LAMPIRAN A
PERHITUNGAN NERACA MASSA

Perhitungan Kapasitas Rancangan

Kapasitas produksi : 350.000 ton/tahun

Waktu operasi : 330 hari/tahun

1 hari kerja : 24 jam

Waktu operasi : 1 jam

Basis perhitungan : 1.000 kg/jam

Kapasitas produksi dalam 1 jam operasi

$$= \frac{350.000\,\frac{ton}{tahun}\,x\,1.000\frac{kg}{tahun}}{330\,\frac{hari}{tahun}\,x\,24\,\frac{jam}{hari}} = 44.191,92\text{ kg/jam}$$

Neraca Massa Tiap Alat

Neraca massa tanpa reaksi :

Akumulasi = Input – Output + generasi – konsumsi

Asumsi proses dalam keadaan steady state sehingga akumulasi = 0. Karena tidak ada reaksi sehingga generasi dan konsumsi = 0, maka persamaa neraca massa menjadi :

0 = Input – Output + 0 – 0

Input = Output

Neraca massa dengan reaksi :

Akumulasi = Input – Output + generasi – konsumsi

Asumsi proses dalam keadaan steady state, sehingga akumulasi = 0, maka persamaan neraca massa menjadi :

0 = Input – Output + generasi – konsumsi

Input = Output – generasi + konsumi

Penentuan Laju Alir Biodiesel

BM Biodiesel = 296 kg/mol

Mol Biodiesel $= \frac{44.191,92 \text{ kg/jam}}{296 \text{ kg/mol}}$

= 149,30 kmol/jam

Mol Trigliserida $= \frac{1}{3}$ x 149,30 kmol/jam

= 49,77 kmol/jam

Penentuan Laju Alir Umpan

Konversi reaksi ditentukan sebesar 99,5% pada suhu 60°C.

Mol Trigliserida input $= \frac{\text{mol bereaksi}}{\text{konversi}}$

$= \frac{49,77 \text{ kmol/jam}}{0,995}$

= 50,02 kmol/jam

BM Trigliserida = 884 kg/mol

Massa Trigliserida input = n x BM

= 50,02 kmol/jam x 884 kg/mol

= 44.214 kg/jam

BM Metanol = 32 kg/mol

Mol metanol input = 6 x mol trigliserida mula-mula

= 6 x 50,02 kmol/jam

= 300,09 kmol/jam

Massa metanol input = n x BM

= 300,09 kmol/jam x 32 kg/mol

= 9603,02 kg/jam kg/jam

Kebutuhan katalis

mNaOH = 1% x massa trigliserida mula-mula

= 1% x 44.214 kg/jam

= 442,14 kg/jam

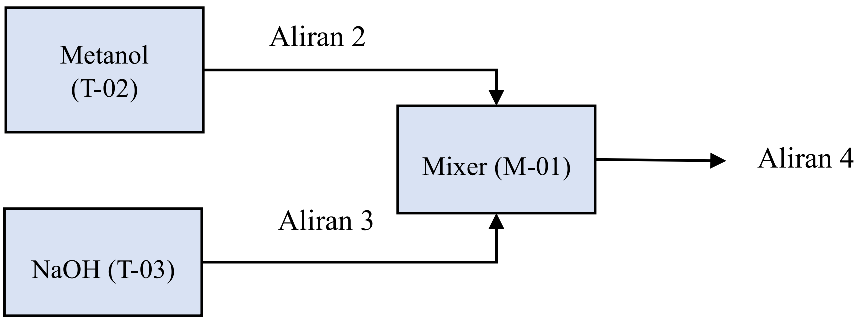
Penentuan produk gliserol

BM Gliserol	= 92 kg/mol
Mol gliserol	= 49,77 kmol/jam
Massa gliserol	= n x BM
	= 49,77 kmol/jam x 92 kg/mol
	= 4.578,44 kg/jam

	$C_{57}H_{104}O_6$	+	$3CH_3OH$	→	$3C_{19}H_{36}O_2$	+	$C_3H_8O_3$
m	50,02		300,09		-		-
r	49,77		149,30		-		-
s	0,25		150,80		149,30		49,77

1. **Neraca Massa pada Mixer (M-01)**

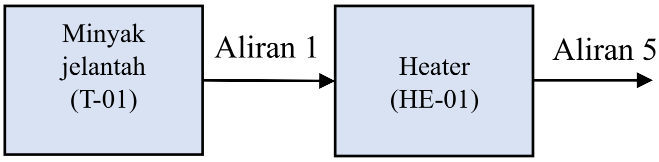
Mixer (M-01) berfungsi untuk mencampurkan metanol dan katalis NaOH sebelum dialirkan ke reaktor.



Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Aliran 2	**Aliran 3**	**Aliran 4**
Metanol	9.603,02	0	9.603,02
NaOH	0	442,14	442,14
Total	**9.603,02**	**442,14**	**10.045,16**

2. Neraca Massa pada Heater (HE-01)

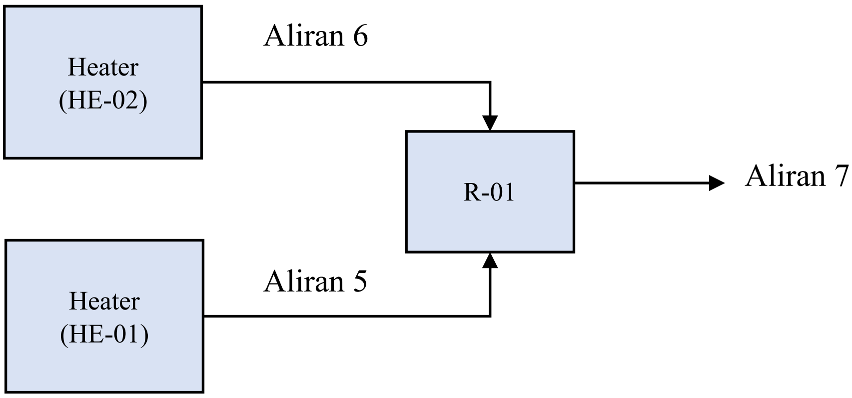
Heater HE-01 digunakan untuk menaikkan temperatur minyak jelantah sebelum masuk ke reaktor dari 30°C ke 60°C.



Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 1	**Aliran 5**
Minyak Jelantah (Trigliserida)	44.214	44.214
Total	**44.214**	**44.214**

3. Neraca Massa Reaktor Transesterifikasi

Reaktor R-01 berfungsi untuk mengkonversi trigliserida menjadi metil ester dan gliserol dengan katalis basa NaOH.

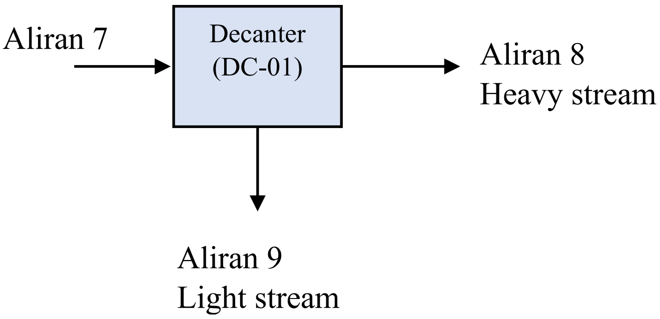


Neraca Massa pada Reaktor Transesterifikasi (R-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Trigliserida	44.214	221,07
Metanol	9.603,02	4.825,52
NaOH	442,14	442,14
Gliserol	-	4.578,44
Biodisel	-	44.191,92
Total	**54.259,09**	**54.259,09**

4. Neraca Massa pada Decanter (DC-01)

Decanter (DC-01) digunakan untuk memisahkan fasa ringan dan fasa berat berdasarkan perbedaan densitas.



Neraca Massa pada Decanter (DC-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	aliran 7	aliran 8	aliran 9
Trigliserida	221,07	221,07	0
Metanol	4.825,52	4.825,52	0
NaOH	442,14	0	442,14
Gliserol	4.578,44	0	4.578,44
Biodisel	44.191,92	44.191,92	0
Total	**54.259,09**	**49.238,51**	**5.020,58**

5. Neraca Massa pada Menara Distilasi (MD-01)

MD-01 berfungsi untuk memisahkan metil ester dari campuran metanol dan trigliserida.

Komposisi Umpan Masuk Pada Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	kmol/jam	kg/jam	fraksi mol	fraksi berat	Titik Didih
Trigliserida	0.25	221.07	0,0008	0,0045	606,75°C
Metanol	150.8	4.825.52	0,5021	0,0980	64,7°C
Biodiesel	149.3	44.191.92	0,4971	0,8975	375,36°C

Diasumsikan :

- Sebagai komponen ringan (Light Key) adalah metanol dan sedikit trigliserida

- Sebagai komponen berat (Heavy Key) adalah Biodiesel dan trigliserida
- Metanol yang diinginkan 99% dari umpan berada di Distilast & 1% berada di produk bottom

Massa Metanol Distilat = 0.99 x massa metanol

= 4.777.26 kg/jam

Mol Metanol Distilat $= \frac{\text{massa metanol distilat}}{\text{BM metanol}}$

= 149.3 kmol/jam

Massa metanol bottom = Massa metanol umpan – massa metanol distilat

= 4.825.52 – 4.777.26

= 48,26 kg/jam

Mol metanol bottom $= \frac{\text{massa metanol bottom}}{\text{BM metanol}}$

= 1,5 kmol/jam

- Trigliserida yang berada di Distilat 0,1% dan 0,99% berada di produk bottom

Massa Trigliserida Distilat = 0.001 x massa trigliserida

= 0.22 kg/jam

Mol Trigliserida Distilat $= \frac{\text{massa trigliserida distilat}}{\text{BM trigliserida}}$

= 0.0003 kmol/jam

Massa Trigliserida bottom = Massa trigliserida umpan – massa trigliserida distilat

= 221.07 – 0.22

= 220.85 kg/jam

Mol Trigliserida bottom $= \frac{\text{massa trigliserida bottom}}{\text{BM trigliserida}}$

= 0,25 kmol/jam

- Biodiesel sebagai Heavy Key yang diinginkan 1% dari umpan berada di Distilat dan 99% di Bottom

Massa Biodiesel Distilat = 0.01 x massa biodiesel

= 441.92 kg/jam

Mol Biodiesel Distilat $= \frac{\text{massa biodiesel distilat}}{\text{BM biodiesel}}$

= 1,5 kmol/jam

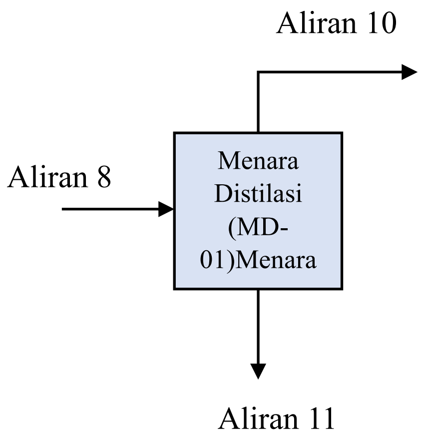
Massa Biodiesel bottom = Massa biodiesel umpan – massa biodiesel distilat

= 44.191.92 – 441.92

= 43.750 kg/jam

Mol Biodiesel bottom $= \frac{\text{massa biodiesel bottom}}{\text{BM biodiesel}}$

= 147,8 kmol/jam



Neraca Massa pada Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	**Input (kg/jam)**	**Output (kg/jam)**	
	aliran 8	**aliran 10**	**aliran 11**
Trigliserida	221,07	0,0003	220,85
Metanol	4.825,52	4.777,26	48,26
Biodisel	44.191,92	441,92	4.3750
Total	**49.238,51**	**5.219,18**	**44.019,10**

Penentuan Kondisi Operasi

Komposisi bahan masuk Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Massa (kg)	kmol	fraksi mol (xi)
Trigliserida	221,07	0.25	0,0008
Metanol	4.825,52	150,80	0,5021
Biodisel	44.191,92	149,30	0,4971
Total	**49.238,51**	**300,35**	

Koefisien Antoine untuk masing - masing komponen

Komponen	A	B	C
Trigliserida	6,6759	2.618,447	40,00
Metanol	8,0840	1.580,4585	239,096
Biodisel	7,0604	2.296,2868	171,334

Temperatur komponen yang masuk Menara Distilasi I : 60°C

$\log_{10} P_i^{sat} = A - \frac{B}{T+C}$ (Yaws, 1999)

$P_{dew} = \frac{1}{\frac{y1}{P_1^{sat}} + \frac{y2}{P_2^{sat}}}$ $P_{bubble} = x_1 P_1^{sat} + x_2 P_2^{sat}$

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

Sehingga didapat :

P dew = 0.00274 mmHg

P bubble = 316.73 mmHg

P operasi = 158.37 mmHg

6. **Neraca Massa pada Menara Distilasi (MD-02)**

Menara Destilasi II (MD-02) berfungsi untuk memisahkan metanol sebagai produk atas untuk di*recycle* dan trigliserida sebagai produk bawah yang dialirkan ke unit pengolahan limbah.

Diasumsikan :

- Metanol yang diinginkan 99,5% dari umpan berada di Distilast & 0,5% berada di produk bottom

Massa Metanol Distilat = 0.99 x massa metanol

= 4.753.38 kg/jam

Mol Metanol Distilat $= \frac{\text{massa metanol distilat}}{\text{BM metanol}}$

= 148,5 kmol/jam

Massa metanol bottom = Massa metanol umpan – massa metanol distilat

= 4.777,26 – 4.753,38

= 23,89 kg/jam

Mol metanol bottom $= \frac{\text{massa metanol bottom}}{\text{BM metanol}}$

= 0.7464 kmol/jam

- Trigliserida yang berada di produk bottom 100%

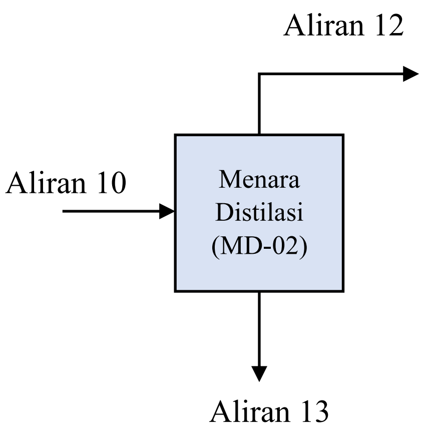
Massa trigliserida bottom= Massa trigliserida umpan – massa trigliserida distilat

= 0.0003 – 0

= 0.0003 kg/jam

Mol Trigliserida bottom $= \frac{\text{massa trigliserida bottom}}{\text{BM trigliserida}}$

= 0.0000008 kmol/jam



Neraca Massa pada Menara Distilasi (MD-02)

Komponen	**Input (kg/jam)**	**Output (kg/jam)**	
	aliran 10	**aliran 12**	**aliran 13**
Trigliserida	0,0003	0	0,0003
Metanol	4.777,26	4.753,38	23,89
Total	**4.777,26**	**4.753,38**	**23,89**

Penentuan Kondisi Operasi

Komposisi bahan masuk Menara Distilasi (MD-02)

Komponen	**Massa (kg)**	**kmol**
Trigliserida	0.0003	0,00000005
Metanol	4777,26	0,99999995

Koefisien Antoine untuk masing - masing komponen

Komponen	**A**	**B**	**C**
Trigliserida	6,6759	2.618,447	40,00
Metanol	8,0840	1.580,4585	239,096

Temperatur komponen yang masuk Menara Distilasi I : 60°C

$\log_{10} P_i^{sat} = A - \frac{B}{T+C}$ (Yaws, 1999)

$P_{dew} = \frac{1}{\frac{y1}{P_1^{sat}} + \frac{y2}{P_2^{sat}}}$ $P_{bubble} = x_1P_1^{sat} + x_2P_2^{sat}$

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

Sehingga didapat :

P dew = 630.84 mmHg

P bubble = 5.9 x 10^{-13} mmHg

P operasi = 315.42 mmHg

LAMPIRAN B
PERHITUNGAN NERACA PANAS

Perhitungan Kapasitas Rancangan

Kapasitas produksi : 350.000 ton/tahun

Waktu operasi : 330 hari/tahun

1 hari kerja : 24 jam

Waktu operasi : 1 jam

Basis perhitungan : 1.000 kg/jam

Kapasitas produksi dalam 1 jam operasi

$$= \frac{350.000 \frac{ton}{tahun} x\ 1.000 \frac{kg}{tahun}}{330 \frac{hari}{tahun} x\ 24 \frac{jam}{hari}} = 44.191,92 \text{ kg/jam}$$

Tref : 25 °C (298 K)

Tabel Data Cp

Komponen	**Cp (kJ/kg°K)**	**Referensi**
Trigliserida	2	Perry & Green, 2008
Metanol (cair)	2,51	Perry & Green, 2008
Biodiesel (FAME)	2,1	Van Gerpen dkk., 2004
Gliserol	2,4	Perry & Green, 2008
Campuran metanol–NaOH	2,8	Treybal, 1980

1. Neraca Panas pada Heater (HE-01)

Tref = 25 °C = 298 K

Tin = 30°C = 303 K

Tout = 60°C = 333 K

Massa Minyak = 44.214 kg/jam

Cp = 2 kJ/kg°K

Qin = m x Cp x (Tin – Tref)

= 44.214 kg/jam x 2 kJ/kg°K x (303 – 298)K

= 44.139 kJ/jam

Q supply (steam) = m x Cp x (Tout - Tin)

= 44.214 kg/jam x 2 kJ/kg°K x (333 – 303)K

= 2.652.836 kJ/jam

Qout = m x Cp x (Tout – Tref)

= 44.214 kg/jam x 2 kJ/kg°K x (333 – 298)K

= 3.094.975 kJ/jam

Neraca Panas pada Heater (HE-01)

Aliran	Panas Masuk (kj/jam)	Panas Keluar (kJ/Jam)
Minyak masuk (30°C)	442.139	-
Minyak keluar (60°C)	-	3.094.975
Beban Steam	2.652.836	-
Total	**3.094.975**	**3.094.975**

2. Neraca Panas pada Heater (HE-02)

Tref = 25 °C = 298 K

Tin = 30°C = 303 K

Tout = 60°C = 333 K

Massa camp. = 10.045,16 kg/jam

Cp = 2,8 kJ/kg°K

Qin = m x Cp x (Tin – Tref)

= 10.045,16 kg/jam x 2,8 kJ/kg°K x (303 – 298)K

= 140.632 kJ/jam

Q supply (steam) = m x Cp x (Tout - Tin)

= 10.045,16 kg/jam x 2,8 kJ/kg°K x (303 – 298)K

= 843.794 kJ/jam

Qout = m x Cp x (Tout – Tref)

= 10.045,16 kg/jam x 2,8 kJ/kg°K x (333 – 298)K

= 984.426 kJ/jam

Neraca Panas pada Heater (HE-02)

Aliran	Panas Masuk (kj/jam)	Panas Keluar (kJ/Jam)
Campuran masuk (30°C)	140.632	-
Campuran keluar (60°C)	-	984.426
Beban Steam	843.794	-
Total	**984.426**	**984.426**

3. Neraca Panas pada Reaktor Transesterifikasi (R-01)

- Perhitungan Panas Masuk (Qin)

  Dari HE-01 (Minyak 60°C) = 3.094.975 kJ/jam

  Dari HE-02 (Metanol 60°C) = 984.426 kJ/jam

  Total Qin = 4.079.402 kJ/jam

- Perhitungan Panas Keluar (Qout)

  Berdasarkan neraca massa, komponen keluar reaktor

Komponen	Output (kg/jam)	Cp (kJ/kg°K)
Trigliserida	221,07	2
Metanol	4.825,52	2,51
Gliserol	4.578,44	2,4
Biodisel	44.191,92	2,1
Total	54.259,09	

Qbiodiesel = m x Cp x (Tin – Tref)

= 3.248.106,06 kJ/jam

Qmetanol = m x Cp x (Tin – Tref)

= 423.921,92 kJ/jam

Qtrigliserida = m x Cp x (Tin – Tref)

=15.474,87 kJ/jam

Qgliserol = m x Cp x (Tin – Tref)

= 384.589,13 kJ/jam

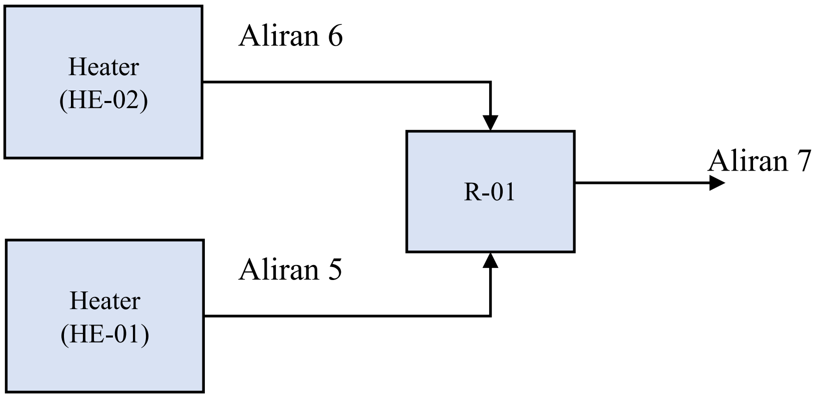
Total = 4.072.091,99 kJ/jam

- Penentuan Panas Reaksi (ΔHrx)

ΔHrx = Qout – Qin

= -7309,01 kJ/jam

Nilai negatif menunjukkan reaksi bersifat Eksotermis (melepas panas). Agar suhu tetap 60°C, panas ini harus dikeluarkan dari sistem.



Neraca Panas pada Reaktor Transesterifikasi (R-01)

Komponen	Panas Masuk (kj/jam)	Panas Keluar (kJ/Jam)
Aliran umpan trigliserida	3.094.975,00	-
Aliran umpan metanol	984.426,00	-
Aliran produk keluar	-	4.072.091,99
Panas reaksi (ΔH)	-	7.309,01
Total	**4.079.401**	**4.079.401**

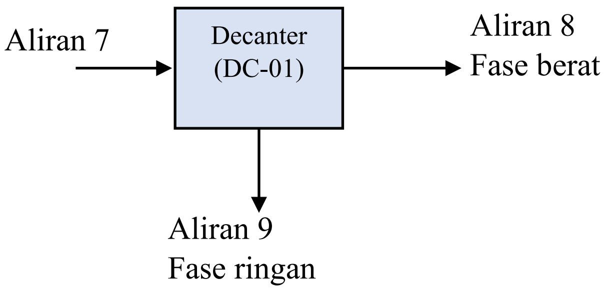
4. Neraca Panas pada Decanter (D-01)

Aliran masuk = 4.079.401 kJ/jam

Aliran keluar

Fase ringan = 3.687.502,86 kJ/jam

Fase berat = 384.589,13 kJ/jam



Neraca Panas pada Decanter (D-01)

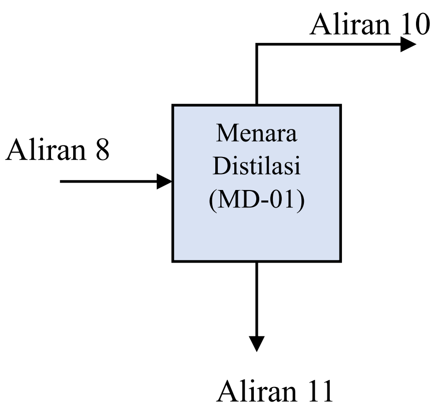
Komponen	Panas Masuk (kj/jam)	Panas Keluar (kJ/Jam)
Aliran masuk	4.072.091,72	-
Aliran fase ringan (atas)	-	3.687.502,86
Aliran fase berat (bawah)	-	384.589,13
Total	**4.072.092**	**4.072.092**

5. **Neraca Panas pada Menara Distilasi (MD-01)**

Suhu Umpan (T_F) = 60 ºC

Suhu Puncak (T_D) = 64,7 ºC

Suhu Bawah (T_B) = 75 ºC



Komponen	Input (kg/jam)
	aliran 8
Trigliserida	221,07
Metanol	4.825,52
Biodisel	44.191,92
Total	49.238,51

1. Panas masuk = 3.687.502,86 kJ/jam

2. Panas keluar
   a. Aliran Distilat / Top (Aliran 10 - Metanol Recycle)
   Massa metanol = 4.825,52 kg/jam
   Wujud = Cair pada 64,7°C.
   ΔT = 64,7ºC – 25ºC = 39,27ºC
   $Q_{Distilat}$ = m x Cp x ΔT
   = 475.640,40 kJ/jam

   b. Aliran Bottom / Bawah (Aliran 11 - Crude Biodiesel)
   Biodiesel + Trigliserida = 44.412,99 kg/jam
   ΔT = 50ºC
   Qbiodiesel = m x Cp x ΔT
   = 44.191,92 kg/jam x 2,1 kJ/kgºK x 50K
   = 4.640.151,52 kJ/jam
   Qtrigliserida = 221,07 kg/jam x 2 kJ/kgºK x 50K
   = 22.106,96 kJ/jam
   Qbottom = 4.662.258,48 kJ/jam

3. Beban Kondensor (Q_c)
   Q_c = m x λ
   = 4.825,52 kg/jam x 1.100 kJ/kg
   = 5.308.071,89 kJ/jam

4. Beban Boiler

Input + Q_R = Output + Q_c

Q_{Feed} + Q_R = Q_D + Q_B + Q_C

3.687.502,86 kJ/jam + Q_R = 475.640,40 kJ/jam + 475.640,40 kJ/jam + 475.640,40 kJ/jam

Q_R = 6.758.467,91 kJ/jam

Neraca Panas pada Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Panas Masuk (kj/jam)	Panas Keluar (kJ/Jam)
Panas Umpan (Feed)	3.687.502,86	-
Beban reboiler (Q_R)	6.758.467,91	-
Panas Distilat (Q_D)	-	475.640,40
Panas Bottom (Q_B)	-	4.662.258,48
Panas Kondensor (Q_C)	-	5.308.071,891
Total	**10.445.970,77**	**10.445.970,77**

6. Neraca Panas pada Menara Distilasi (MD-02)

Neraca Massa pada Menara Distilasi (MD-02)

Komponen	**Input (kg/jam)**
	aliran 10
Trigliserida	0,0003
Metanol	4.777,26
Total	5.046,59

Cp Trigliserida = 2 kJ/kg°K

Cp metanol = 2,51 kJ/kg°K

λmetanol = 1.100 kJ/kg

Suhu referensi (Tref) = 25°C

1. Perhitungan Panas Masuk

Qmetanol = m x Cp x (Tin – Tref)

= 4.777,26 kg/jam x 2,51 kJ/kg^{o}K x (60 -25)

= 419.683,70 kJ/jam

Qtrgliserida = m x Cp x (Tin – Tref)

= 0,0003 kg/jam x 2 kJ/kg^{o}K x (60 -25)

= 0,02 kJ/jam

Total (Q_{Feed}) = Qmetanol + Qtrigliserida

= 419.682,72 kJ/jam

2. Perhitungan Panas Keluar

a. Panas sensibel distilat

$Q_{distilat}$ = m x Cp x (Tin – Tref)

= 4.777,26 kg/jam x 2,51 kJ/kg^{o}K x (64,7 -25)

= 476.040,10 kJ/jam

b. Panas sensibel bottom

Q_{bottom} = m x Cp x (Tin – Tref)

= 0,0003 kg/jam x 2 kJ/kg^{o}K x (75 -25)

= 0,025 kJ/jam

3. Perhitungan Beban Kondensor (Q_C)

Kondensor bertugas mengubah fase uap metanol menjadi cair (jenuh)

Massa Distilat (D) = 4.777,26 kg/jam

Refluks = 1

Massa uap masuk kondensor (V) = D x (1+R)

= 9.554,53 kg/jam

Beban panas kondensor = V x λmetanol

= 9.554,53 kg/jam x 1.100 kJ/kg

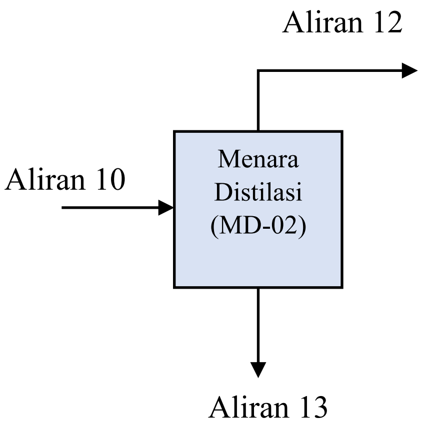
= 10.509.982,34 kJ/jam

Input + Q_R = Output + Q_C

$Q_{Feed} + Q_R$ = $Q_D + Q_B + Q_C$

419.682,72 kJ/jam + Q_R = 476.040,10 kJ/jam + 0,025 kJ/jam + 10.509.982,34 kJ/jam

Q_R =10.566.339,74 kJ/jam



Tabel 6.7 Neraca Panas pada Menara Distilasi (MD-02)

Komponen	Panas Masuk (kj/jam)	Panas Keluar (kJ/Jam)
Panas Umpan (Feed)	419.682,72	-
Beban reboiler (Q_R)	10.566.339,74	-
Panas Distilat (Q_D)	-	476.040,10
Panas Bottom (Q_B)	-	0,025
Panas Kondensor (Q_C)	-	10.509.982,34
Total	**10.986.022,46**	**109.860.22,46**

LAMPIRAN C
PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

a. Tangki Minyak Jelantah (T-01)

Fungsi = tempat penyimpanan minyak jelantah sebelum diproses lebih lanjut ke dalam unit pemanasan dan reaktor transesterifikasi.

Laju massa = 44.191,92 kg/jam

P minyak jelantah = 915,95 kg/m^3

Waktu tinggal = 168 jam (7 hari)

- Perhitungan Volume Tangki

  V $= \frac{\text{m x t}}{\rho}$

  $= \frac{44.191,92 kg/jam\ x\ 168 jam}{915,95\ kg/m^3}$

  = 8105,5 m^3

  Tambahan safety faktor 10%

  V = 1,1 x V

  = 8916,1 m^3

- Perhitungan Dimensi Tangki

  Tangki Silinder Vertikal

  V $= \frac{\pi}{4} D^2H$

  Rasio standar

  H = (1,5 – 3)D (untuk perhitungan dipilih H = 2D)

  Sehingga,

  V $= \frac{\pi}{2} D^3$

  D $= \sqrt[3]{\frac{V \times 2}{\pi}}$

  = 17,8 m

  H = 35,7 m

b. Tangki Metanol (T-02)

Fungsi = tempat menyimpan metanol cair sebelum dicampurkan dengan katalis NaOH.

Laju massa = 9603,02 kg/jam

ρ metanol = 787,4 kg/m^3

Waktu tinggal = 168 jam (7 hari)

- Perhitungan Volume Tangki

$$V = \frac{m \times t}{\rho}$$

$$= \frac{9603{,}02 kg/jam \; x \; 168 jam}{787{,}4 \; kg/m^3}$$

$$= 2048{,}9 \; m^3$$

Tambahan safety faktor 10%

$$V = 1{,}1 \times V$$

$$= 2253{,}8 \; m^3$$

- Perhitungan Dimensi Tangki

Tangki Silinder Vertikal

$$V = \frac{\pi}{4} D^2H$$

Rasio standar

H = (1,5 – 3)D (untuk perhitungan dipilih H = 2D)

Sehingga,

$$V = \frac{\pi}{2} D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{V \times 2}{\pi}}$$

$$= 11{,}3 \; m$$

$$H = 22{,}6 \; m$$

c. Tangki NaOH (T-03)

Fungsi = tempat menyimpan NaOH cair sebelum dicampurkan dengan metanol.

Laju massa = 441,92 kg/jam

ρ NaOH = 1911,4 kg/m^3

Waktu tinggal = 168 jam (7 hari)

- Perhitungan Volume Tangki

  V $= \frac{\text{m x t}}{\rho}$

  $= \frac{441{,}92 kg/jam \ x\ 168 jam}{1911{,}4\ kg/m^3}$

  = 38,8 m^3

  Tambahan safety faktor 20%

  V = 1,2 x V

  = 46,6 m^3

- Perhitungan Dimensi Tangki

  Tangki Silinder Vertikal

  V $= \frac{\pi}{4} D^2H$

  Rasio standar

  H = (1,5 – 3)D (untuk perhitungan dipilih H = 2D)

  Sehingga,

  V $= \frac{\pi}{2} D^3$

  D $= \sqrt[3]{\frac{\text{V x 2}}{\pi}}$

  = 3,1 m

  H = 6,2 m

d. Reaktor Transesterifikasi (R-01)

Fungsi = Mereaksikan Trigliserida dengan metanol menggunakan katalis NaOH

Laju massa = 54.259,09 kg/jam

ρ campuran = 870 kg/m^3

Waktu tinggal = 1 jam

- Perhitungan Volume Tangki

  V $= \frac{\text{m x t}}{\rho}$

$= \frac{54.259{,}09\ kg/jam\ x\ 1 jam}{780\ kg/m^3}$

$= 62{,}4\ m^3$

Tambahan safety faktor 10%

V $= 1{,}1 \text{ x } V$

$= 68{,}6\ m^3$

- Perhitungan Dimensi Tangki

Tangki Silinder Vertikal

V $= \frac{\pi}{4} D^2H$

Rasio standar

H = 1,5D

Sehingga,

V $= \frac{\pi}{2} D^3$

D $= \sqrt[3]{\frac{V \text{ x } 2}{\pi}}$

$= 3{,}5$ m

H $= 5{,}3$ m

Tekanan Desain Reaktor

Reaktor beroperasi mendekati atmosfer, namun untuk desain mekanik digunakan tekanan desain minimum: 0,2 Mpa

Tekanan Izin Material

Untuk SS SA-167 Type 304 pada 60 °C :

Tegangan izin, $\sigma = 138$ MPa

Efisiensi las, E = 0,85

Perhitungan Tebal Shell Reaktor

t $= \frac{P \text{ x } D}{2 \text{ x } \sigma \text{ x } E}$

$= 3$ mm

Tebal aktual

Tebal minimum fabrikasi SS = 6 mm

Corrosion allowance = 2 mm

t aktual = 8 mm

- Perhitungan Tinggi Head Reaktor

  Jenis head Ellipsoidal 2:1

  H = D/4

  = 0,88 m

- Tinggi Total Reaktor

  Tinggi silinder = 5,3 m

  bottom head = 0,88 m

  top head = 0,88 m

  Tinggi Total Reaktor = 7,0 m

e. Decanter (D-01)

Laju massa = 54.259,09 kg/jam

ρ campuran = 870 kg/m^3

Waktu tinggal = 30 menit = 0,5 jam

Debit volumetric (Q) = 62,37 m^3/jam

Volume Decanter = Q x t

= 31,2 m^3

- Penentuan Dimensi Decanter Vertikal

  H = 3D

  Rumus Volume Silinder

  V $= \frac{\pi}{4} D^2 H$

  $= \frac{\pi}{2} D^3$

  D $= \sqrt[3]{\frac{V \, x \, 4}{3\pi}}$

  = 2,5 m

  H = 7,5 m

- Penentuan Head Atas dan Bawah

  Ellipsoidal 2 : 1

  Tinggi head

  H = D/4

  = 0,63 m

  Tinggi total = H + h = 8,80 m

f. Menara Distilasi (MD-01)

Laju alir total = 49.238,51 kg/jam

Fraksi metanol = 0.25

Fraksi selain metanol = 0.75

m metanol = 12.309,63 kg/jam

m lain = 36.928,88 kg/jam

Spesifikasi pemisahan

Recovery metanol = 99%

Metanol di bottom = 1%

Neraca Massa MD-01

Produk Atas (Distilat)

D = 12.183.53 kg/jam

Produk Bawah

B = 37.051.98 kg/jam

Penentuan Jumlah Tahap Teoritis

Relatif volatilitas, α = 4,0

$$N_{min} = \frac{\ln\left(\frac{x_D}{1-x_D}\frac{1-x_B}{x_B}\right)}{\ln\alpha}$$

X_D = 0.99

X_B = 0.01

N_{min} = 6.6

Jumlah Tray Aktual

η = 65%

N aktual = 10.20

dipilih tray sebanyak 12

Tinggi Menara MD-01

Spasi tray = 0,6 m

H tray = N x spasi tray

= 7.2 m

Ruang disengagement + sump = 2,0 m

H total = 9.2 m

Diameter Menara MD-01

Debit uap puncak (pendekatan)

$\dot{V}$ =1,2 m^3/s

Kecepatan uap desain

u = 1,0 m/s

A $= \frac{1.2\ m^3/s}{1.0\ m/s} = 1.2\ m^2$

D $= \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = 1.24\ m$

g. Menara Distilasi (MD-02)

Memurnikan metanol hasil MD-01

Laju alir = 12.309,63 kg/jam

Komposisi metanol = 99%

Spesifikasi Pemisahan

Distilat = 99,8% metanol

Bottom = 95% metanol

Distilat

X_D MeOH = 0.998

X_D trigliserida = 0.002

Bottom

X_B MeOH = 0.95

X_B trigliserida = 0.05

Penentuan Jumlah Tahap Teoritis

Relatif volatilitas, α = 4,0

$$N_{min} = \frac{\ln\left(\frac{x_{D,LK}}{x_{D,HK}} \cdot \frac{x_{B,HK}}{x_{B,LK}}\right)}{\ln(\alpha)}$$

Nmin = 2.36 tahap

Jumlah Tray Aktual

η = 65%

N aktual = 3.6 (dibulatkan menjadi 4)

Dalam praktik desain, biasanya ditambah margin operasi dipilih 6–8 tray (aman & stabil), maka dipilih tray 6

Tinggi Menara MD-02

Spasi tray = 0,6 m

H tray = N x spasi tray

= 4.8 m

Ruang disengagement + sump = 2,0 m

H total = 6.8 m

Densitas uap metanol = 1.2 kg/m^3

Densitas cair metanol = 787.4 kg/m^3

Kecepatan flooding

flooding tray = $u_f = C\sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$

sieve tray

C = 0.30 m/s

μf = 7.68 m/s

Kecepatan Operasi Aman

μop = 70%–80%×uf

μop = 5.4 m/s

Debit volumetrik $\dot{V} = \frac{\dot{m}_D}{\rho_V}$ = 2.8495 m^3/s

Luas Penampang Kolom

$A = \frac{V}{\mu op} = 0.53\ m^2$

Diameter Kolom MD-02

$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = 0.8\ m$