungsi : untuk menampung bahan baku methanol

Tipe : silinder tegak dengan tutup dish dan alas datar

Spesifikasi :

Kapasitas	= 2394,7743 ft^3
Diameter tangki	= 13,8047 ft
Tinggi tangki	= 16 ft
Tebal shell	= 3/16 in
Tebal head	= 3/16 in
Tebal alas	= 1/2 in
Jumlah	= 1 buah

15. Pompa (L-113F)

Spesifikasi :

Fungsi : memompa liquid dari tangki metanol ke reaktor

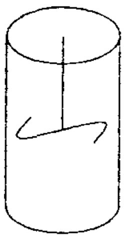
Tipe : pompa centrifugal

Rate volumetrik	= 0,4560 ft^3/s
Ukuran pipa	= 6 in sch 40
OD	= 6,6250 in
ID	= 6,0650 in
Efisiensi pompa	= 78 %
Efisiensi motor	= 80 %
Power motor	= 2 Hp

Jumlah = 1 buah

16. Reaktor (R-110)

Reaktor



Fungsi : Tempat reaksi CPO dan methanol dengan katalis HZSM-5.

Type : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah flat yang dilengkapi dengan pengaduk dan jaket pemanas serta isolasi.

Bahan : Carbon Steel SA 240 Grade S (Brownell & Young hal 342)

Kondisi : Batch (1 hr = 2 batch)

Bahan masuk	: CPO	= 35.523,2237 kg/batch
	Metanol	= 3.064,1069 kg/batch
Bahan keluar	: CPO	= 7.104,6346 kg/batch
	Metanol	= 278,5558 kg/batch
	Biodiesel	= 28.534,518 kg/batch
	Gliserol	= 2.669,6284 kg/batch

Kapasitas = 38.587,3306 kg/batch = 77.174,6612 kg/hari

<u>Perhitungan :</u>

→ Menentukan ukuran tangki

Kapasitas tiap batch = 38.587,3306 kg = 84.994,1203 lb

ρrata-rata = 0,8728 kg/lt = 872,8 kg/m^3 = 54,4891 lb/ft^3

$$\text{vol liquid} = \frac{84.994{,}1203}{54{,}4891} = 1559{,}8371\ \text{ft}^3$$

Perbandingan feed dan katalis = 9,64

→ massa katalis = massa feed / 9,64

= 38587,3306 / 9,64 = 4002,8351 kg / batch

= 8816,8174 lb/batch

volume katalis = 8816,8174 / 330,142 = 26,7061 ft^3

volume bahan total = vol liquid + vol katalis

= 1559,8371 + 26,7061

= 1586,5433 ft^3

volume bahan total = 80 % Volume tangki

vol tangki = $\frac{1586,5433}{80\%}$ = 1983,179 ft^3

Dipilih H = D (Ulrich, hal 249)

Volume total $= \frac{\pi}{4}.D^2.H$

1983,179 $= \frac{\pi}{4}.D^2.2D$

1983,179 = 0,7854 D^3

D^3 = 2525,0560 ft^3

D = 13,6173 ft

H = D = 13,6173 ft

Standarisasi :

H = 16 ft

$D^2 = \frac{voltotal.4}{\pi.H} = 157,8164$

D = 12,5625 ft

Poperasi = 61 atm = 896,7 psi

Pdesign = 1,2 . Pop = 1076,04 psi

Menentukan tebal shell :

Tebal shell $= \frac{P.D}{2.f.E} + c$ (B&Y, pers 3.16, hal 45)

Konstruksi carbon steel SA 240 grade S : (B&Y, hal 251, table 13.1)

f = 13328 psi

E = 1 (double welded butt joint)

Faktor korosi = 1/8

Tebal shell = 6,2104 in ≈ 6 1/4 in

Menentukan tebal tutup bawah :

Tutup bawah berbentuk datar

Tebal tutup bawah $= c \cdot D \cdot \sqrt{\frac{P}{f}}$ (Battacharya, pers 3.16)

$= 5{,}3543$ in $\approx 5\ 3/8$ in

Menentukan tebal tutup atas :

Tebal tutup atas $= \dfrac{P.D}{2.f.E - 0{,}2.P} + c$

$= 6{,}2600 \approx 6\ 1/4$ in

→ Menentukan dimensi pengaduk

Type = flat six-blade turbine

Kecepatan putar (N) = 20-200 rpm (Geankoplis, hal 141)

Diambil N = 100 rpm = 1,6667 rps

Dari table 3.4-1, hal 144 Geankoplis diperoleh :

$$\frac{Da}{Dt} = \frac{3}{10}, \frac{J}{Dt} = \frac{1}{12}, \frac{W}{Da} = \frac{1}{5}, \frac{C}{Dt} = \frac{1}{3}, \frac{L}{Da} = \frac{1}{4}$$

Da = 3/10 . Dt = 3/10 . 12,5625 = 3,7688 ft = 1,1490 m

L = ¼ . Da = ¼ . 3,7688 = 0,9422 ft

W = 1/5 . Da = 1/5 . 3,7688 = 0,7538 ft

C = 1/3 . Dt = 1/3 . 12,5625 = 4,1875 ft

J = 1/12 . Dt = 1/12 . 12,5625 = 1,0469 ft

Dimana : Da = diameter pengaduk

Dt = diameter tangki

L = lebar blade

W = tinggi blade

C = jarak pengaduk dari dasar tangki

J = lebar baffle

Viskositas pada 235°C

μ CPO = 0,28cp

μ methanol = 0,016cp

μ biodiesel = 0,0112cp

μ gliserol = 0,31cp

μ campuran = 0,3488 cp = 3,488 . 10^{-4} kg/m.s

ρ campuran = 872,8 kg/m^3

N = 1,6667 rps

$$Nre = \frac{Da^2.N.\rho}{\mu} = 5505994.257$$

Dari figure 3.4-4, hal 145 Geankoplis didapat Np = 5

$$Np = \frac{P}{\rho.N^3.Da^5}$$

P = Np . ρ . N^3 . Da^5 = 40462,9173 W = 40,4629 KW = 54,2398 HP

$$Sg\ camp = \frac{54,4891}{62,4} = 0,8732$$

$$\text{Jumlah pengaduk } \frac{sgcamp.H}{D} = 1,1121 \approx 2 \text{ pengaduk}$$

Power yang dibutuhkan untuk 2 buah pengaduk = 2 . 54,2398 HP

= 108,4796 HP

Dari figure 14-38 Peter & Timmerhaus, hal 521, η = 80%

$$HP = \frac{108,4796}{80\%} = 135,5995 \text{ HP}$$

→ Jaket Pemanas

Diambil tebal jaket = tebal alas = 4 3/8 in = 0,1111 m

Massa flue gas = 7.041,132 kg/batch

ρflue gas = 0,461 kg/m^3

$$\text{rate volumetrik steam} = \frac{7041,132}{0,461} = 15273,6052 \text{ m}^3/\text{batch}$$

$$= 0,7071 \text{ m}^3/\text{s}$$

Kecepatan alir steam (V) diambil 5 m/s

Rate volumetric = A . V

$$0,7071 = \pi/4\ (Di^2jaket - DO^2shell)\ V$$

$$= \pi/4\ \left(Di^2jaket - \left(12,5625 + 2 . \frac{4\frac{3}{8}}{39,37}\right)^2\right) . 5$$

$$= \pi/4\ (Di^2jaket - 12,7848^2) . 5$$

Di^2jaket = 163,6312 m^2

Di jaket = 12,7918 m

Di jaket = Do shell + jaket spacing

Jaket spacing = 12,7918 – 12,5625 = 0,2293 m = 9,0323 in

Spesifikasi :

Kapasitas	: 1586,5433 ft^3
Diameter tangki	: 12,5625 ft
Tinggi tangki	: 16 ft
Tebal shell	: 6 1/4 in
Tebal head	: 6 1/4 in
Tebal alas konis	: 5 3/8 in
Jumlah Pengaduk	: 2 buah
Power Pengaduk	: 135,5995 HP
Tebal jaket pemanas	: 4 3/8 in
Jaket spacing	: 9,0323 in
Jumlah	: 1 buah

17. Kolom Destilasi I (D-120)

Fungsi : Memisahkan lapisan methanol dan CPO dari lapisan Biodiesel dan Gliserol

Tipe : Packing coloumn

N = 5 ; R = 3

Sebagai Heavy Key = gliserol

Sebagai Light Key = CPO

F = 131,8587 kmol ; B = 113,74621 kmol ; D = 18,11249 kmol

$Z_{HK,F} = 0,2198$; $Z_{LK,F} = 0,0549$; $X_{LK,B} = 0,0064$; $X_{HK,D} = 0,16$

$$\frac{Nr}{Ns} = \left[\frac{Z_{HK,F}}{Z_{LK,F}}\left(\frac{X_{LK,B}}{X_{HK,D}}\right)^2\frac{B}{D}\right]^{0,206}$$ ....(Henley & Sieder, 1981)

Nr/ Ns = 0,5159 ....(1)

Nr + Ns = 5 – 1 .... (2)

Maka didapat Ns = 2,6387 dan Nr = 1,3613

Menghitung Diameter kolom

$\rho_L \approx \rho$gliserol = 1,1985 kg/L = 74,8101 lb/ft^3

$\rho_v \approx \rho$CPO = 0,92 kg/L = 57,4262 lb/ft^3

Menghitung Surface Tension

Surface Tension pada suhu rata-rata 435,525 ^{O}C = 708,525 ^{O}K

Dari Praunitz didapat :

σ CPO : 6,85 dyne/ cm

σ Metanol : 21,09 dyne/ cm

σ Gliserol : 1,05 dyne/cm

σ campuran = (0,36 x 6,85) + (0,48 x 21,09) + (0,16 x 1,05)

= 12,7572 dyne / cm

Vm = 31.647,636 kg/ jam = 69.708,44934 lb/jam

Dipakai jarak antar tray 20 inch

Dari Ludwig, fig8-38 untuk σ campuran = 12,7572 dyne / cm dan jarak tray = 20 inch didapat harga konstanta empiris (k) = 615

Rate massa maksimum = G = k x $\rho v(\rho_L - \rho v)$

G = 19.431,3853 lb/jam.ft^2

Diameter kolom = D = 1,13 x (Vm/G) = 2,1403 ft

Menentukan tinggi kolom :

Tinggi kolom = Jumlah plate x Jarak antar plate

Tinggi kolom = 4 x 20/12 ft = 6,6667 ft

Tinggi dish head dan dish bottom berbentuk elipsoidal

= 0,5 x diameter kolom = 0,5 x 2,1403 = 1,0702 ft

Menetukan tinggi totol kolom :

Tipe distilator : packed column

Tipe packing : raschig ring 1 inch

Dasar pemilihan : karena rate gas (G) = 19.431,3853 lb/jam.ft^2 masuk diantara range 200-800 lb/jam.ft^2

Tinggi kolom total = tinggi kolom + entrainment separator + tinggi tanpa packing + jarak antara redistributors + tinggi tutup atas + tinggi tutup bawah

Rule of thumb : (budhikarjono,1996)

Tinggi entertainment separator = 1 ft

Tinggi tanpa packing = 1 ft

Tinggi redistributors = 1 ft

Jumlah redistributors tergantung jarak = 3 x diameter kolom = 3 x 2,1403 ft = 6.4209 ft

Sehingga jumlah redistributor = 6,6667/6.4209 = 1,0383 buah ≈ 2 buah

Tinggi total = 6,6667 + 1 ft + (2 x 1 ft) + (5 x 1 ft) + 1,0072 + 1,0072 = 16,6811 ft

Sehingga dipakai course = 6 ft

Jadi jumlah course = 16,6811/6 = 2,7802 buah ≈ 3 buah

Sehingga tinggi menara destilasi = 18 ft

Menghitung tebal shell

Perhitungan diambil dari Hesse dan Rushton, 1959

$$Pc = 5\ P = \frac{86670 \times t}{D} - 1386$$

Pc = Collapse pressure

P = Working pressure

t = Tebal shell

D = Diameter kolom

Pc = 5 x 45 x 14,7 = 3307,5 Psi

3307,5 = ((86670 x t) / (2,1403 x 12)) - 1386

t = 0,9641 + c, dimana c = faktor korosi = 0 inch

Sehingga t shell = 0,9641 inch + 0 = 0,9641 inch

Diambil tebal shell standart = 1 inch

Bahan konstruksi = stainless steel SA-240 grade S tipe 304

Menghitung tebal tutup dished head :

Rc = D – 0,5 ft = 2,1403 – 0,5 ft = 1,6403 ft

Th = 4 x Rc (P/E) + c

Th = tebal head, inch

P = Collapse pressure, Psi

E = Modulus elastisitas pada suhu operasi, Psi

Pada suhu rata-rata operasi = 313,385 ^{O}C = 596,93 ^{O}F dari Brownell & Young.1959, didapat E = 26×10^6 Psi

Th = 0,8897 inch. Dipakai tebal head standart = 1 inch

Spesifikasi :

Diameter kolom	: 2,1403 ft
Tinggi menara	: 18 ft
Packing	: raschig ring
Jumlah redistributors	: 2 buah
Tebal shell	: 1 in
Tebal dished head	: 1 in

18. Kolom Destilasi II (D-130)

Fungsi : Memisahkan lapisan Gliserol dari lapisan Biodiesel

Tipe : Packing coloumn

N = 3 ; R = 1,75

Sebagai Heavy Key = Biodiesel

Sebagai Light Key = Gliserol

F = 113,74621 kmol ; B = 80,853991 kmol ; D = 25,0676 kmol

$Z_{HK,F}$ = 0,7643 ; $Z_{LK,F}$ = 0,2293 ; $X_{LK,B}$ = 0,0323 ; $X_{HK,D}$ = 0,0347

$$\frac{Nr}{Ns} = \left[\frac{Z_{HK,F}}{Z_{LK,F}} \cdot \left(\frac{X_{LK,B}}{X_{HK,D}}\right)^2 \frac{B}{D}\right]^{0,206}$$ ....(Henley & Sieder , 1981)

Nr/ Ns = 1,5836 ....(1)

Nr + Ns = 3 – 1 .... (2)

Maka didapat Ns = 0,7741 dan Nr = 1,2259

Menghitung Diameter kolom

$P_v \approx$ ρgliserol = 0.8807 kg/L = 54,9731 lb/ft^3

$P_L \approx$ ρbiodiesel = 1,1985 kg/L = 74,8101 lb/ft^3

Menghitung Surface Tension

Surface Tension pada suhu rata-rata 469,9 ^{O}C = 742,9 ^{O}K

Dari Praunitz didapat :

σ CPO : 8,35 dyne/ cm

σ Biodiesel : 1,25 dyne/ cm

σ Gliserol : 1,55 dyne/cm

σ campuran = (0,0289 x 8,35) + (0,0347 x 1,25) + (0,9364 x 1,55)

= 1.7361 dyne / cm

Vm = 25.921,3206 kg/ jam = 57.095,4198 lb/jam

Dipakai jarak antar tray 20 inch

Dari Ludwig, fig8-38 untuk σ campuran = 1,7361 dyne / cm dan jarak tray = 20 inch didapat harga konstanta empiris (k) = 560

Rate massa maksimum = G = k x $\rho v(\rho_L - \rho v)$

G = 21.572,7813 lb/jam.ft^2

Diameter kolom = D = 1,13 x (Vm/G) = 1,8383 ft

Menentukan tinggi kolom :

Tinggi kolom = Jumlah plate x Jarak antar plate

Tinggi kolom = 2 x 20/12 ft = 3,3333 ft

Tinggi dish head dan dish bottom berbentuk elipsoidal

= 0,5 x diameter kolom = 0,5 x 1,8383 = 0,9192 ft

Menetukan tinggi totol kolom :

Tipe distilator : packed column

Tipe packing : raschig ring 1 inch

Dasar pemilihan : karena rate gas (G) = 21.572,7813 lb/jam.ft^2 masuk diantara range 200-800 lb/jam.ft^2

Tinggi kolom total = tinggi kolom + entrainment separator + tinggi tanpa packing + jarak antara redistributors + tinggi tutup atas + tinggi tutup bawah

Rule of thumb : (budhikarjono,1996)

Tinggi entertainment separator = 1 ft

Tinggi tanpa packing = 1 ft

Tinggi redistributors = 1 ft

Jumlah redistributors tergantung jarak 3 x diameter kolom = 3 x 1,8383 ft

= 5,5149 ft

Sehingga jumlah redistributor = 3,3333/5,5149 = 0,6044 buah ≈ 1 buah

Tinggi total = 3,3333 + 1 ft + (2 x 1 ft) + (5 x 1 ft) + 0,9192 + 0,9192

= 12,1717 ft

Sehingga dipakai course = 8 ft

Jadi jumlah course = 12,1717/8 = 1,5214 buah ≈ 2 buah

Sehingga tinggi menara destilasi = 16 ft

Menghitung tebal shell

Perhitungan diambil dari Hesse dan Rushton, 1959

$$Pc = 5\,P = \frac{86670 \times t}{D} - 1386$$

Pc = Collapse pressure

P = Working pressure

t = Tebal shell

D = Diameter kolom

Pc = 5 x 40 x 14.7 = 2940 Psi

2940 = ((86670 x t) / (1,8383 x 12)) - 1386

t = 0,7323 + c, dimana c = faktor korosi = 0 inch

Sehingga t shell = 0,7323 inch + 0 = 0,7323 inch

Diambil tebal shell standart = 3/4 inch

Bahan konstruksi = stainless steel SA-240 grade S tipe 304

Menghitung tebal tutup dished head :

Rc = D – 0,5 ft = 1,8383 – 0,5 ft = 1,3383 ft

Th = 4 x Rc (P/E) + c

Th = tebal head, inch

P = Collapse pressure, Psi

E = Modulus elastisitas pada suhu operasi, Psi

Pada suhu rata-rata operasi = 362,21 ^{O}C = 683,978 ^{O}F dari Brownell & Young,1959, didapat E = 25x10^{6} Psi

Th = 0,0269 inch, Dipakai tebal head standart = 1/32 inch

Spesifikasi :

Diameter kolom : 1,8383 ft

Tinggi menara : 16 ft

Packing : raschig ring

Jumlah redistributors : 1 buah

Tebal shell : 3/4 inch

Tebal dished head : 1/32 inch

19. Condensor I

Fungsi : mendinginkan hasil destilat dari kolom destilasi I

Type : Shell and tube

Spesifikasi Condensor:

Shell side	Tube side
ID = 17 ¼ in	Length = 12 in
Baffle space = 0,25 in	OD, BWG = 1 ¼, 15,
Passes = 1	Passes = 1

Kapasitas : 238.944.675,1 kg/batch

Luas perpindahan panas : 741,4176 ft^2

Beban panas : 124977193,3 Btu/jam

Jumlah tube : 236 tube

Ud : 399,3245 Btu/j ft^2 °F

Media pendingin : Ethylene glycol

Rate pendingin : 218.854,8601 kg/batch

Bahan : Carbon Steel

Jumlah : 1

20. Condensor II

Fungsi : mendinginkan hasil destilat dari kolom destilasi II

Type : Shell and tube

Perhitungan : Data-data diambil dari Kern, 1965

Spesifikasi Condensor:

Shell side	Tube side
ID = 17 ¼ in	Length = 12 in
Baffle space = 0,25 in	OD, BWG = 1 ¼, 15,
Passes = 1	Passes = 1

Kapasitas : 854.167,8422 kg/batch

Luas perpindahan panas : 166,5048 ft^2

Beban panas : 1379678,435 Btu/jam

Jumlah tube : 53 tube

Ud : 19,8572 Btu/j ft^2 ^oF

Media pendingin : Ethylene glycol

Rate pendingin : 86.494,1667 kg/batch

Bahan : Carbon Steel

Jumlah : 1

21. Cooler I

Fungsi : mendinginkan ethylene glycol dari kondensor I

Type : Shell and tube

Perhitungan : Data-data diambil dari Kern,1965

Spesifikasi Condensor:

Shell side	Tube side
ID = 17 ¼ in	Length = 12 in
Baffle space = 0,25 in	OD, BWG = 1 ¼, 15,
Passes = 1	Passes = 1

Kapasitas : 218.854,8601 kg/batch

Luas perpindahan panas : 263,8944 ft^2

Beban panas : 508.839,9802 Btu/jam

Jumlah Tube : 84 tube

Ud : 19,8531 Btu/j ft^2 ^oF

Media pendingin : air pendingin

Rate pendingin : 105.814,8018 kg/batch

Bahan : Carbon Steel

Jumlah : 1

21. Cooler II

Fungsi : mendinginkan ethylene glycol dari kondensor II

Type : Shell and tube

Perhitungan : Data-data diambil dari Kern,1965

Spesifikasi Condensor:

Shell side	Tube side
ID = 17 ¼ in	Length = 12 in
Baffle space = 0,25 in	OD, BWG = 1 ¼, 15,
Passes = 1	Passes = 1

Kapasitas : 86.494.1667 kg/batch

Luas perpindahan panas : 103,6728 ft^2

Beban panas : 1379678,435 Btu/jam

Jumlah Tube : 33 tube

Ud : 19,9721 Btu/j ft^2 ^{o}F

Media pendingin : air pendingin

Rate pendingin : 4.181.9328 kg/batch

Bahan : Carbon Steel

Jumlah : 1

21. Reboiler I

Fungsi : Untuk menguapkan kembali produk bottom dari kolom destilasi I

Tipe : Kettle Reboiler

Perhitungan :

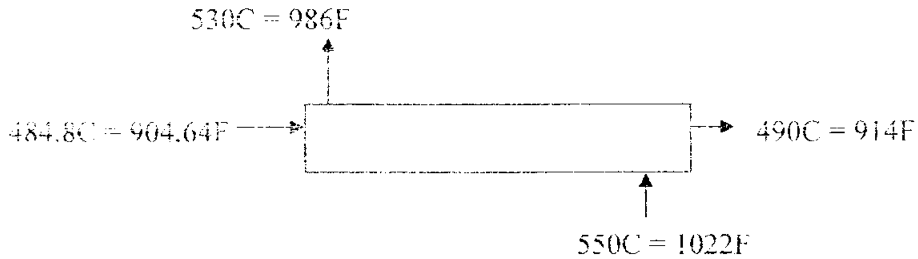
1. Dari neraca panas

Qr = 29659365.00174 kkal/ 3 jam = 39207170,97 Btu/jam

HHV flue gas = 22.500 KJ/ kg

Massa flue gas = 1845,4716 kg/jam = 4064,9154lb/jam

2. ΔT LMTD



$\Delta T1 = 81{,}36$ F $\Delta T12 = 108$ F

Δt LMTD = $(\Delta t1-\Delta t2)/\ln(\Delta t1/\Delta t2)$

= (81,36-108)/ln(81,36/108)

= 94,0520 °F

3. Tc dan tc

Tc = $(T_1 + T_2)/2$ = 1004 °F

tc = (t1 + t2)/2 = 909,32 °F

Asumsi : U_D = 166 Btu/j.ft^2.F

Ass = ¾" OD, 16 BWG, 15/16" triangular pitch, L = 12 ft, a" = 0,1963

A = Q / (U_D x Δt LMTD) = 39207170.97 / (166 x 94.0520) = 2511.2467 ft^2

Nt = A / (a" x L) = 2511.2467 / (0.1963 x 12) = 1066 ≈ 1068 tube

Dari table 9 Kern diperoleh :

ID shell = 35", Nt = 1068, digunakan HE 1-2

A = Nt x a" x L = 1068 . 0,1963 . 12 = 2515,7808 ft^2

U_D koreksi = 39207170,97 / (2515,7808 x 94,0520) = 165,7008 Btu/j ft^2 °F

Perhitungan untuk fluida dingin dan panas dapat ditabelkan seperti pada table C.1.

$$Uc = \frac{hio.ho}{hio + ho} = 192.8539 \text{ Btu/j ft}^2\,°\text{F}$$

$$Rd = \frac{Uc - Udkoreksi}{Uc.Udkoreksi} = 0{,}0008 \quad (\text{ memenuhi karena} > 0{,}001\ )$$

Tabel C.1. Perhitungan Untuk Fluida Panas dan Fluida Dingin (Reboiler I)

Fluida dingin,shell side, destilat I	Fluida panas , tube side, flue gas
4. Flow area as = (ID.C'.B)/ 144 P_T $= \dfrac{35.0,25.8,625}{144.1,25} = 0,4193\ ft^2$	4. flow area, a't = 0,302 (tabel 10) $at = \dfrac{Nt.a't}{144.n} = \dfrac{1068.0.302}{144.2} = 1,1199\ ft^2$
5. Gs = W / as = 14368.0267 / 0.4193 = 34266.6986 lb / j.ft^2	5. Gt = 4064,9154 / 1,1199 = 3629.7128 lb/j . ft^2
6. Pada tc = 909.32 F μ = 1,1716 cp = 2,8342 lb/ft . j	6. Pada Tc = 1004 F maka didapat : μ flue gas = 2.121 cp = 5.1309 lb/ft . j
7. Nre = (de . Gs)/μ = (0.12 . 34266.6986)/ 4,6470 = 884.8728	7. Nre = (di . Gt)/ μ = (0,62 . 3629,7128)/ 5,1309 = 438,6018
8. J_H = 15 (Kern, fig. 28)	7. V = Gt / (3600 . ρ) = 3629.7128/ (3600 . 6.4513) = 0,1263
9. Pada tc = 909.32 °F diperoleh k = 0.9652 Btu/j ft^2 (°F/ft) (Table 4 Kern) Cp = 3,5695 Btu/lb °F $= k.\left(\dfrac{Cp.\mu}{k}\right)^{1/3} = 2,1123$ $ho = J_H . \dfrac{k}{de}\left(\dfrac{Cp.\mu}{k}\right)^{1/3} = 264.0375$ Btu/j ft^2 F	8. hi = 865,3333 btu/j . ft^2 . F (figure 25 Kern)
	10. $hio = hi . \dfrac{ID}{OD} = 715,3422$ Btu/j ft^2 °F

Evaluasi penurunan tekanan (ΔP)

Shell side (CPO)	Tube side (steam)
Untuk Nre = 884,8728 didapatkan : f = 0,00056 (Kern, fig 26) s = 0,9657	Untuk Nre = 438,6018 didapatkan : f = 0,0015 (Kern, fig 26) s = 0,8762
(N + 1) = 12 . (L/B) = 12 . (12/8,625) = 16,6957 ft	$\Delta Pt = \dfrac{f.Gt^2.L.n}{5{,}22.10^{10}.de.\phi t.s}$ = 0,0001 psi
IDs = 35 in = 2,9167 ft	$\Delta Pr = \dfrac{4.n}{s}.\dfrac{v^2}{2g} = 0{,}5526$ psi
$\Delta Ps = \dfrac{f.Gs^2.IDs.(N+1)}{5{,}22.10^{10}.de.\phi_s.s}$ = 0,0053 psi (memenuhi < 2 psi)	$\Delta Pt = \Delta Pt + \Delta Pr$ = 0,0001 + 0,5526 = 0,5527 psi (memenuhi < 10 psi)

Spesifikasi Reboiler I:

Shell side	Tube side
ID = 35 in	Length = 12 in
Baffle space = 0,25 in	OD. BWG = 1¼" . 16"
Passes = 1	Passes = 1

Kapasitas : 6523,0841 kg/jam

Luas perpindahan panas : 2515,7808 ft^2

Beban panas : 39207170,97 Btu/jam

Media pemanas : flue gas

Rate pemanas : 1845,4716 kg/jam

Bahan : Carbon Steel

Jumlah : 10 (seri)

22. Reboiler II

Fungsi : Untuk menguapkan kembali produk bottom dari kolom destilasiII

Tipe : Kettle Reboiler

Perhitungan :

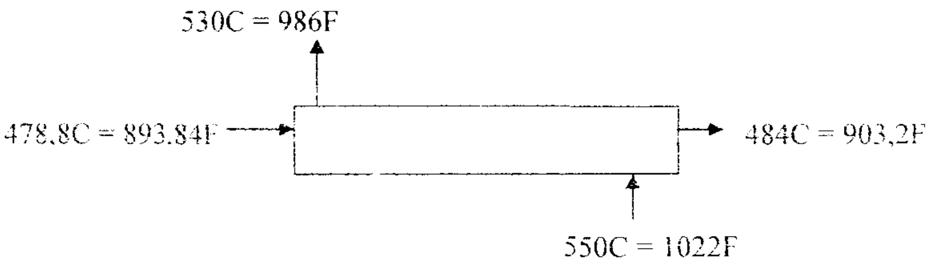
1. Dari neraca panas

Qr = 2352681,1115 kkal/3jam = 3110045,565 Btu/jam

HHV flue gas = 22.500 KJ/ kg

Massa flue gas = 145,8349 kg/jam = 321,2222 lb/jam

2. ΔT LMTD



ΔT1 = 92,16 F ΔT12 = 118,8 F

Δt LMTD = (Δt1-Δt2)/ln(Δt1/Δt2)

= (92,16-118,8)/ln(92,16/118,8)

= 104,9169 °F

3. Tc dan tc

Tc = (T_1 + T_2)/2 = 1004 °F

tc = (t1 + t2)/2 = 898,52 °F

Asumsi : U_D = 50 Btu/j.ft^2.F

Ass = ¾" OD, 16 BWG, 15/16" triangular pitch, L = 12 ft, a" = 0,1963

A = Q / (U_D x Δt LMTD) = 3110045,565 / (50 x 104,9169) = 592,8588 ft^2

Nt = A / (a" x L) = 592,8588 / (0,1963 x 12) = 251,6806 ≈ 252 tube

Dari table 9 Kern diperoleh :

ID shell = 19¼", Nt = 252, digunakan HE 1-2

A = Nt x a" x L = 252 . 0,1963 . 12 = 593,6112 ft^2

U_D koreksi = 3110045,565 / (593,6112 x 104,9169) = 49,9366 Btu/j ft^2 °F

Perhitungan untuk fluida panas dan dingin dapat ditabelkan pada table C.2.

$$Uc = \frac{hio.ho}{hio + ho} = 109,9858 \text{ Btu/j ft}^2\,{}^\circ\text{F}$$

$$Rd = \frac{Uc - Udkoreksi}{Uc.Udkoreksi} = 0,0109 \text{ (memenuhi karena > 0,001)}$$

Tabel C.2. Perhitungan Untuk Fluida panas dan Fluida Dingin(Reboiler II)

Fluida dingin,shell side, destilat I	Fluida panas , tube side, flue gas
4. Flow area as = (ID.C'.B)/ 144 P_T $= \frac{19{,}25 . 0{,}25 . 8{,}625}{144 . 1{,}25} = 0{,}2306$ ft^2	4. flow area, a't = 0,302 (tabel 10) $at = \frac{Nt.a't}{144.n} = \frac{1068.0{,}302}{144.2} = 1{,}1199$ ft^2
5. Gs = W / as = 963,6666 / 0,2034 = 4737,7906 lb / j.ft^2	5. Gt = 321,2222 / 1,1199 = 286,8311 lb/j . ft^2
6. Pada tc = 898,52 F μ = 1,1675 cp = 2,8243 lb/ft . j	6. Pada Tc = 1004 F maka didapat : μ flue gas = 2,121 cp = 5,1309 lb/ft . j
7. Nre = (de . Gs)/μ = (0,12 . 4737,7906)/ 2,8243 = 201,3011	7. Nre = (di . Gt)/ μ = (0,62 . 286,8311)/ 5,1309 = 34,6657
8. J_H = 7,5 (Kern, fig. 28)	7. V = Gt / (3600 . ρ) = 286,8311 / (3600 . 6,4513) = 0,0124
9. Pada tc = 898,52 °F diperoleh k = 0,9549 Btu/j ft^2 (°F/ft) (Table 4 Kern) Cp = 3,4917 Btu/lb °F $= k\left(\frac{Cp.\mu}{k}\right)^{1/3} = 2{,}0795$ $ho = J_H . \frac{k}{de}\left(\frac{Cp.\mu}{k}\right)^{1/3} = 129{,}9688$ Btu/j ft^2 F	8. hi = 865,3333 btu/j . ft^2 . F (figure 25 Kern)
	10. hio = hi . $\frac{ID}{OD}$ = 715,3422 Btu/j ft^2 °F

Evaluasi penurunan tekanan (ΔP)

Shell side (CPO)	Tube side (steam)
Untuk Nre = 201.3011 didapatkan : f = 0,0025 (Kern. fig 26) s = 0,9657	Untuk Nre = 34,6657 didapatkan : f = 0,01 (Kern, fig 26) s = 0,8762
(N + 1) = 12 . (L/B) = 12 . (12/8.625) = 16,6957 ft	$\Delta Pt = \dfrac{f.Gt^2.L.n}{5{,}22.10^{10}.de.\phi t.s}$ $= 4{,}17 . 10^7$ psi
IDs = 19¼ in = 1,6042 ft	$\Delta Pr = \dfrac{4.n}{s}.\dfrac{v^2}{2g} = 0{,}5526$ psi
$\Delta Ps = \dfrac{f.Gs^2.IDs.(N+1)}{5.22.10^{10}.de.\phi_s.s}$ = 0,0003 psi (memenuhi < 2 psi)	$\Delta Pt = \Delta Pt + \Delta Pr$ $= 4{,}17 . 10^7 + 0{,}5526$ = 0.5526 psi (memenuhi < 10 psi)

Spesifikasi Reboiler I:

Shell side	Tube side
ID = 19 ¼ in	Length = 12 in
Baffle space = 0,25 in	OD, BWG = 1¼" , 16"
Passes = 1	Passes = 1

Kapasitas : 437,5046 kg/jam

Luas perpindahan panas : 593,6112 ft^2

Beban panas : 3110045,565 Btu/jam

Media pemanas : flue gas

Rate pemanas : 145,8349 kg/jam

Bahan : Carbon Steel

Jumlah : 1

21. Tangki penampungan produk biodiesel (F-132)

Fungsi : Untuk menampung produk utama biodiesel

Tipe : silinder tegak dengan tutup dish dan alas datar

Spesifikasi :

Kapasitas : 25.745,4183 ft^3

Diameter tangki	: 32 ft
Tinggi tangki	: 32 ft
Tebal shell	: 1/2 in
Tebal head	: 1/2 in
Tebal alas	: 1 11/16 in
Jumlah	: 1 buah

22. Tangki Penampung Produk Gliserol (F-131)

Fungsi : untuk menampung produk sampingan gliserol

Tipe : silinder tegak dengan tutup dish dan alas datar

Spesifikasi :

Kapasitas	= 1.374,1056 ft^3
Diameter tangki	= 10,3024 ft
Tinggi tangki	= 20,6047 ft
Tebal shell	= 3/16 in
Tebal head	= 3/16 in
Tebal alas	= 7/16 in
Jumlah	= 1 buah

APPENDIX D

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

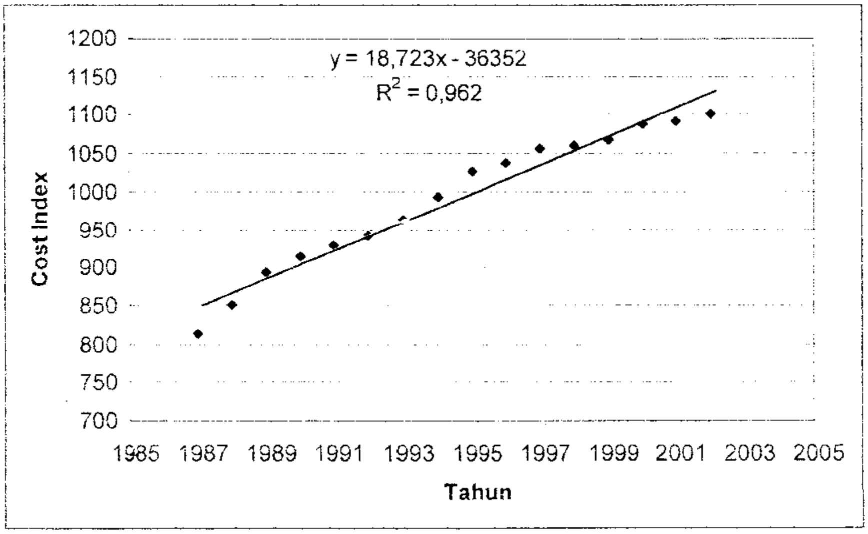
D.1 Perhitungan Harga Peralatan

Metode Perkiraan Harga

Harga peralatan sering mengalami perubahan karena kondisi ekonomi. Oleh karena itu, untuk memperkirakan harga peralatan sekarang diperlukan suatu indeks yang dapat mengkonversikan harga peralatan sebelumnya menjadi harga sekarang. Metode yang digunakan untuk menentukan harga peralatan adalah metode *Cost Index* yang dihitung dengan persamaan :

$$\text{Harga alat} = \frac{cost\ \ index}{Cost\ \ Index\ \ pd\ \ tahun\ \ A} \cdot \text{Harga Alat pada tahun A}$$

Pada perencanaan pabrik Biodiesel ini, harga peralatan yang digunakan didasarkan pada harga alat yang terdapat pada pustaka Peters & Timmerhauss dan Ulrich. *Cost index* yang digunakan adalah dari Marshall & Swift Cost Index. Diperkirakan pabrik didirikan tahun 2007, sehingga dengan extrapolasi dari linierisasi data-data tahun sebelumnya didapatkan :



Gambar 1 Grafik hubungan *cost index* vs tahun

Cost Index Marshall & Swift pada tahun 2002 = 1102,5

Cost Index Marshall & Swift pada tahun 2007 = 1225.061

Contoh perhitungan :

Nama alat : *Heat Exchanger CPO*

Kapasitas : 39.028,2329 kg/jam

Bahan konstruksi : Carbon Steel

Harga Tahun 2002 : \$ 15.625

Harga Tahun 2007 = $\frac{1323}{1102,5} \times \$\,15.625 = \$\,18.750{,}00$

Dengan cara yang sama, harga peralatan disajikan pada Tabel D.1 untuk alat-alat proses dan Tabel D.2 untuk alat - alat utilitas.

Tabel D.1 Tabel harga alat proses

Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga 2002 (dlm US\$)	Harga 2007 (dlm US\$)	Harga total (dlm Rp.)
F-111	Tangki Penampung CPO	1	43.100,00	51.720,00	517.200.000,00
F-112	Tangki Penampung H3PO4 75%	1	8.850,00	10.620,00	106.200.000,00
F-116	Silo CaO	1	7.200,00	8.640,00	86.400.000,00
E-114A	Heat Exchanger CPO	1	15.625,00	18.750,00	187.500.000,00
L-113B	Pompa II	1	-	-	1.000.000,00
F-115A	Tangki Degumming I	1	17.450,00	20.940,00	209.400.000,00
L-113C	Pompa III	1	-	-	1.000.000,00
E-114B	Heat Exchanger air panas	1	6.285,00	7.542,00	75.420.000,00
F-115B	Tangki Degumming II	1	17.605,00	21.126,00	211.260.000,00
L-113D	Pompa IV	1	-	-	1.000.000,00
H-118	Decanter	1	25.000,00	30.000,00	300.000.000,00
F-119	Tangki Penampung Metanol	1	19.000,00	22.800,00	228.000.000,00
L-113F	Pompa V	1	-	-	1.000.000,00
R-110	Reaktor	1	160.000,00	192.000,00	1.920.000.000,00
D-120	Kolom Destilasi I	1	75.000,00	90.000,00	900.000.000,00
D-130	Kolom Destilasi II	1	75.000,00	90.000,00	900.000.000,00
	Condensor I	1	5.700,00	6.333,65	63.336.500,00
	Condensor II	1	5.700,00	6.333,65	63.336.500,00
	Reboiler I	1	1.538,00	1.708,9739	17.089.739,00
	Reboiler II	1	1.246,00	1.384,5134	13.845.134,00
F-132	Tangki Penampung Biodiesel	1	43.650,00	52.380,00	523.800.000,00
F-131	Tangki Penampung Gliserol	1	15.650,00	18.780,00	187.800.000,00
TOTAL					5.131.251.373,00

Tabel D.2 Tabel harga alat utilitas

Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga 2002 (dlm US$)	Harga 2007 (dlm US$)	Harga total
L-210	Pompa Air dari sungai	1	-	-	1.000.000,00
F-211	Bak penampung air sungai	1	50	60	600.000,00
L-212	Pompa Air ke sand filter	1	-	-	1.000.000,00
H-220	Sand filter	1	15.000	18.000	180.000.000,00
L-221	Pompa air ke carbon filter	1	-	-	1.000.000,00
H-230	Carbon filter	1	31.536,45	35.042,24	350.422.400,00
F-231	Bak penampung air bersih	1	50	60	600.000,00
L-232	Pompa air dari carbon filter ke tangki demineralisasi	1	-	-	1.000.000,00
L-233	Pompa air sanitasi	1	-	-	1.000.000,00
H-240	Tangki demineralisasi	1	29427,63	32.698,99	326.989.900,00
L-241	Pompa air dari tangki demineralisasi ke tangki penyimpanan	1	-	-	1.000.000,00
F-242	Tangki penyimpanan air demineralisasi	1	3.521,00	3.912,4170	39.124.170,00
L-243	Pompa air ke proses & cooling tower	1	-	-	1.000.000,00
L-251	Pompa air dari cooling tower ke cooler I & II	2	-	-	1.000.000,00
L-252	Pompa Ethylene Glycol	2	-	-	2.000.000,00
F-253	Tangki Penampung Ethylene Glycol	1	3.200,00	3.840,00	38.400.000,00
P-250	Cooling Tower	1	-	-	157.246.000,00
G-260	Boiler	1	19.000,00	21.112,16	211.121.600,00
G-261	Tangki penampung air umpan boiler	1	-	-	1.200.000,00
L-262	Pompa air ke boiler	1	-	-	1.000.000,00
F-270	Tangki bahan bakar	1	4.700,00	5.222,48	52.224.800,00
G-280	Furnace	1	-	-	15.457.000,00
H-290	*Plate and Frame Filter press*	1	3.600,00	4.000,20	40.002.000,00
				Total	1.424.387.870,00

D.2 Perhitungan Harga Bahan Baku

Contoh perhitungan :

CPO diperoleh dari supplier-supplier di seluruh Indonesia dengan harga = Rp 3.000,00 / kg. Dalam 1 tahun membutuhkan 11.707.569,87 kg CPO/tahun , jadi : harga beli = Rp 3.000,00 / kg × 11.707.569,87 kg/tahun = Rp 35.122.709.610,00.

Dengan cara yang sama, maka harga bahan baku dapat dilihat pada Tabel D.3

Tabel D.3 Harga bahan baku

Bahan	Rp/kg atau Rp/L	kg/hari atau L/hari	kg/thn atau L/thn	harga/thn (Rp)
CPO	3.000,00	39.025,2329	11.707.569,87	35.122.709.610,00
Metanol	10.000,00	3.064,1069	919.232,07	9.192.320.700,00
Katalis HZSM-5	100.000,00	-	4.002,8351	4.002.835.100,00
H3PO4 75%	15.000,00	26,0168	7805,04	117.075.600,00
CaO	2.000,00	16,7251	5017,53	135.060,00
			TOTAL	16.824.637.420,00

D.3 Perhitungan Harga Utilitas

Perhitungan harga utilitas terdiri dari biaya media filter, NaCl untuk regenerasi, harga bahan bakar dan harga listrik. Contoh perhitungan biaya listrik :

Dari bab utilitas diketahui bahwa lumen output dari pos keamanan adalah 1.937,4568 lumen. Efficacy dari lampu fluorescent adalah 85 lumen/watt. Sehingga,

power = (1.937,4568 / 85 / 1000) = 0,0228 kW

Berdasarkan sumber Jawa Pos tanggal 23 September 2005, biaya listrik untuk industri adalah Rp 660,53/kWh. Sedangkan, biaya listrik beban puncak (WBP) pada pk 17.00-22.00 adalah 1,7 × LWBP. Lampu di pos keamanan menyala selama 12 jam/hari, yaitu dari jam 17.00 – 05.00. Maka biaya listrik dihitung sebagai berikut :

WBP = 5 jam × 0,0228 kW = 0,1140 kWh

Harga listrik WBP = 1,7 × Rp 660,53/kWh × 0,1140 kWh = Rp 127,9748/hari

LWBP = 7 jam × 0,0228 kW = 0,1596 kWh

Harga listrik LWBP = Rp 660,53/kWh × 0,1596 kWh = Rp 105,4206/hari

Dengan cara yang sama, biaya listrik dihitung sebagai berikut dan dapat dilihat pada table D.4.:

Tabel D.4 Biaya listrik dari lampu

Ruang	Lumen Output	Efficacy	Waktu	kW	kW (WBP)	Kw (LWBP)	WBP	LWBP
Pos Keamanan	1.937,4568	85	12	0,0228	0,1140	0,1596	127,9748	105,4206
Parkiran Roda dua	5.381,8243	85	12	0,1345	0,6727	0,9418	755,4070	622,0999
Parkiran Mobil	10.763,6486	40	12	0,2691	1,3455	1,8836	1.510,8140	1.244,1997
Kantor	43.054,5946	85	12	0,5065	2,5326	3,5457	2.843,8851	2.342,0231
Gudang Bahan baku	32.290,9459	40	24	0,8073	4,0364	15,3382	4.532,4419	10.131,3408
Area Proses	193.745,6755	40	24	4,8436	24,2182	92,0292	27.194,6516	60.788,0447
Area Perluasan	72.654,6283	40	12	1,8164	9,0818	12,7146	10.197,9943	8.398,3483
QA	43.054,5946	85	24	0,5065	2,5326	9,6240	2.843,8851	6.356,9197
Utilitas	40.363,6824	40	24	1,0091	5,0455	19,1727	5.665,5524	12.664,1760
Genset	5.381,8243	85	24	0,0634	0,3168	1,2037	355,6838	795,0579
Bengkel	21.527,2973	85	24	0,2533	1,2663	4,8120	1.421,9426	3.178,4599
Gudang Produk	48.436,4189	40	12	1,2109	6,0546	8,4764	6.798,6629	5.598,8989
Toilet	968,7284	85	12	0,0114	0,0570	0,0798	63,9874	52,6955
Kantin	2.690,9122	85	12	0,0317	0,1583	0,2216	177,7428	146,3764
Tempat Ibadah	4.036,3682	85	12	0,0475	0,2374	0,3324	266,6142	219,5647
Tempat Istirahat	2.690,9122	85	12	0,0317	0,1583	0,2216	177,7428	146,3764
Taman & Jalan	340.131,2970	40	12	8,5033	42,5164	59,5230	47.741,7217	39.316,7120
						Σ	112.676,,7046	152.106,6849

Tabel D.5 Biaya listrik dari alat

Alat	Hp	kW	kWh (WBP)	kWh (LWBP)	WBP	LWBP	Harga/hari
Proses	349,6391	260,8308	195,6231	65,2077	219.588,886	43.056,64431	262.645,5303
Utilitas	29	21,6253	13,7078	4,5693	15.387,1426	3.017,1088	18.404,2514

Total biaya=(365 x (Rp 112.676,7046+Rp 152.106,6849)) +

(300 x (Rp 2894,9379+Rp 123.442,6139))

= Rp.511.037.349,6 /tahun

Sehingga, biaya utilitas adalah sebagai berikut :

Tabel D.6 Biaya utilitas

Biaya	Rp/kg atau Rp/L	kg/thn atau L/thn	harga/thn (Rp)
Solar	6.000,00	3,4151	20.490,8
Batu Bara	1.000,00	117.183,8112	117.183.811,2
Listrik			511.037.349,6
		Σ	628.241.651,6

D.4 Perhitungan Harga Bahan Kemas

5 buah kontainer @ Rp. 33.000.000,00 (16.000 Liter)

Total Harga Bahan Kemas Rp.165.000.000,00

D.5 Perhitungan Harga Jual Produk

Produk Biodiesel yang dihasilkan adalah :

- Biodiesel (Rp. 3.000,00 / liter)

$$= 2.574.541.826 \text{ kg x } \frac{2batch}{hari} x \frac{1liter}{0,8807kg} = 58.465,8073 \frac{liter}{hari}$$

$$= 58.465,8073 \frac{liter}{hari} x \frac{Rp.3.000,00}{1liter} = \text{Rp. } 52.619.226.570/\text{tahun}$$

- Gliserol (Rp. 10.000.000)

$$= 3.334.1135 \frac{kg}{batch} x \frac{2batch}{hari} x \frac{1liter}{1,1985kg} = 6.317,4862 \frac{liter}{hari}$$

$$= 6.317,4862 \frac{liter}{hari} \text{ x Rp. } 7.5.00/\text{liter} = \text{Rp. } 14.214.343.950,00/\text{tahun}$$

Tabel D.7 Tabel harga produk

Produk	Kapasitas/hari	Harga/kemasan (Rp)	Pendptn/ thn (Rp)
Biodiesel	58.465,8073	3.000	52.619.226.570
Gliserol	16.648,8829	7.500	14.214.343.950
		Σ	66.833.570.520

F.6 Perhitungan Gaji Karyawan

Jumlah karyawan di pabrik Biodiesel ini adalah 117 orang, yang terdiri dari :

1. Karyawan non shift

Karyawan yang bekerja non shift adalah karyawan di bidang *accounting*, keuangan, personalia, pemasaran, distribusi, pegawai R&D, dan pegawai *cleaning service* dengan jam kerja Senin-Jumat pukul 08.00-16.00, dan Sabtu pukul 08.00-12.00.

2. Karyawan shift

Karyawan yang bekerja shift terdiri dari pegawai bagian bengkel, bagian *Quality Control*, bagian produksi, bagian utilitas, satpam, pegawai gudang bahan baku, dan pegawai gudang bahan jadi. Jam kerja karyawan shift adalah dari hari Senin – Minggu dengan jadwal :

Shift Pagi: pukul 07.00-15.00; Shift Siang: pukul 15.00-23.00

Shift Malam : pukul 23.00-07.00

Pergantian shift dilakukan setiap tiga hari sekali seperti terlihat dalam Tabel D.9

Tabel D.8 Shift pergantian kerja

Regu	Hari							
	Senin	Selasa	Rabu	Kamis	Jumat	Sabtu	Minggu	Senin
1	A	A	B	B	C	C	L	L
2	B	B	C	C	L	L	A	A
3	C	C	L	L	A	A	B	B
4	L	L	A	A	B	B	C	C

Gaji dari masing-masing pegawai ditabelkan pada Tabel D.10

Tabel D.9 Perhitungan gaji karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/bln	Total gaji/bln
1	Direktur	1	Rp 20.000.000,00	Rp 20.000.000,00
2	General Manager	1	Rp 6.500.000,00	Rp 6.500.000,00
3	Kepala Bagian Keuangan	1	Rp 3.500.000,00	Rp 3.500.000,00
4	Kasir	2	Rp 1.000.000,00	Rp 2.000.000,00
5.	Akuntan	2	Rp. 2.000.000,00	Rp. 4.000.000,00
6.	Kepala Bengkel	1	Rp. 2.000.000,00	Rp. 2.000.000,00
7.	Pegawai Bengkel (S)	8	Rp 1.000.000,00	Rp 4.000.000,00
8.	Kepala Bagian *Quality Control* dan *R&D serta Utilitas*	1	Rp 3.500.000,00	Rp 3.500.000,00
9.	Pegawai Bagian *Quality Control (S)*	16	Rp 1.500.000,00	Rp 24.000.000,00
10.	Pegawai bagian R&D	3	Rp 1.500.000,00	Rp 4.500.000,00
11.	Kepala Bagian Personalia	1	Rp 3.500.000,00	Rp 3.500.000,00
12.	Anggota Bagian Personalia	2	Rp 1.500.000,00	Rp 3.000.000,00
13.	Kepala Bagian Produksi	1	Rp 3.500.000,00	Rp 3.500.000,00
14.	Wakil kepala bagian Produksi	1	Rp 2.000.000,00	Rp 2.000.000,00
15.	Karyawan Produksi (S)	24	Rp 1.250.000,00	Rp 30.000.000,00
16.	Kepala Bagian Pemasaran	1	Rp 3.500.000,00	Rp 3.500.000,00
17.	Pegawai bagian Pemasaran	10	Rp 1.000.000,00	Rp 10.000.000,00
18.	Sopir Perusahaan	5	Rp 1.500.000,00	Rp 7.500.000,00
19.	Kepala Bagian Keamanan	1	Rp 1.200.000,00	Rp 1.200.000,00
20.	Petugas Keamanan (Satpam) (S)	8	Rp 850.000,00	Rp 6.800.000,00
21.	Petugas Kebersihan	8	Rp 700.000,00	Rp 5.600.000,00
22.	Kepala Gudang Bahan Baku dan Bahan Jadi	1	Rp 2.000.000,00	Rp 2.000.000,00
23.	Karyawan Gudang Bahan Baku	4	Rp 1.000.000,00	Rp 4.000.000,00
24.	Karyawan Gudang Bahan Jadi	4	Rp 1.000.000,00	Rp 4.000.000,00
25.	Karyawan Utilitas (S)	8	Rp 1.250.000,00	Rp 10.000.000,00
	Σ	117		Rp 170.600.000,00

Gaji karyawan per bulan = Rp 170.600.000,00

Gaji karyawan per tahun = Rp 170.600.000,00 × 12 = Rp 2.047.200.000,00