

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R. S., & Newton, R. D. (1955). *Chemical engineering cost estimation*. McGraw-Hill.
- Brownell, L. E., & Young, E. H. (1959). *Process equipment design*. John Wiley & Sons.
- Badan Pusat Statistik. (n.d.). *Badan Pusat Statistik*. <https://www.bps.go.id/>
- Cecilia. (2020). *Cecilia et al. centers on the development and optimization of plant-based biolubricants as eco-friendly, biodegradable alternatives to traditional petroleum-based lubricants*.
- Chen. (202 C.E.). Selective Hydrogenation of 5-Hydroxymethylfurfural via Confinement Effect of Zeolite Y-Encapsulated Platinum Nanoparticles. *Industrial & Engineering Chemistry Research*.
- Foroutan. (2021). *eveloped an eco-friendly, highly efficient, and recyclable heterogeneous catalyst (biochar/CaO/K₂CO₃) for biodiesel production from edible oils*.
- Google. (2026). *Google Maps*. <https://maps.google.com>
- Kern, D. Q. (1950). *Process heat transfer*. McGraw-Hill.
- Nalco Water. (2019). *The Nalco water handbook* (4th ed.). McGraw-Hill Education
- Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., & West, R. E. (2003). *Plant design and economics for chemical engineers* (5th ed.). McGraw-Hill.
- Poling, B. E., Prausnitz, J. M., & O'Connell, J. P. (2001). *The properties of gases and liquids* (5th ed.). McGraw-Hill.
- R. R. Devale dan Y. S. Mahajan. (2024). Transesterification reactions as a means to produce esters: A critical review. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*
- Smith, J. M., Van Ness, H. C., Abbott, M. M., & Swihart, M. T. (2018). *Introduction to chemical engineering thermodynamics* (8th ed.). McGraw-Hill Education.
- T. S. Chang, H. M. R. Y. U. R. T. S. C. dan D. R. A. B. (2012). Activity of Calcium Methoxide Catalyst for Synthesis of High Oleic Palm Oil Based Trimethylolpropane Triesters As Lubricant Base Stock. *Urnal Internasional Industrial & Engineering Chemistry Research Oleh American Chemical Society (ACS)*.

- Thanahiranya, P., Sadhukhan, J., Charoensuppanimit, P., Vacharanukrauh, T., Chuetor, S., Chanthanumataporn, M., & Assabumrungrat, S. (2025). Design and assessment of biolubricant production processes utilizing various feedstocks in palm oil-based biodiesel industry. *Journal of Cleaner Production*, 518. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2025.145949>
- Trade Map. (n.d.). *Data Impor Lubrikan* .
- Xie, Q., Zhu, H., Xu, P., Xing, K., Yu, S., Liang, X., Ji, W., Nie, Y., & Ji, J. (2022). Transesterification of methyl oleate for sustainable production of biolubricant: Process optimization and kinetic study. *Industrial Crops and Products*, 182. <https://doi.org/10.1016/j.indcrop.2022.114879>
- Yaws, C. L. (1999). *Chemical properties handbook: Physical, thermodynamics, environmental, transport, safety, and health related properties for organic and inorganic chemicals*. McGraw-Hill.

LAMPIRAN

LAMPIRAN A NERACA MASSA

I. Perhitungan Neraca Massa

Pembuatan pabrik *trimetilolpropane fatty acid triester* dengan bahan baku metil oleat dan trimetilolpropana direncanakan dengan kapasitas 118.000 ton/tahun. Rincian perhitungan neraca massa sebagai berikut:

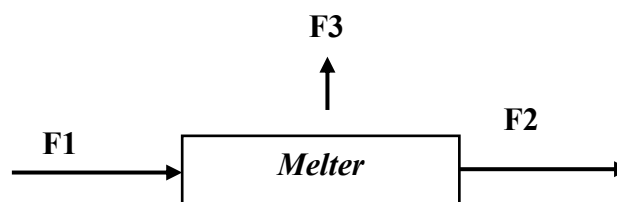
$$\begin{aligned}\text{Kapasitas Pabrik} &= 118.000/\text{Tahun} \\ &= 118.000 \times 1000 \div 1000 \div 24 \div 330 \\ &= 14.898 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Dari neraca massa basis didapatkan faktor pengali kapasitas (*scale up*)

$$F = 0,3605747$$

Sehingga diperoleh neraca massa sebagai berikut:

1. Melter



Fungsi : Mengubah fasa $\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3$ dari kristal menjadi *liquid*

Komposisi Trimetilolpropana

Tabel A. 1 Komposisi Trimetilolpropana

Komponen	BM	Kadar (%)
$\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3$	134,17	99
H_2O	18	1

Kebutuhan trimetilolpropana

$$\begin{aligned}\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3 &= \text{Massa (neraca massa basis)} \times \text{Faktor Konversi} \\ &= 99 \times 0,3605747 \\ &= 35,69 \text{ kmol/jam} \\ \text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3 &= \text{Massa} \times \text{BM} \\ &= 35,69 \times 134,17 \\ &= 4.789,63 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

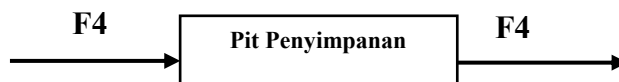
$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O} &= \text{Massa (neraca massa basis)} \times \text{Faktor Konversi} \\
 &= 1 \times 0,3605747 \\
 &= 0,36 \text{ kmol/jam} \\
 \text{H}_2\text{O} &= \text{Massa} \times \text{BM} \\
 &= 0,36 \times 18 \\
 &= 6,49 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Melter

Tabel A. 2 Neraca Massa Trimetilolpropana

Komponen	Input	Output	
	F1 (kg/jam)	F2 (kg/jam)	F3 (kg/jam)
C ₆ H ₁₄ O ₃	4.789,63	4.789,63	
H ₂ O	6,49		6,49
Jumlah	4.796,12	4.789,63	6,49
	4.796,12	4.796,12	

2. Pit Trimetilolpropana



Fungsi : Menampung C₆H₁₄O₃ dari *melter*

Tabel A. 3 Neraca Massa Pit Trimetilolpropana

Komponen	Input	Output
	F4 (kg/jam)	F4 (kg/jam)
C ₆ H ₁₄ O ₃	4.796,12	4.796,12
Jumlah	4.796,12	4.796,12

3. Mixer



Fungsi : Mencampurkan trimetilolpropana dan katalis potassium karbonat

K_2CO_3 = Massa (neraca massa basis) $\times$ Faktor Konversi
= $1,5 \times 0,3605747$
= 0,54 kmol/jam

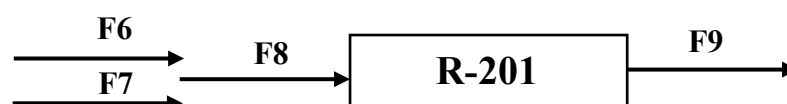
K_2CO_3 = Massa $\times$ BM
= $0,54 \times 138,21$
= 74,75 kg/jam

Neraca Massa Mixer

Tabel A. 4 Neraca Massa *Mixer*

Komponen	Input			Output
	F4 (kg/jam)	F5 (kg/jam)	F15 (kg/jam)	F6 (kg/jam)
$C_{19}H_{36}O_2$			28.044,56	28.044,56
$C_6H_{14}O_3$	4.796,12		2.634,03	7.423,66
$C_{60}H_{110}O_6$			1,49	1,49
K_2CO_3		74,75		74,75
Jumlah	4.796,12	74,75	30.680,09	35.544,47
		35.544,47		35.544,47

4. Reaktor 1



Fungsi : Mereaksikan $C_6H_{14}O_3$ dan $C_{19}H_{36}O_2$

Pada aliran umpan, rasio molar $C_6H_{14}O_3$ terhadap $C_{19}H_{36}O_2$ dikontrol pada kondisi stoikiometri 4:1 (Xie *et al.*, 2022).

Konversi = 45%

$C_6H_{14}O_3$ bereaksi = Massa $C_6H_{14}O_3$ $\times$ Konversi reaktor
= $17,85 \times 45\%$
= 8,03 kmol/jam

$$\begin{aligned}
\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3 \text{ bereaksi} &= \text{Massa} \times \text{BM} \\
&= 8,03 \times 134,17 \\
&= 7.450,24 \text{ kg/jam} \\
\\
\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3 \text{ keluar} &= \text{Massa C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3 \text{ masuk} - \text{Massa C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3 \text{ bereaksi} \\
&= 17,85 - 8,03 \\
&= 9,82 \text{ kmol} \\
\\
\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3 \text{ keluar} &= \text{Massa} \times \text{BM} \\
&= 9,82 \times 134,17 \\
&= 1.317,15 \text{ kg/jam} \\
\\
\text{C}_{19}\text{H}_{36}\text{O}_2 \text{ bereaksi} &= \text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3 \times 3 \\
&= 8,03 \times 3 \\
&= 24,9 \text{ kmol/jam} \\
\\
\text{C}_{19}\text{H}_{36}\text{O}_2 \text{ bereaksi} &= \text{Massa} \times \text{BM} \\
&= 24,9 \times 296,49 \\
&= 7.144,14 \text{ kg/jam} \\
\\
\text{C}_{19}\text{H}_{36}\text{O}_2 \text{ keluar} &= \text{C}_{19}\text{H}_{36}\text{O}_2 \text{ masuk} - \text{C}_{19}\text{H}_{36}\text{O}_2 \text{ bereaksi} \\
&= 71,39 - 24,09 \\
&= 47,3 \text{ kmol/jam} \\
\\
\text{C}_{19}\text{H}_{36}\text{O}_2 \text{ keluar} &= \text{Massa} \times \text{BM} \\
&= 47,3 \times 296,49 \\
&= 14.023,69 \text{ kg/jam} \\
\\
\text{C}_{60}\text{H}_{110}\text{O}_6 \text{ terbentuk} &= \text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3 \text{ bereaksi} \\
&= 8,03 \text{ kmol/jam} \\
&= \text{Massa} \times \text{BM} \\
&= 8,03 \times 927,5 \\
&= 7.450,24 \text{ kg/jam} \\
\\
\text{C}_{60}\text{H}_{110}\text{O}_6 \text{ keluar} &= \text{C}_{60}\text{H}_{110}\text{O}_6 \text{ terbentuk} + \text{C}_{60}\text{H}_{110}\text{O}_6 \text{ recycle} \\
&= 8,03 + 0,0008 \\
&= 8,03 \text{ kmol/jam}
\end{aligned}$$

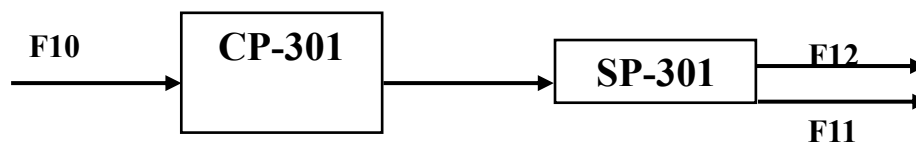
$$\begin{aligned}
 &= \text{Massa} \times \text{BM} \\
 &= 8,03 \times 927,5 \\
 &= 7.450,24 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{CH}_3\text{OH terbentuk} &= 3 \times \text{C}_{60}\text{H}_{110}\text{O}_6 \text{ terbentuk} \\
 &= 3 \times 8,03 \\
 &= 24,09 \text{ kmol/jam} \\
 &= \text{Massa} \times \text{BM} \\
 &= 24,09 \times 32,04 \\
 &= 772,06 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel A. 5 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input	Output		
	F6 (kg/jam)	F7 (kg/jam)	F8 (kg/jam)	F9 (kg/jam)
C ₁₉ H ₃₆ O ₂		21.167,82	21.167,82	14.023,69
C ₆ H ₁₄ O ₃	2.394,81		2.394,81	1.317,15
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	0,74		0,74	7.450,24
CH ₃ OH				772,06
K ₂ CO ₃	37,37		37,37	37,38
Jumlah	2432,94	21.168,02	23.600,76	23.600,52
	23.600,76			23.600,76

5. Kondensor Parsial & Separator 1



Fungsi : Memisahkan CH₃OH dan N₂

Tabel A. 6 Input pada Kondensor Parsial

Komponen	Input		Zi
	Kmol/jam	Kg/jam	
CH ₃ OH	24,09	772,01	0,54
N ₂	20	560,4	0,45
Jumlah	44,09	1332,41	1

Karena titik didih metanol (CH₃OH) adalah 64,7°C, metanol dapat dikondensasikan pada suhu 30°C. Sementara itu, nitrogen (N₂) merupakan gas inert yang tidak mengalami kondensasi pada kondisi tersebut. Oleh karena itu, kondensor dan separator dioperasikan pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm untuk memisahkan metanol cair dari gas nitrogen.

Flash Calculation

Kondisi Operasi

P	= 1 atm	= 760 mmHg
T	= 30°C	= 303,15 K
V/F	= 0,509	

Tabel A. 7 Konstanta Antoine CH₃OH dan N₂

Komponen	A	B	C	D	E
CH ₃ OH	45,6171	-3244,7	-13,9880	0,00664	-0,00105
N ₂	23,8572	-476,60	-8,66890	0,02013	-0,00000

(Yaws, 1999)

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D/T + E/T^2 \quad (1A)$$

$$K_i = P_{\text{sat}}/P^\circ \quad (2A)$$

(Yaws,

1999)

$$\sum_i \frac{z_i(K_i-1)}{1 + \beta(K_i-1)} = 0 \quad (3A)$$

(H.H. Rachford,

1952)

Tabel A. 8 Hasil Perhitungan Persamaan Antoine dan Persamaan Rachford

Komponen	Psat (mmHg)	Ki	Zi(Ki)	yi	xi
CH ₃ OH	4,72E-60	6,E-63	-5,E-01	0	1
N ₂	7,23E-02	1,E-04	-5,E-01	1	0

Feed = 44,10 kmol/jam

F/V = 0,453

Vapor = Feed × F/V
= 20 kmol/jam

Liquid = Feed – Vapor
= 24,10 kmol/jam

Tabel A. 9 Komposisi *Vapor* dan *Liquid*

Komponen	Vapor	Liquid
CH ₃ OH	0	24
N ₂	20	0

Tabel A. 10 Neraca Massa Kondensor Parsial dan Separator

Komponen	Input	Output	
	F10 (kg/jam)	F12 (kg/jam)	F11 (kg/jam)
CH ₃ OH	772,01		772,01
N ₂	640,8	640,8	
Jumlah	1412,8	1.602	772,01
	1412,8	1412,8	

6. Reaktor 2



Fungsi : Mereaksikan C₆H₁₄O₃ dan C₁₉H₃₆O₂

Pada aliran umpan, rasio molar $C_6H_{14}O_3$ terhadap $C_{19}H_{36}O_2$ dikontrol pada kondisi stoikiometri 4:1 (Xie *et al.*, 2022).

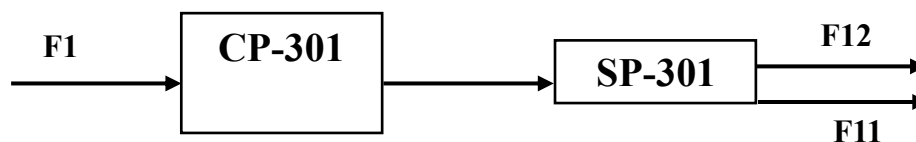
$$\begin{aligned}
 \text{Konversi} &= 45\% \\
 \\
 C_6H_{14}O_3 \text{ bereaksi} &= \text{Massa } C_6H_{14}O_3 \times \text{Konversi reaktor} \\
 &= 17,85 \times 45\% \\
 &= 8,03 \text{ kmol/jam} \\
 C_6H_{14}O_3 \text{ bereaksi} &= \text{Massa} \times \text{BM} \\
 &= 8,03 \times 134,17 \\
 &= 7.450,24 \text{ kg/jam} \\
 \\
 C_6H_{14}O_3 \text{ keluar} &= \text{Massa } C_6H_{14}O_3 \text{ masuk} - \text{Massa } C_6H_{14}O_3 \text{ bereaksi} \\
 &= 17,85 - 8,03 \\
 &= 9,82 \text{ kmol} \\
 C_6H_{14}O_3 \text{ keluar} &= \text{Massa} \times \text{BM} \\
 &= 9,82 \times 134,17 \\
 &= 1.317,15 \text{ kg/jam} \\
 \\
 C_{19}H_{36}O_2 \text{ beraksi} &= C_6H_{14}O_3 \times 3 \\
 &= 8,03 \times 3 \\
 &= 24,9 \text{ kmol/jam} \\
 C_{19}H_{36}O_2 \text{ beraksi} &= \text{Massa} \times \text{BM} \\
 &= 24,9 \times 296,49 \\
 &= 7.144,14 \text{ kg/jam} \\
 \\
 C_{19}H_{36}O_2 \text{ keluar} &= C_{19}H_{36}O_2 \text{ masuk} - C_{19}H_{36}O_2 \text{ bereaksi} \\
 &= 71,39 - 24,09 \\
 &= 47,3 \text{ kmol/jam} \\
 C_{19}H_{36}O_2 \text{ keluar} &= \text{Massa} \times \text{BM} \\
 &= 47,3 \times 296,49 \\
 &= 14.023,69 \text{ kg/jam} \\
 \\
 C_{60}H_{110}O_6 \text{ terbentuk} &= C_6H_{14}O_3 \text{ bereaksi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 8,03 \text{ kmol/jam} \\
 &= \text{Massa} \times \text{BM} \\
 &= 8,03 \times 927,5 \\
 &= 7.450,24 \text{ kg/jam} \\
 \text{C}_{60}\text{H}_{110}\text{O}_6 \text{ keluar} &= \text{C}_{60}\text{H}_{110}\text{O}_6 \text{ terbentuk} + \text{C}_{60}\text{H}_{110}\text{O}_6 \text{ recycle} \\
 &= 8,03 + 0,0008 \\
 &= 8,03 \text{ kmol/jam} \\
 &= \text{Massa} \times \text{BM} \\
 &= 8,03 \times 927,5 \\
 &= 7.450,24 \text{ kg/jam} \\
 \\
 \text{CH}_3\text{OH terbentuk} &= 3 \times \text{C}_{60}\text{H}_{110}\text{O}_6 \text{ terbentuk} \\
 &= 3 \times 8,03 \\
 &= 24,09 \text{ kmol/jam} \\
 &= \text{Massa} \times \text{BM} \\
 &= 24,09 \times 32,04 \\
 &= 772,06 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel A. 11 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input	Output		
	F6 (kg/jam)	F7 (kg/jam)	F8 (kg/jam)	F9 (kg/jam)
C ₁₉ H ₃₆ O ₂		21.167,82	21.167,82	14.023,69
C ₆ H ₁₄ O ₃	2.394,81		2.394,81	1.317,15
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	0,74		0,74	7.450,24
CH ₃ OH				772,06
K ₂ CO ₃	37,37		37,37	37,38
Jumlah	2432,94	21.168,02	23.600,76	23.600,52
	23.600,76			23.600,76

7. Kondensor Parsial & Separator 1



Fungsi : Memisahkan CH₃OH dan N₂

Tabel A. 12 Input pada Kondensor Parsial

Komponen	Input		Zi
	Kmol/jam	Kg/jam	
CH ₃ OH	24,09	772,01	0,54
N ₂	20	560,4	0,45
Jumlah	44,09	1332,41	1

Karena titik didih metanol (CH₃OH) adalah 64,7°C, metanol dapat dikondensasikan pada suhu 30°C. Sementara itu, nitrogen (N₂) merupakan gas inert yang tidak mengalami kondensasi pada kondisi tersebut. Oleh karena itu, kondensor dan separator dioperasikan pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm untuk memisahkan metanol cair dari gas nitrogen.

Flash Calculation

Kondisi Operasi

P	= 1 atm	= 760 mmHg
T	= 30°C	= 303,15 K
V/F	= 0,509	

Tabel A. 13 Konstanta Antoine CH₃OH dan N₂

Komponen	A	B	C	D	E
CH ₃ OH	45,6171	-3244,7	-13,9880	0,00664	-0,00105
N ₂	23,8572	-476,60	-8,66890	0,02013	-0,00000

(Yaws, 1999)

$$\log_{10}P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10}T + DT + ET^2 \quad (1A)$$

$$K_i = P_{\text{sat}}/P^\circ \quad (2A)$$

(Yaws,

1999)

$$\sum_i \frac{z_i(K_i-1)}{1+\beta(K_i-1)} = 0 \quad (3A)$$

(H.H. Rachford,

1952)

Tabel A. 14 Hasil Perhitungan Persamaan Antoine dan Persamaan Rachford

Komponen	Psat (mmHg)	Ki	Zi(Ki)	yi	xi
CH ₃ OH	4,72E-60	6,E-63	-5,E-01	0	1
N ₂	7,23E-02	1,E-04	-5,E-01	1	0

Feed = 44,10 kmol/jam

F/V = 0,453

Vapor = Feed × F/V

= 20 kmol/jam

Liquid = Feed – Vapor

= 24,10 kmol/jam

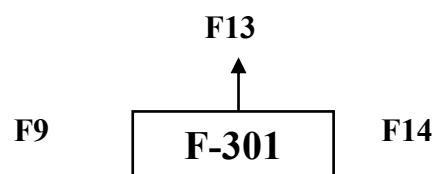
Tabel A. 15 Komposisi *Vapor* dan *Liquid*

Komponen	Vapor	Liquid
CH ₃ OH	0	24
N ₂	20	0

Tabel A. 16 Neraca Massa Kondensor Parsial dan Separator

Komponen	Input		Output	
	F10 (kg/jam)	F12 (kg/jam)	F11 (kg/jam)	
CH ₃ OH	772,01		772,01	
N ₂	640,8	640,8		
Jumlah	1412,8	1.602	772,01	
	1412,8		1412,8	

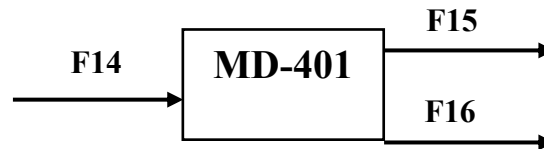
8. Filter



Tabel A. 17 Neraca Massa Filter

Komponen	Input	Output	
	F9 (kg/jam)	F14 (kg/jam)	F13 (kg/jam)
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	28.047,37	28.047,37	
C ₆ H ₁₄ O ₃	2.634,29	2.634,30	
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	14.900,48	14.900,48	
K ₂ CO ₃	74,75	0,00	74,75
Jumlah	45.656,90	45.582,15	74,75
	45.656,90	45.656,90	

9. Menara Destilasi



Tabel A. 18 Input Menara Destilasi

Komponen	Input		Zi
	Kmol/jam	Kg/jam	
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	94,59	28.047,37	0,72
C ₆ H ₁₄ O ₃	19,63	2.634,30	0,15
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	16,07	14.900,48	0,12
Jumlah	130,30	45.582,15	1,00

Flash Calculation

Kondisi Operasi

P	= 0,1 atm	= 228 mmHg
T	= 189,40°C	= 462,55 K
V/F	= 0,6087	

Tabel A. 19 Konstanta Antoine

Komponen	A	B	C	D	E
----------	---	---	---	---	---

C ₁₉ H ₃₆ O ₂	79,30100	-8318	-22,9890	0	0
C ₆ H ₁₄ O ₃	-98,9783	-2525,3	48,39	-0,061	0,00003
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	20,46	21,048	-18,09	0,584	0,00000

(Yaws, 1999 & Polling, 2002)

$$\log_{10}P = A + B/T + C \log_{10}T + DT + ET^2 \quad (1B)$$

$$K_i = P_{\text{sat}}/P^\circ \quad (2B)$$

(Yaws,

1999)

$$\sum_i \frac{z_i(K_i - 1)}{1 + \beta(K_i - 1)} = 0 \quad (3B)$$

(H.H. Rachford,

1952)

Tabel A. 20 Hasil Perhitungan Persamaan Antoine dan Persamaan Rachford

Komponen	Psat (mmHg)	Ki	Zi(Ki)	yi	xi
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	3,67	0,48	-0,20	0,0	0,86
C ₆ H ₁₄ O ₃	26,38	3,47	0,05	0,0	0,11
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	4,63	0,61	-0,11	1	0,00

Feed = 130,30 kmol/jam

F/V = 0,8767

Vapor = Feed × F/V
= 114,23 kmol/jam

Liquid = Feed – Vapor
= 16,07 kmol/jam

Tabel A. 21 Komposisi *Vapor* dan *Liquid* pada Menara Destilasi

Komponen	<i>Vapor</i>	<i>Liquid</i>
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	73,30	21,29
C ₆ H ₁₄ O ₃	18,86	0,76
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	13,05	3,00

Fenske Calculation

Kondisi Operasi

$$\begin{aligned} P &= 0,01 \text{ atm} = 228 \text{ mmHg} \\ T &= 181,70^\circ\text{C} = 545,85 \text{ K} \\ V/F &= 0,548 \end{aligned}$$

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + DT + ET^2 \quad (1)$$

$$K_i = P_{\text{sat}}/P^\circ \quad (2)$$

Tabel A. 22 Hasil Perhitungan Persamaan Antoine dan Persamaan Fenske

Komponen	Zi	Psat (mmHg)	Ki	α
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	0,73	3,68	0,48	0,79
C ₆ H ₁₄ O ₃	0,15	26,38	3,47	5,69
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	0,12	4,64	0,61	1,00

Distilat

$$\begin{aligned} \text{Low Key} &= 99\% \\ \text{Heavy Key} &= 1\% \end{aligned}$$

Bottom

$$\begin{aligned} \text{Low Key} &= 1\% \\ \text{Heavy Key} &= 99\% \end{aligned}$$

$$\alpha \text{ LK/HK} = 5,68$$

$$N_{\text{min}} = 5,56$$

$$dH_k/bH_k = 1$$

Tabel A. 23 Komposisi Komponen pada Menara Destilasi

Komponen	f	Zi,f	Bi	Zi,Bi	Di	Zi,Di
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	94,60	0,72	0,009	0,001	94,587	0,828
C ₆ H ₁₄ O ₃	19,63	0,15	0,002	0,000	19,631	0,172
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	16,07	0,12	16,064	0,999	0,002	0,000

Tabel A. 24 Neraca Massa Menara Destilasi

Komponen	Input	Output
----------	-------	--------

	F14 (kg/jam)	F15 (kg/jam)	F16 (kg/jam)
$C_{19}H_{36}O_2$	28.047,37	28.044,57	2,80
$C_6H_{14}O_3$	2.634,30	2.634,03	0,26
$C_{60}H_{110}O_6$	14.900,48	1,49	14.898,99
Jumlah	45.582,15	30.680,09	14.902,06
	45.582,15	45.582,15	

10. Akumulator



Tabel A. 25 Neraca Massa Akumulator

Komponen	Input	Output	
	F15 (kg/jam)	F17 (kg/jam)	Refluks (kg/jam)
$C_{19}H_{36}O_2$	2634,03	2502,33	131,70
$C_6H_{14}O_3$	28044,18	26641,97	1.402,20
$C_{60}H_{110}O_6$	1,490	1,41	0,074
Jumlah	30.679,71	29.145,73	1.533,99
	30.679,71	30.679,71	

LAMPIRAN B NERACA PANAS

I. Perhitungan Neraca Panas

Data hasil perhitungan neraca massa kemudian digunakan untuk perhitungan neraca panas

$$Q = mC_p\Delta T \quad (1B)$$

(Yaws , 1998)

Karena harga C_p merupakan fungsi T

Dimana:

Q	=	Jumlah kalor (kJ)
m	=	Massa (kmol)
C_p	=	Kalor jenis (kJ/kmol.K)

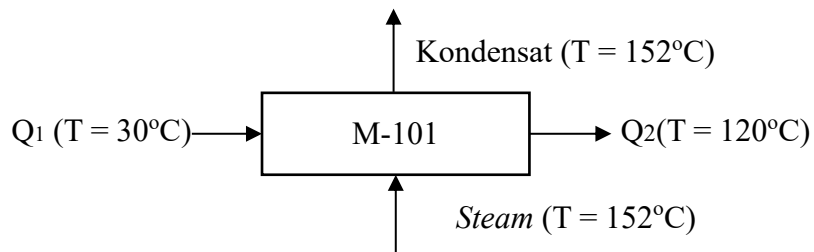
$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \quad (2B)$$

$$\int C_p \Delta T = AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \quad (3B)$$

(Yaws , 1998)

Sehingga diperoleh neraca panas sebagai berikut:

1. *Melter*



Kondisi Operasi:

T_{input}	=	30°C	=	303,15 K
T_{output}	=	120°C	=	393,15 K
$T_{input\ steam}$	=	152°C	=	425,15 K
$T_{out\ steam}$	=	152°C	=	425,15 K
Treff	=	25°C	=	298,15 K
Titik leleh $C_6H_{14}O_3$	=	60°C	=	333,15 K

Tabel B. 1 Heat Capacity Komponen pada Melter

Komponen	A	B	C	D
C ₆ H ₁₄ O ₃	180,00	4,00E-01	-5,00E-04	0,00E+00
H ₂ O	92,05	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07

(Yaws, 1998)

a. Entalpi Umpan solid Trimetilpropana (Q1 Masuk)

$$\begin{aligned}
 C_6H_{14}O_{3(s)} &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
 &= 35,70 \times ((180,00 \times (303,15 - 298,15)) + \left(\frac{0,4}{2}\right) \times \\
 &\quad (303,15^2 - 298,15^2) + \left(\frac{-0,0005}{3}\right) \times (303,15^3 - \\
 &\quad 298,15^3) + \left(\frac{0}{4}\right) \times (303,15^4 - 298,15^4) \\
 &= 45.524,91 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_2O_{(l)} &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
 &= 0,36 \times ((92,05 \times (303,15 - 298,15)) + \left(\frac{0}{2}\right) \times \\
 &\quad (303,15^2 - 298,15^2) + \left(\frac{-0,0002}{3}\right) \times (303,15^3 - \\
 &\quad 298,15^3) + \left(\frac{0,000000535}{4}\right) \times (303,15^4 - 298,15^4) \\
 &= 136,11 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B. 2 Entalpi Input pada Melter

Komponen	m (kmol/jam)	Q1 kJ/jam)
C ₆ H ₁₄ O ₃	35,70	45.524,91
H ₂ O	0,36	136,11
Jumlah	36,06	45.661,02

b. Entalpi Panas Peleburan (Q Lebur)

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{fus} &= 21,45 \text{ kJ/mol} && (\text{NIST Chem, 1989}) \\
 &= 21,45 \times 1000 \\
 &= 21.450 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{Lebur}} &= \text{Massa } C_6H_{14}O_3 \times \Delta H_{fus} \\
 &= 35,70 \times 21.450 \\
 &= 765.698,32 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

c. Entalpi panas aliran yang keluar (Q2)

Tabel B. 3 *Heat Capacity* pada *Melter*

Komponen	A	B	C	D
$C_6H_{14}O_{3(l)}$	111,22	1,84	-4,13E-03	3,55E-06
H_2O	92,05	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07

(Yaws, 1998)

$$\begin{aligned}
 C_6H_{14}O_{3(l)} &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
 &= 35,70 \times ((111,22 \times (393,15 - 298,15)) + \\
 &\quad \left(\frac{1,84}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \left(\frac{-0,00413}{3}\right) \times \\
 &\quad (393,15^3 - 298,15^3) + \left(\frac{0,00000355}{4}\right) \times \\
 &\quad (393,15^4 - 298,15^4)) \\
 &= 1.356.663,36 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_2O_{(g)} &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
 &= 0,36 \times ((92,05 \times (303,15 - 298,15)) + \left(\frac{-0,04}{2}\right) \times \\
 &\quad (303,15^2 - 298,15^2) + \left(\frac{-0,000211}{3}\right) \times (303,15^3 - \\
 &\quad 298,15^3) + \left(\frac{0,000000535}{4}\right) \times (303,15^4 - 298,15^4)) \\
 &= 2.611,62 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B. 4 Entalpi *Output* pada *Melter*

Komponen	m (kmol/jam)	Q2 (kJ/jam)
$C_6H_{14}O_3$	35,70	1.356.663,36
H_2O	0,36	2.611,62
Jumlah	36,06	1.359.274,98

d. Menghitung Beban Pemanasan

$$\begin{aligned}
 Q_{steam} &= Q_1 + Q_{Lebur} - Q_2 \\
 &= 45.661,02 + 765.698,32 - 1.359.274,98 \\
 &= 2.079.312,28 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

e. Menghitung massa *steam* yang dibutuhkan

$$\begin{aligned}
 H_v (\text{Sat Vap}) &= 2.749 \text{ kJ/kg} \\
 H_L (\text{Sat Liq}) &= 640,80 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

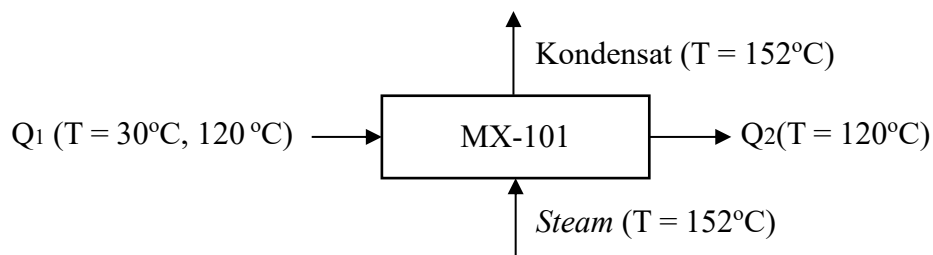
(Van Ness, 2008)

$$\begin{aligned}
 Q_{steam} &= m \times (H_v - H_L) \\
 m_{steam} &= \frac{Q_{steam}}{H_v - H_L} \\
 &= \frac{2.079.312,28}{2.749 - 640,80} \\
 &= 986,30 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B. 5 Neraca Panas *Melter*

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
$C_6H_{14}O_3(s)$	45.661,02	
$C_6H_{14}O_3(l)$		1.356.663,36
Q Lebur		765.698,32
H_2O		2.611,62
Q Pemanas	2.079.312,28	
Total	2.124.973,30	2.124.973,30

2. Neraca Panas *Mixer*



Kondisi Operasi:

$$\begin{aligned}
 T_{C_6H_{14}O_3 \text{ in}} &= 120^\circ\text{C} = 393,15 \text{ K} \\
 T_{K_2CO_3 \text{ in}} &= 30^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K} \\
 T_{mixer} &= 120^\circ\text{C} = 393,15 \text{ K}
 \end{aligned}$$

T out	=	120°C	=	393,15 K
Treff	=	25°C	=	298,15 K
T campuran in	=	35°C	=	308,15 K
T campuran out	=	120°C	=	393,15 K

Tabel B. 6 *Heat Capacity* Komponen pada *Mixer*

Komponen	A	B	C	D
C ₆ H ₁₄ O ₃	111,22	1,84	-4,13E-03	3,55E-06
K ₂ CO ₃	94,52	0,12	-1,42E-04	6,10E-08
C ₁₉ H ₃₆ O ₂ (<i>recycle</i>)	183,56	2,90	-6,26E-03	5,70E-06
C ₆ H ₁₄ O ₃ (<i>recycle</i>)	111,22	1,84	-4,13E-03	3,55E-06
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆ (<i>recycle</i>)	138,38	5,59	-2,96E-03	4,72E-07

(Yaws, 1998 & Polling, 2000)

a. Menghitung Entalpi Masuk

$$\begin{aligned}
 C_6H_{14}O_{3(l)} &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
 &= 35,70 \times ((111,22 \times (393,15 - 298,15)) + \\
 &\quad \left(\frac{1,84}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \left(\frac{-0,00413}{3}\right) \times \\
 &\quad (393,15^3 - 298,15^3) + \left(\frac{0,00000355}{4}\right) \times \\
 &\quad (393,15^4 - 298,15^4)) \\
 &= 1.356.663,36 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 K_2CO_{3(s)} &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
 &= 0,54 \times ((94,52 \times (303,15 - 298,15)) + \left(\frac{0,12}{2}\right) \times \\
 &\quad (303,15^2 - 298,15^2) + \left(\frac{-1,42E-04}{3}\right) \times \\
 &\quad (303,15^3 - 298,15^3) + \left(\frac{6,10E-08}{4}\right) \times (303,15^4 - \\
 &\quad 298,15^4)) \\
 &= 321,73 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$C_{19}H_{36}O_2 \text{ (recycle)} = m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \left(\frac{1}{5}\right) ET^5$$

$$\begin{aligned}
&= 94,59 \times ((183,56 \times (308,15 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{2,90}{2}\right) \times (308,15^2 - 298,15^2) + \left(\frac{-6,26E-03}{3}\right) \times \\
&\quad (308,15^3 - 298,15^3) + \left(\frac{3,55E-06}{4}\right) \times (308,15^4 - \\
&\quad 298,15^4) \\
&= 611.216,95 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3 \text{ (recycle)} &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 19,63 \times ((111,22 \times (308,15 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{1,84}{2}\right) \times (308,15^2 - 298,15^2) + \left(\frac{-0,00413}{3}\right) \times \\
&\quad (308,15^3 - 298,15^3) + \left(\frac{0,00000355}{4}\right) \times \\
&\quad (308,15^4 - 298,15^4) \\
&= 76.240,99 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{C}_{60}\text{H}_{110}\text{O}_6 \text{ (recycle)} &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 0 \times ((138,38 \times (308,15 - 298,15)) + \left(\frac{5,59}{2}\right) \times \\
&\quad (308,15^2 - 298,15^2) + \left(\frac{-2,96E-03}{3}\right) \times \\
&\quad (308,15^3 - 298,15^3) + \left(\frac{4,72E-07}{4}\right) \times (308,15^4 - \\
&\quad 298,15^4) \\
&= 25,28 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Tabel B. 7 Entalpi *Input* pada *Mixer*

Komponen	m (kmol/jam)	Q1 (kJ/jam)
C ₆ H ₁₄ O ₃	35,70	1.356.663,36
K ₂ CO ₃	0,54	321,73
C ₁₉ H ₃₆ O ₂ (recycle)	94,59	611.216,95
C ₆ H ₁₄ O ₃ (recycle)	19,63	76.240,99
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆ (recycle)	0,00	25,28
Jumlah	150,46	2.044.468,31

b. Menghitung Entalpi Keluar

$$\begin{aligned}
\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_{3(l)} &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 35,70 \times ((111,22 \times (393,15 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{1,84}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \left(\frac{-0,00413}{3}\right) \times \\
&\quad (393,15^3 - 298,15^3) + \left(\frac{0,00000355}{4}\right) \times \\
&\quad (393,15^4 - 298,15^4) \\
&= 1.356.663,36 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{K}_2\text{CO}_{3(s)} &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 0,54 \times ((94,52 \times (393,15 - 298,15)) + \left(\frac{0,12}{2}\right) \times \\
&\quad (393,15^2 - 298,15^2) + \left(\frac{-1,42E-04}{3}\right) \times \\
&\quad (393,15^3 - 298,15^3) + \left(\frac{6,10E-08}{4}\right) \times (393,15^4 - \\
&\quad 298,15^4) \\
&= 6.215,88 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{C}_{19}\text{H}_{36}\text{O}_2 \text{ (recycle)} &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 94,59 \times ((183,56 \times (393,15 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{2,90}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \left(\frac{-6,26E-03}{3}\right) \times \\
&\quad (393,15^3 - 298,15^3) + \left(\frac{3,55E-06}{4}\right) \times (393,15^4 - \\
&\quad 298,15^4) \\
&= 6.048.927,21 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3 \text{ (recycle)} &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 19,63 \times ((111,22 \times (393,15 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{1,84}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \left(\frac{-0,00413}{3}\right) \times \\
&\quad (393,15^3 - 298,15^3) + \left(\frac{0,00000355}{4}\right) \times \\
&\quad (393,15^4 - 298,15^4) \\
&= 746.090,23 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
C_{60}H_{110}O_6 \text{ (recycle)} &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 0,00 \times ((138,38 \times (393,15 - 298,15)) + \left(\frac{5,59}{2}\right) \times \\
&\quad (393,15^2 - 298,15^2) + \left(\frac{-2,96E-03}{3}\right) \times \\
&\quad (393,15^3 - 298,15^3) + \left(\frac{4,72E-07}{4}\right) \times (393,15^4 - \\
&\quad 298,15^4)) \\
&= 264,66 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Tabel B. 8 Entalpi *Output* pada *Mixer*

Komponen	m (kmol/jam)	Q2 (kJ/jam)
C ₆ H ₁₄ O ₃	35,70	1.356.663,36
K ₂ CO ₃	0,54	6.215,88
C ₁₉ H ₃₆ O ₂ (recycle)	94,59	6.048.927,21
C ₆ H ₁₄ O ₃ (recycle)	19,63	746.090,23
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆ (recycle)	0,00	264,66
Jumlah	36,24	8.158.161,33

c. Menghitung Beban Pemanasan

$$\begin{aligned}
Q_{\text{steam}} &= Q1 - Q2 \\
&= 2.044.468,31 - 8.158.161,33 \\
&= 6.113.693,02 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

d. Menghitung massa *steam* yang dibutuhkan

$$\begin{aligned}
H_v \text{ (Sat Vap)} &= 2.749 \text{ kJ/kg} \\
H_L \text{ (Sat Liq)} &= 640,80 \text{ kJ/kg}
\end{aligned}$$

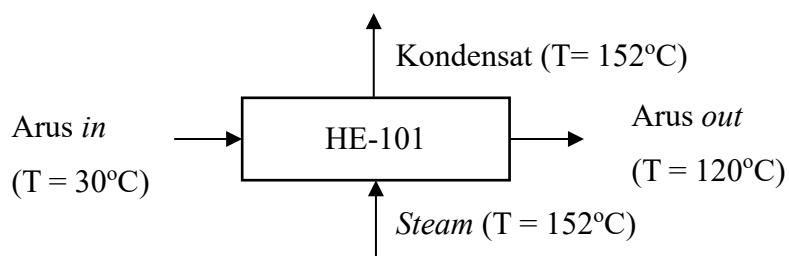
(Van Ness, 2008)

$$\begin{aligned}
Q_{\text{steam}} &= m \times (H_v - H_L) \\
m_{\text{steam}} &= \frac{Q_{\text{steam}}}{H_v - H_L} \\
&= \frac{6.113.693,02}{2.749 - 640,80} \\
&= 2.899,96 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

Tabel B. 9 Neraca Panas Mixer

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
C ₆ H ₁₄ O ₃	1.356.663,36	1.356.663,36
K ₂ CO ₃	321,73	6.215,88
C ₁₉ H ₃₆ O ₂ (<i>recycle</i>)	611.216,95	6.048.927,21
C ₆ H ₁₄ O ₃ (<i>recycle</i>)	76.240,99	746.090,23
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆ (<i>recycle</i>)	25,28	264,66
Q beban	6.113.693,02	
Total	8.158.161,33	8.158.161,33

3. Neraca Panas *Heat Exchanger* 101



Kondisi Operasi:

T C ₁₉ H ₃₆ O ₂ <i>in</i>	=	30°C	=	303,15 K
T C ₁₉ H ₃₆ O ₂ <i>out</i>	=	120°C	=	393,15 K
T <i>steam in</i>	=	152°C	=	425,15 K
T <i>steam out</i>	=	152°C	=	425,15 K
T _{reff}	=	25°C	=	298,15 K

Tabel B. 10 *Heat Capacity* Komponen pada *Heat Exchanger*

Komponen	A	B	C	D
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	183.56	2.90E+00	-6.26E-03	5.70E-06

(Yaws,1998)

a. Menghitung Entalpi Masuk (Q1)

$$\begin{aligned}
 C_{19}H_{36}O_2 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
 &\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 71,39 \times ((183,56 \times (303,15 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{2,90}{2}\right) \times (303,15^2 - 298,15^2) + \\
&\quad \left(\frac{-6,26E-03}{3}\right) \times 303,15^3 - 298,15^3) + \\
&\quad \left(\frac{3,55E-06}{4}\right) \times (303,15^4 - 298,15^4) \\
&= 230.067,59 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Tabel B. 11 Entalpi *Input* pada *Heat Exchanger*

Komponen	m (kmol/jam)	Q1 (kJ/jam)
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	71,39	230.069,72

b. Menghitung Entalpi Keluar (Q2)

$$\begin{aligned}
\text{C}_{19}\text{H}_{36}\text{O}_2 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
&\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 71,39 \times ((183,56 \times (393,15 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{2,90}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \\
&\quad \left(\frac{-6,26E-03}{3}\right) \times 393,15^3 - 298,15^3) + \\
&\quad \left(\frac{3,55E-06}{4}\right) \times (393,15^4 - 298,15^4) \\
&= 4.335.617,06 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Tabel B. 12 Entalpi *Output* pada *Heat Exchanger*

Komponen	m (kmol/jam)	Q2 (kJ/jam)
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	71,39	4.335.617,06

c. Menghitung Beban Pemanasan

$$\begin{aligned}
Q_{\text{steam}} &= Q1 - Q2 \\
&= 230.067,59 - 4.335.617,06 \\
&= 4.335.617,06 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

d. Menghitung Massa *Steam* yang dibutuhkan

$$H_v (\text{Sat Vap}) = 2.749 \text{ kJ/kg}$$

$$H_L (\text{Sat Liq}) = 640,80 \text{ kJ/kg}$$

(Van Ness, 2008)

$$Q_{\text{steam}} = m \times (H_v - H_L)$$

$$m_{\text{steam}} = \frac{Q_{\text{steam}}}{H_v - H_L}$$

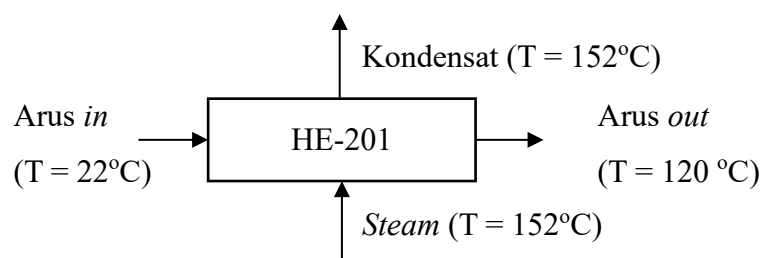
$$= \frac{4.335.617,06}{2.749 - 640,80}$$

$$= 2056,55 \text{ kg/jam}$$

Tabel B. 13 Neraca Panas *Heat Exchanger* 101

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	230.067,59	4.565.684,65
Q pemanas	4.335.617,06	
Total	4.565.684,65	4.565.684,65

4. Neraca Panas *Heat Exchanger* 201



Kondisi Operasi:

T N ₂ in	=	22°C	=	295,15 K
T N ₂ out	=	120°C	=	393,15 K
T steam in	=	152°C	=	425,15 K
T steam out	=	152°C	=	425,15 K
Treff	=	25°C	=	298,15 K

Tabel B. 14 *Heat Capacity* Komponen pada *Heat Exchanger*

Komponen	A	B	C	D
N ₂	29,34	-3,54E-03	1,01E-05	-4,31E-09

(Yaws, 1998)

a. Menghitung Entalpi Masuk (Q1)

$$\begin{aligned}
 N_2 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
 &\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
 &= 40 \times ((29,34 \times (295,15 - 298,15)) + \\
 &\quad \left(\frac{-3,54E-03}{2}\right) \times (295,15^2 - 298,15^2) + \\
 &\quad \left(\frac{-1,01E-05}{3}\right) \times (295,15^3 - 298,15^3) + \\
 &\quad \left(\frac{-4,31E-09}{4}\right) \times (295,15^4 - 298,15^4) \\
 &= -3.488,19 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B. 15 Entalpi Input pada *Heat Exchanger*

Komponen	m (kmol/jam)	Q1 (kJ/jam)
N ₂	40	-3.488,19

b. Menghitung Entalpi Keluar (Q2)

$$\begin{aligned}
 N_2 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
 &\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
 &= 40 \times ((29,34 \times (393,15 - 298,15)) + \\
 &\quad \left(\frac{-3,54E-03}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \\
 &\quad \left(\frac{-1,01E-05}{3}\right) \times (393,15^3 - 298,15^3) + \\
 &\quad \left(\frac{-4,31E-09}{4}\right) \times (393,15^4 - 298,15^4) \\
 &= 110.775,43 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B. 16 Entalpi Output pada *Heat Exchanger*

Komponen	m (kmol/jam)	Q2 (kJ/jam)
N ₂	40	110.775,43

c. Menghitung Beban Pemanasan

$$Q_{\text{steam}} = Q1 - Q2$$

$$= (-3.488,19) - (110.775,43)$$

$$= 114.263,62 \text{ kJ/jam}$$

d. Menghitung Massa *Steam* yang dibutuhkan

$$H_v (\text{Sat Vap}) = 2.749 \text{ kJ/kg}$$

$$H_L (\text{Sat Liq}) = 640,80 \text{ kJ/kg}$$

(Van Ness, 2008)

$$Q_{\text{steam}} = m \times (H_v - H_L)$$

$$m_{\text{steam}} = \frac{Q_{\text{steam}}}{H_v - H_L}$$

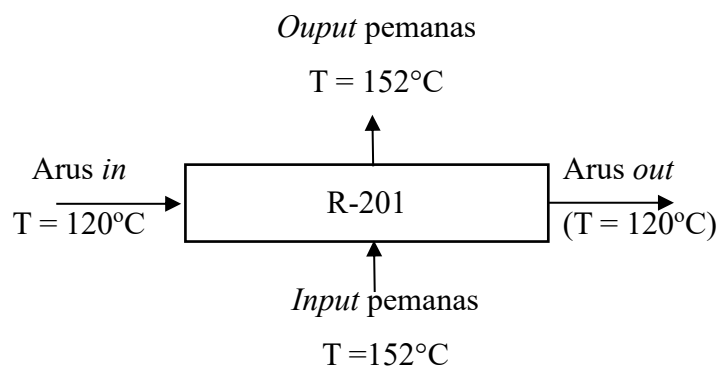
$$= \frac{114.263,62}{2.749 - 640,80}$$

$$= 54,20 \text{ kg/jam}$$

Tabel 7b. 1 Neraca Panas *Heat Exchanger* 201

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
N ₂	-3.488,19	110.775,43
Q pemanas	114.263,62	
Total	110.775,43	110.775,43

5. Neraca Panas Reaktor 201



Kondisi Operasi:

$$T_{\text{input}} = 120^{\circ}\text{C} = 393,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{out}} = 120^{\circ}\text{C} = 393,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{steam in}} = 152^{\circ}\text{C} = 425,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}
 T_{\text{steam out}} &= 152^{\circ}\text{C} = 425,15 \text{ K} \\
 T_{\text{reff}} &= 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Tabel B. 17 *Heat Capacity* Komponen pada Reaktor 1

Komponen	A	B	C	D	E
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	183,56	2,90	-6,26E-03	5,70E-06	0
C ₆ H ₁₄ O ₃	111,22	1,84	-4,13E-03	3,55E-06	0
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	138,38	5,59	-2,96E-03	4,72E-07	0
K ₂ CO ₃	94,52	0,12	-1,42E-04	6,10E-08	0
N ₂	29,34	0,00	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13
CH ₃ OH	40,00	-0,04	2,45E-04	-2,17E-07	0

(Yaws, 1998 & Polling, 2000)

a. Menghitung Entalpi masuk

$$\begin{aligned}
 C_{19}H_{36}O_2 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
 &\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
 &= 71,39 \times ((183,56 \times (393,15 - 298,15)) + \\
 &\quad \left(\frac{2,90}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \\
 &\quad \left(\frac{-6,26E-03}{3}\right) \times 393,15^3 - 298,15^3) + \\
 &\quad \left(\frac{3,55E-06}{4}\right) \times (393,15^4 - 298,15^4) \\
 &= 4.565.684,65 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_6H_{14}O_{3(l)} &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
 &\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
 &= 17,85 \times ((111,22 \times (393,15 - 298,15)) + \\
 &\quad \left(\frac{1,84}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \\
 &\quad \left(\frac{-0,00413}{3}\right) \times (393,15^3 - 298,15^3) + \\
 &\quad \left(\frac{0,00000355}{4}\right) \times (393,15^4 - 298,15^4) \\
 &= 678.331,68 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
 &\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
 &= 0,00 \times ((138,38 \times (393,15 - 298,15)) + \\
 &\quad \left(\frac{5,59}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \\
 &\quad \left(\frac{-2,96\text{E}-03}{3}\right) \times (393,15^3 - 298,15^3) + \\
 &\quad \left(\frac{4,72\text{E}-07}{4}\right) \times (393,15^4 - 298,15^4) \\
 &= 132,33 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
 &\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
 &= 0,27 \times ((94,52 \times (393,15 - 298,15)) + \\
 &\quad \left(\frac{0,12}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \\
 &\quad \left(\frac{-1,42\text{E}-04}{3}\right) \times (393,15^3 - 298,15^3) + \\
 &\quad \left(\frac{6,10\text{E}-08}{4}\right) \times (393,15^4 - 298,15^4) \\
 &= 3.107,94 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
 &\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
 &= 20 \times ((29,34 \times (393,15 - 298,15)) + \\
 &\quad \left(\frac{-3,54\text{E}-03}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \\
 &\quad \left(\frac{-1,01\text{E}-05}{3}\right) \times (393,15^3 - 298,15^3) + \\
 &\quad \left(\frac{-4,31\text{E}-09}{4}\right) \times (393,15^4 - 298,15^4) \\
 &= 55.387,53 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B. 18 Entalpi *Input* pada Reaktor 1

Komponen	m (kmol/jam)	Q1 (kJ/jam)
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	71,39	4.565.684,65
C ₆ H ₁₄ O ₃	17,85	678.331,68
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	0,008	132,33
K ₂ CO ₃	0,27	3.107,94
N ₂	20	55.387,53
Jumlah	89,51	5.302.644,13

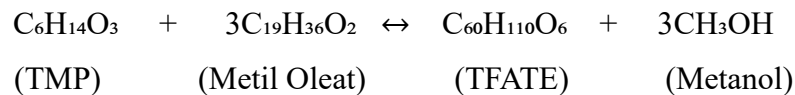
b. Menghitung Panas Reaksi

Tabel B. 19 Entalpi Pembentukan pada Reaktor 1

Komponen	Hf (Kj/mol)	Hf (Kj/kmol)
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	-642,67	-642.669,70
C ₆ H ₁₄ O ₃	-437,29	-437.285,43
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	2.035,25	2.035.252,23
CH ₃ OH	-201,19	-201.188,93

(Yaws, 1998 & Polling, 2000)

Reaksi:



$$\Delta H_{r\ 398,15\text{ K}} = \Sigma \Delta H_{f\text{produk}} - \Sigma \Delta H_{f\text{reaktan}}$$

Jadi bila dihitung adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} &= (\Delta H_{\text{C}_{60}\text{H}_{110}\text{O}_6} + 3 \times \Delta H_{\text{CH}_3\text{OH}}) - \\ &\quad (\Delta H_{\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3} + 3 \times \Delta H_{\text{C}_{19}\text{H}_{36}\text{O}_2}) \\ &= (2035,25 + 3 \times (-201,19)) - (-642,67 + 3 \times \\ &\quad (-437,29)) \\ &= 762.498,84 \text{ kJ/kmol (Endotermis)} \\ \Delta H &= 6.124.238,62 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

c. Menghitung Entalpi Keluar

$$\begin{aligned} \text{C}_{19}\text{H}_{36}\text{O}_2 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\ &\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 47,30 \times ((183,56 \times (393,15 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{2,90}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \\
&\quad \left(\frac{-6,26E-03}{3}\right) \times (393,15^3 - 298,15^3) + \\
&\quad \left(\frac{3,55E-06}{4}\right) \times (393,15^4 - 298,15^4) \\
&= 3.024.766,08 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_{3(l)} &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
&\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 9,82 \times ((111,22 \times (393,15 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{1,84}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \\
&\quad \left(\frac{-0,00413}{3}\right) \times (393,15^3 - 298,15^3) + \\
&\quad \left(\frac{0,00000355}{4}\right) \times (393,15^4 - 298,15^4) \\
&= 373.082,42 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{C}_{60}\text{H}_{110}\text{O}_6 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
&\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 8,07 \times ((138,38 \times (393,15 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{5,59}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \\
&\quad \left(\frac{-2,96E-03}{3}\right) \times (393,15^3 - 298,15^3) + \\
&\quad \left(\frac{4,72E-07}{4}\right) \times (393,15^4 - 298,15^4) \\
&= 1.323.292,46 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{K}_2\text{CO}_3 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
&\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 0,27 \times ((94,52 \times (393,15 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{0,12}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) +
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
& \left(\frac{-1,42E-04}{3} \right) \times (393,15^3 - 298,15^3) + \\
& \left(\frac{6,10E-08}{4} \right) \times (393,15^4 - 298,15^4) \\
= & 3.107,94 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{N}_2 &= m AT + \left(\frac{1}{2} \right) BT^2 + \left(\frac{1}{3} \right) CT^3 + \left(\frac{1}{4} \right) DT^4 + \\
& \left(\frac{1}{5} \right) ET^5 \\
= & 20 \times ((29,34 \times (393,15 - 298,15)) + \\
& \left(\frac{-3,54E-03}{2} \right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \\
& \left(\frac{-1,01E-05}{3} \right) \times (393,15^3 - 298,15^3) + \\
& \left(\frac{-4,31E-09}{4} \right) \times (393,15^4 - 298,15^4) \\
= & 55.387,53 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{CH}_3\text{OH} &= m AT + \left(\frac{1}{2} \right) BT^2 + \left(\frac{1}{3} \right) CT^3 + \left(\frac{1}{4} \right) DT^4 + \\
& \left(\frac{1}{5} \right) ET^5 \\
= & 24,10 \times ((40 \times (393,15 - 298,15)) + \\
& \left(\frac{-0,04}{2} \right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \left(\frac{0}{3} \right) \times \\
& (393,15^3 - 298,15^3) + \left(\frac{0}{4} \right) \times \\
& (393,15^4 - 298,15^4) \\
= & 107.783,92 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Tabel B. 20 Entalpi *Output* pada Reaktor 1

Komponen	m (kmol/jam)	Q2 (kJ/jam)
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	47,30	3.024.766,08
C ₆ H ₁₄ O ₃	9,82	373.082,42
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	8,03	1.323.292,46
K ₂ CO ₃	0,27	3.107,94
N ₂	20,00	55.387,53
CH ₃ OH	24,10	107.783,92
Jumlah	109,51	4.887.420,36

d. Beban Panas Reaktor

$$\begin{aligned}
 Q_{steam} &= Q_2 - Q_1 + Q_{reaksi} \\
 &= 4.887.420,36 - 5.302.644,13 + 762.500 \\
 &= 5.709.014,85 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

e. Menghitung Massa *steam* yang Dibutuhkan

$$\begin{aligned}
 H_v \text{ (Sat Vap)} &= 2.749 \text{ kJ/kg} \\
 H_L \text{ (Sat Liq)} &= 640,80 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

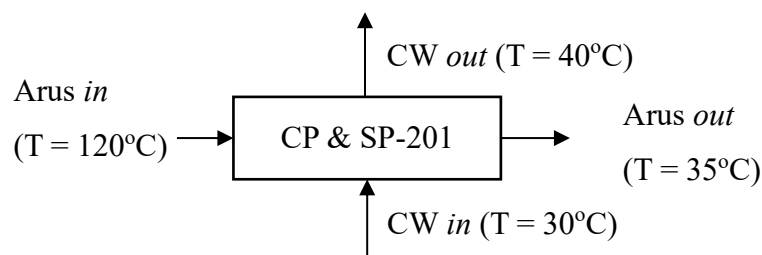
(Van Ness, 2008)

$$\begin{aligned}
 Q_{steam} &= m \times (H_v - H_L) \\
 m_{steam} &= \frac{Q_{steam}}{H_v - H_L} \\
 &= \frac{5.709.014,85}{2.749 - 640,80} \\
 &= 2.708,90 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B. 21 Neraca Panas Reaktor 201

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	4.565.684,65	3.024.766,08
C ₆ H ₁₄ O ₃	678.331,68	373.082,42
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	132,33	1.323.292,46
K ₂ CO ₃	3.107,94	3.107,94
N ₂	55.387,53	55.387,53
CH ₃ OH		107.783,92
Q pemanas	5.709.014,85	
Q reaksi		6.124.238,62
Total	11.011.658,98	11.011.658,98

6. Neraca Panas Kondensor Parsial & Separator 201



Kondisi Operasi:

T <i>input</i> kondensor	=	30°C	=	303,15 K
T <i>out</i> kondensor	=	120°C	=	393,15 K
T <i>out</i> fase gas separator	=	152°C	=	425,15 K
T <i>out</i> fase cair separator	=	152°C	=	425,15 K
Treff	=	25°C	=	298,15 K

Tabel B. 22 *Heat Capacity* Komponen pada Kondensor Parsial & Separator 201

Komponen	A	B	C	D	E
N ₂	20	-3.54E-03	1.01E-05	-4.31E-09	2.59E-13
CH ₃ OH	24,2	-3.83E-02	2.45E-04	-2.17E-07	5.99E-11

(Yaws, 1998)

a. Enthalpi masuk kondensor (Q1)

$$\begin{aligned}
 N_2 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
 &\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
 &= 20 \times ((29,34 \times (393,15 - 298,15)) + \\
 &\quad \left(\frac{-3,54E-03}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \\
 &\quad \left(\frac{-1,01E-05}{3}\right) \times (393,15^3 - 298,15^3) + \\
 &\quad \left(\frac{-4,31E-09}{4}\right) \times (393,15^4 - 298,15^4) \\
 &= 56.565,15 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 CH_3OH &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
 &\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
 &= 48,19 \times ((40 \times (393,15 - 298,15)) + \\
 &\quad \left(\frac{-0,04}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \left(\frac{0}{3}\right) \times \\
 &\quad (393,15^3 - 298,15^3) + \left(\frac{0}{4}\right) \times \\
 &\quad (393,15^4 - 298,15^4) \\
 &= 112.278,87 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B. 23 Entalpi *Input* pada Kondensor Parsial & Separator 201

Komponen	m (kmol/jam)	Q1 (kJ/jam)
N ₂	20	56.565,15
CH ₃ OH	24,1	112.278,87
Jumlah	44,1	168.844,02

b. Entalpi Fase Gas Keluar Separator (Q2)

$$\begin{aligned}
 N_2 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
 &\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
 &= 20 \times ((29,34 \times (308,15 - 298,15)) + \\
 &\quad \left(\frac{-3,54E-03}{2}\right) \times (308,15^2 - 298,15^2) + \\
 &\quad \left(\frac{-1,01E-05}{3}\right) \times (308,15^3 - 298,15^3) + \\
 &\quad \left(\frac{-4,31E-09}{4}\right) \times (308,15^4 - 298,15^4) \\
 &= 5.815,84 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B. 24 Entalpi *Output* pada Separator 301

Komponen	m (kmol/jam)	Q2 (kJ/jam)
N ₂	20	5.815,84

c. Enthalpi Fase Cair Keluar Separator (Q3)

$$\begin{aligned}
 CH_3OH &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
 &\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
 &= 24,1 \times ((40 \times (308,15 - 298,15)) + \\
 &\quad \left(\frac{-0,04}{2}\right) \times (308,15^2 - 298,15^2) + \left(\frac{0}{3}\right) \times \\
 &\quad (308,15^3 - 298,15^3) + \left(\frac{0}{4}\right) \times (308,15^4 - \\
 &\quad 298,15^4) \\
 &= 10.809,13 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

d. Panas Pengembunan (Q_c)

$$\begin{aligned}\text{CH}_3\text{OH} &= H_v \times \text{massa} \\ &= 24,1 \times 48,16 \\ &= 21.618,46 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

e. Panas Dibawa Pendingin

$$(Q_1 + Q_c) - (Q_2 + Q_3 + Q_t) = 0$$

$$\begin{aligned}Q_t &= (168.844,02 + 890,5) - (5.815,84 + \\ &\quad 10.809,13) \\ &= 153.109,61 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

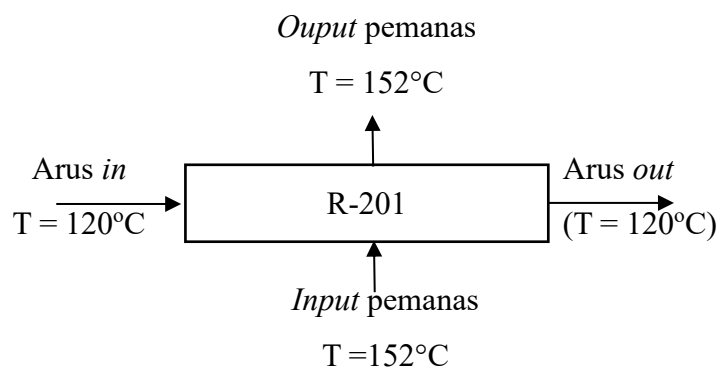
f. Kebutuhan air pendingin

$$\begin{aligned}W_{\text{pendingin}} &= \frac{Q_1 + Q_c}{4.2(40 - 30)} \\ &= \frac{169.734,58}{4.2(40 - 30)} \\ &= 4.041,30 \text{ Kg/jam}\end{aligned}$$

Tabel B. 25 Neraca Panas Pada Kondensor Parsial dan Separator 201

Komponen	Input(kJ/jam)	Output(kJ/jam)
N ₂	56.565,15	5.815,84
CH ₃ OH	112.278,87	10.809,13
Q pengembunan	890,57	
Q pendingin		153.109,61
Total	169.734,58	169.734,58

7. Neraca Panas Reaktor 202



Kondisi Operasi:

T_{input}	=	120°C	=	393,15 K
T_{out}	=	120°C	=	393,15 K
$T_{steam\ in}$	=	152°C	=	425,15 K
$T_{steam\ out}$	=	152°C	=	425,15 K
T_{reff}	=	25°C	=	298,15 K

Tabel B. 26 *Heat Capacity* Komponen pada Reaktor 202

Komponen	A	B	C	D	E
$C_{19}H_{36}O_2$	183,56	2,90	-6,26E-03	5,70E-06	0
$C_6H_{14}O_3$	111,22	1,84	-4,13E-03	3,55E-06	0
$C_{60}H_{110}O_6$	138,38	5,59	-2,96E-03	4,72E-07	0
K_2CO_3	94,52	0,12	-1,42E-04	6,10E-08	0
N_2	29,34	0,00	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13
CH_3OH	40,00	-0,04	2,45E-04	-2,17E-07	0

(Yaws, 1998 & Polling, 2000)

b. Menghitung Entalpi masuk

$$\begin{aligned}
 C_{19}H_{36}O_2 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
 &\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
 &= 71,39 \times ((183,56 \times (393,15 - 298,15)) + \\
 &\quad \left(\frac{2,90}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \\
 &\quad \left(\frac{-6,26E-03}{3}\right) \times (393,15^3 - 298,15^3) + \\
 &\quad \left(\frac{3,55E-06}{4}\right) \times (393,15^4 - 298,15^4) \\
 &= 4.565.684,65 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_6H_{14}O_{3(l)} &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
 &\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
 &= 17,85 \times ((111,22 \times (393,15 - 298,15)) + \\
 &\quad \left(\frac{1,84}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) +
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
& \left(\frac{-0,00413}{3} \right) \times (393,15^3 - 298,15^3) + \\
& \left(\frac{0,00000355}{4} \right) \times (393,15^4 - 298,15^4) \\
= & 678.331,68 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
= & m AT + \left(\frac{1}{2} \right) BT^2 + \left(\frac{1}{3} \right) CT^3 + \left(\frac{1}{4} \right) DT^4 + \\
& \left(\frac{1}{5} \right) ET^5 \\
& 0,00 \times ((138,38 \times (393,15 - 298,15)) + \\
& \left(\frac{5,59}{2} \right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \\
& \left(\frac{-2,96E-03}{3} \right) \times (393,15^3 - 298,15^3) + \\
& \left(\frac{4,72E-07}{4} \right) \times (393,15^4 - 298,15^4) \\
= & 132,33 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
= & m AT + \left(\frac{1}{2} \right) BT^2 + \left(\frac{1}{3} \right) CT^3 + \left(\frac{1}{4} \right) DT^4 + \\
& \left(\frac{1}{5} \right) ET^5 \\
= & 0,27 \times ((94,52 \times (393,15 - 298,15)) + \\
& \left(\frac{0,12}{2} \right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \\
& \left(\frac{-1,42E-04}{3} \right) \times (393,15^3 - 298,15^3) + \\
& \left(\frac{6,10E-08}{4} \right) \times (393,15^4 - 298,15^4) \\
= & 3.107,94 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
= & m AT + \left(\frac{1}{2} \right) BT^2 + \left(\frac{1}{3} \right) CT^3 + \left(\frac{1}{4} \right) DT^4 + \\
& \left(\frac{1}{5} \right) ET^5 \\
= & 20 \times ((29,34 \times (393,15 - 298,15)) + \\
& \left(\frac{-3,54E-03}{2} \right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \\
& \left(\frac{-1,01E-05}{3} \right) \times (393,15^3 - 298,15^3) + \\
& \left(\frac{-4,31E-09}{4} \right) \times (393,15^4 - 298,15^4) \\
= & 55.387,53 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Tabel B. 27 Entalpi *Input* pada Reaktor 202

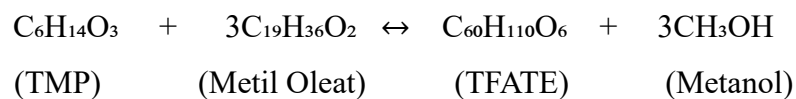
Komponen	m (kmol/jam)	Q1 (kJ/jam)
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	71,39	4.565.684,65
C ₆ H ₁₄ O ₃	17,85	678.331,68
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	0,008	132,33
K ₂ CO ₃	0,27	3.107,94
N ₂	20	55.387,53
Jumlah	89,51	5.302.644,13

b. Menghitung Panas Reaksi

Tabel B. 28 Entalpi Pembentukan Komponen pada Reaktor 202

Komponen	Hf (Kj/mol)	Hf (Kj/kmol)
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	-642,67	-642.669,70
C ₆ H ₁₄ O ₃	-437,29	-437.285,43
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	2.035,25	2.035.252,23
CH ₃ OH	-201,19	-201.188,93

Reaksi:



$$\Delta H_{r\ 398,15\text{ K}} = \sum \Delta H_{f\text{produk}} - \sum \Delta H_{f\text{reaktan}}$$

Jadi bila dihitung adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 &= (\Delta H_{\text{C}_{60}\text{H}_{110}\text{O}_6} + 3 \times \Delta H_{\text{CH}_3\text{OH}}) - \\
 &\quad (\Delta H_{\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3} + 3 \times \Delta H_{\text{C}_{19}\text{H}_{36}\text{O}_2}) \\
 &= (2035,25 + 3 \times (-201,19)) - (-642,67 + 3 \times \\
 &\quad (-437,29)) \\
 &= 762.498,84 \text{ kJ/kmol (Endotermis)} \\
 \Delta H &= 6.124.238,62 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

c. Menghitung Entalpi Keluar

$$\begin{aligned}
\text{C}_{19}\text{H}_{36}\text{O}_2 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
&\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 47,30 \times ((183,56 \times (393,15 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{2,90}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \\
&\quad \left(\frac{-6,26E-03}{3}\right) \times 393,15^3 - 298,15^3) + \\
&\quad \left(\frac{3,55E-06}{4}\right) \times (393,15^4 - 298,15^4) \\
&= 3.024.766,08 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_{3(l)} &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
&\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 9,82 \times ((111,22 \times (393,15 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{1,84}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \\
&\quad \left(\frac{-0,00413}{3}\right) \times (393,15^3 - 298,15^3) + \\
&\quad \left(\frac{0,00000355}{4}\right) \times (393,15^4 - 298,15^4) \\
&= 373.082,42 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{C}_{60}\text{H}_{110}\text{O}_6 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
&\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 8,07 \times ((138,38 \times (393,15 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{5,59}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \\
&\quad \left(\frac{-2,96E-03}{3}\right) \times (393,15^3 - 298,15^3) + \\
&\quad \left(\frac{4,72E-07}{4}\right) \times (393,15^4 - 298,15^4) \\
&= 1.323.292,46 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{K}_2\text{CO}_3 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
&\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 0,27 \times ((94,52 \times (393,15 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{0,12}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \\
&\quad \left(\frac{-1,42E-04}{3}\right) \times (393,15^3 - 298,15^3) + \\
&\quad \left(\frac{6,10E-08}{4}\right) \times (393,15^4 - 298,15^4) \\
&= 3.107,94 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{N}_2 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
&\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 20 \times ((29,34 \times (393,15 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{-3,54E-03}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \\
&\quad \left(\frac{-1,01E-05}{3}\right) \times (393,15^3 - 298,15^3) + \\
&\quad \left(\frac{-4,31E-09}{4}\right) \times (393,15^4 - 298,15^4) \\
&= 55.387,53 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{CH}_3\text{OH} &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
&\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 24,10 \times ((40 \times (393,15 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{-0,04}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \left(\frac{0}{3}\right) \times \\
&\quad (393,15^3 - 298,15^3) + \left(\frac{0}{4}\right) \times \\
&\quad (393,15^4 - 298,15^4) \\
&= 107.783,92 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Tabel B. 29 Entalpi *Input* pada Reaktor 202

Komponen	m (kmol/jam)	Q2 (kJ/jam)
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	47,30	3.024.766,08
C ₆ H ₁₄ O ₃	9,82	373.082,42
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	8,03	1.323.292,46
K ₂ CO ₃	0,27	3.107,94
N ₂	20,00	55.387,53

CH ₃ OH	24,10	107.783,92
Jumlah	109,51	4.887.420,36

d. Beban Panas Reaktor

$$\begin{aligned}
 Q_{steam} &= Q_2 - Q_1 + Q_{reaksi} \\
 &= 4.887.420,36 - 5.302.644,13 + 762.500 \\
 &= 5.709.014,85 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

e. Menghitung Massa *steam* yang Dibutuhkan

$$\begin{aligned}
 H_v \text{ (Sat Vap)} &= 2.749 \text{ kJ/kg} \\
 H_L \text{ (Sat Liq)} &= 640,80 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

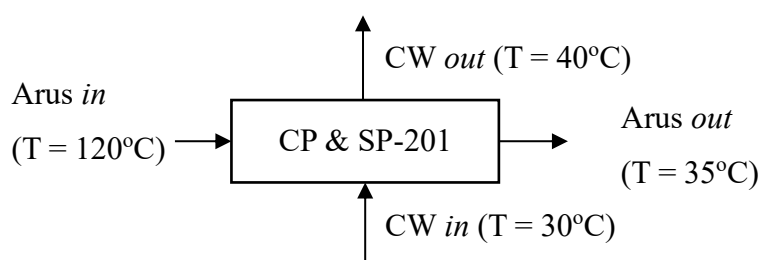
(Van Ness, 2008)

$$\begin{aligned}
 Q_{steam} &= m \times (H_v - H_L) \\
 m_{steam} &= \frac{Q_{steam}}{H_v - H_L} \\
 &= \frac{5.709.014,85}{2.749 - 640,80} \\
 &= 2.708,90 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B. 30 Neraca Panas Reaktor 201

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	4.565.684,65	3.024.766,08
C ₆ H ₁₄ O ₃	678.331,68	373.082,42
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	132,33	1.323.292,46
K ₂ CO ₃	3.107,94	3.107,94
N ₂	55.387,53	55.387,53
CH ₃ OH		107.783,92
Q pemanas	5.709.014,85	
Q reaksi		6.124.238,62
Total	11.011.658,98	11.011.658,98

8. Neraca Panas Kondensor Parsial & Separator 202



Kondisi Operasi:

T_{input} kondensor	=	30°C	=	303,15 K
T_{out} kondensor	=	120°C	=	393,15 K
T_{out} fase gas separator	=	152°C	=	425,15 K
T_{out} fase cair separator	=	152°C	=	425,15 K
Treff	=	25°C	=	298,15 K

Tabel B. 31 *Heat Capacity* Komponen pada Kondensor Parsial 202

Komponen	A	B	C	D	E
N ₂	20	-3.54E-03	1.01E-05	-4.31E-09	2.59E-13
CH ₃ OH	24,2	-3.83E-02	2.45E-04	-2.17E-07	5.99E-11

(Yaws, 1998)

a. Enthalpi masuk kondensor (Q1)

$$\begin{aligned}
 N_2 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
 &\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
 &= 20 \times ((29,34 \times (393,15 - 298,15)) + \\
 &\quad \left(\frac{-3,54E-03}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \\
 &\quad \left(\frac{-1,01E-05}{3}\right) \times (393,15^3 - 298,15^3) + \\
 &\quad \left(\frac{-4,31E-09}{4}\right) \times (393,15^4 - 298,15^4) \\
 &= 56.565,15 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{CH}_3\text{OH} &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
&\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 48,19 \times ((40 \times (393,15 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{-0,04}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \left(\frac{0}{3}\right) \times \\
&\quad (393,15^3 - 298,15^3) + \left(\frac{0}{4}\right) \times \\
&\quad (393,15^4 - 298,15^4) \\
&= 112.278,87 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Tabel B. 32 Entalpi *Input* pada Kondensor Parsial & Separator 202

Komponen	m (kmol/jam)	Q1 (kJ/jam)
N ₂	20	56.565,15
CH ₃ OH	24,1	112.278,87
Jumlah	44,1	168.844,02

g. Entalpi Fase Gas Keluar Separator (Q2)

$$\begin{aligned}
\text{N}_2 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
&\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 20 \times ((29,34 \times (308,15 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{-3,54\text{E}-03}{2}\right) \times (308,15^2 - 298,15^2) + \\
&\quad \left(\frac{-1,01\text{E}-05}{3}\right) \times (308,15^3 - 298,15^3) + \\
&\quad \left(\frac{-4,31\text{E}-09}{4}\right) \times (308,15^4 - 298,15^4) \\
&= 5.815,84 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Tabel B. 33 Entalpi Keluar pada Separator 202

Komponen	m (kmol/jam)	Q2 (kJ/jam)
N ₂	20	5.815,84

h. Enthalpi Fase Cair Keluar Separator (Q3)

$$\begin{aligned}
\text{CH}_3\text{OH} &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
&\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 24,1 \times ((40 \times (308,15 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{-0,04}{2}\right) \times (308,15^2 - 298,15^2) + \left(\frac{0}{3}\right) \times \\
&\quad (308,15^3 - 298,15^3) + \left(\frac{0}{4}\right) \times (308,15^4 - \\
&\quad 298,15^4) \\
&= 10.809,13 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

i. Panas Pengembunan (Qc)

$$\begin{aligned}
\text{CH}_3\text{OH} &= Hv \times \text{massa} \\
&= 24,1 \times 48,16 \\
&= 21.618,46 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

j. Panas Dibawa Pendingin

$$\begin{aligned}
(Q1 + Qc) - (Q2 + Q3 + Qt) &= 0 \\
Qt &= (168.844,02 + 890,5) - (5.815,84 + \\
&\quad 10.809,13) \\
&= 153.109,61 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

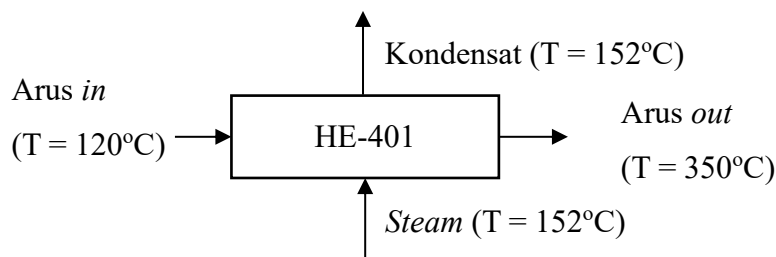
k. Kebutuhan air pendingin

$$\begin{aligned}
W \text{ pendingin} &= \frac{Q1+Qc}{4.2(40-30)} \\
&= \frac{169.734,58}{4.2(40-30)} \\
&= 4.041,30 \text{ Kg/jam}
\end{aligned}$$

Tabel B. 34 Neraca Panas Pada Kondensor Parsial dan Separator 202

Komponen	Input(kJ/jam)	Output(kJ/jam)
N ₂	56.565,15	5.815,84
CH ₃ OH	112.278,87	10.809,13
Q pengembunan	890,57	
Q pendingin		153.109,61
Total	169.734,58	169.734,58

9. Neraca Panas *Heat Exchanger* 401



Kondisi Operasi:

T_{input}	=	120°C	=	393,15 K
T_{output}	=	202,5°C	=	475,165 K
$T_{downterm input}$	=	225°C	=	528,15 K
$T_{downterm out}$	=	225°C	=	498,15 K
Treff	=	25°C	=	298,15 K

Tabel B. 35 *Heat Capacity* Komponen pada *Heat Exchanger* 401

Komponen	A	B	C	D
$C_{19}H_{36}O_2$	183,56	2,90	-6,26E-03	5,70E-06
$C_6H_{14}O_3$	111,22	1,84	-4,13E-03	3,55E-06
$C_{60}H_{110}O_6$	138,38	5,59	-2,96E-03	4,72E-07

(Yaws, 1998 & Polling, 2000)

a. Menghitung Entalpi Masuk (Q1)

$$\begin{aligned}
 C_{19}H_{36}O_2 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
 &\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
 &= 94,60 \times ((183,56 \times (393,15 - 298,15)) + \\
 &\quad \left(\frac{2,90}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \\
 &\quad \left(\frac{-6,26E-03}{3}\right) \times (393,15^3 - 298,15^3) + \\
 &\quad \left(\frac{3,55E-06}{4}\right) \times (393,15^4 - 298,15^4) \\
 &= 6.049.532,16 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
C_6H_{14}O_{3(l)} &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
&\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 19,03 \times ((111,22 \times (393,15 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{1,84}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \\
&\quad \left(\frac{-0,00413}{3}\right) \times (393,15^3 - 298,15^3) + \\
&\quad \left(\frac{0,00000355}{4}\right) \times (393,15^4 - 298,15^4) \\
&= 746.164,85 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
C_{60}H_{110}O_6 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
&\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 16,07 \times ((138,38 \times (393,15 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{5,59}{2}\right) \times (393,15^2 - 298,15^2) + \\
&\quad \left(\frac{-2,96E-03}{3}\right) \times (393,15^3 - 298,15^3) + \\
&\quad \left(\frac{4,72E-07}{4}\right) \times (393,15^4 - 298,15^4) \\
&= 2.646.584,92 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Tabel B. 36 Entalpi *Input* pada *Heat Exchanger* 301

Komponen	m (kmol/jam)	Q1 (kJ/jam)
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	94,60	6.049.532,16
C ₆ H ₁₄ O ₃	19,63	746.164,85
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	16,07	2.646.584,92
Jumlah	130,30	9.442.281,93

b. Menghitung Entalpi Keluar (Q2)

$$\begin{aligned}
C_{19}H_{36}O_2 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
&\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 94,60 \times ((183,56 \times (475,165 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{2,90}{2}\right) \times (475,65^2 - 298,15^2) +
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
& \left(\frac{-6,26E-03}{3} \right) \times (475,65^3 - 298,15^3) + \\
& \left(\frac{3,55E-06}{4} \right) \times (475,65^4 - 298,15^4) \\
= & 10.995.439,18 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3(l) &= m AT + \left(\frac{1}{2} \right) BT^2 + \left(\frac{1}{3} \right) CT^3 + \left(\frac{1}{4} \right) DT^4 + \\
& \left(\frac{1}{5} \right) ET^5 \\
= & 1,78 \times ((111,22 \times (475,65 - 298,15)) + \\
& \left(\frac{1,84}{2} \right) \times (475,65^2 - 298,15^2) + \\
& \left(\frac{-0,00413}{3} \right) \times (475,65^3 - 298,15^3) + \\
& \left(\frac{0,00000355}{4} \right) \times (475,65^4 - 298,15^4) \\
= & 1.341.297,15 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{C}_{60}\text{H}_{110}\text{O}_6 &= m AT + \left(\frac{1}{2} \right) BT^2 + \left(\frac{1}{3} \right) CT^3 + \left(\frac{1}{4} \right) DT^4 + \\
& \left(\frac{1}{5} \right) ET^5 \\
= & 16,07 \times ((138,38 \times (475,65 - 298,15)) + \\
& \left(\frac{5,59}{2} \right) \times (475,65^2 - 298,15^2) + \\
& \left(\frac{-2,96E-03}{3} \right) \times (475,65^3 - 298,15^3) + \\
& \left(\frac{4,72E-07}{4} \right) \times (475,65^4 - 298,15^4) \\
= & 4.992.358,74 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Tabel B. 37 Entalpi *Output* pada *Heat Exchanger* 401

Komponen	m (kmol/jam)	Q2 (kJ/jam)
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	94,60	10.995.439,18
C ₆ H ₁₄ O ₃	19,63	1.341.297,15
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	16,07	4.992.358,74
Jumlah	130,30	17.329.095,07

c. Menghitung Beban Pemanasan

$$\begin{aligned}
 Q_{downtherm} &= Q_2 - Q_1 \\
 &= 17.329.095,07 - 9.442.281,93 \\
 &= 7.886.813,14 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

d. Menghitung Massa *Steam* yang dibutuhkan

$$C_p \text{ Downtherm} = 2,6 \text{ kJ/kg}$$

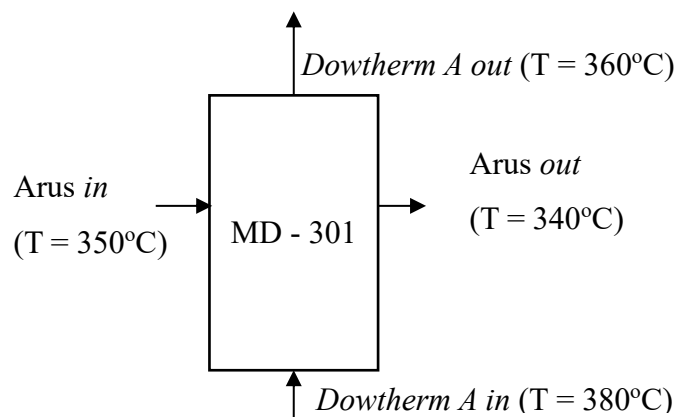
(Van Ness, 2008)

$$\begin{aligned}
 Q_{downtherm} &= m \times (H_v - H_L) \\
 m_{\text{steam}} &= \frac{Q_{downtherm}}{H_v - H_L} \\
 &= \frac{7.886.813,14}{2.749 - 640,80} \\
 &= 101.112,99 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B. 38 Neraca Panas *Heat Exchanger* 301

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	6.049.532,16	10.995.439,18
C ₆ H ₁₄ O ₃	746.164,85	1.341.297,15
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	2.646.584,92	4.992.358,74
Q pemanas	7.886.813,14	
Jumlah	17.329.095,07	17.329.095,07

10. Neraca Panas Menara Destilasi



Kondisi Operasi:

$$T_{input} = 192^{\circ}\text{C} = 465,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}
 P_{input} &= 0,10 \text{ atm} \\
 T_{reff} &= 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Tabel B. 39 *Heat Capacity* Komponen pada Menara Destilasi

Komponen	A	B	C	D	E
C ₆ H ₁₄ O ₃	-98,98	-2,53E+03	4,84E+01	-6,17E-02	2,59E-05
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	79,30	-8,32E+03	-2,30E+01	1,41E-09	3,16E-06
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	6,05	-2,45E+03	0,0	0,0	0,00E+00

(Yaws, 1998 & Polling, 2000)

a. Menentukan kondisi umpan

Menentukan kondisi umpan masuk dengan melakukan iterasi menggunakan Persamaan Antoine, dengan $Z_i \times K_i = 1$:

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + DT + ET^2 \quad (4B)$$

$$K_i = P_{sat}/P^{\circ} \quad (5B)$$

(Yaws,

1999)

Maka, didapat kondisi operasi:

$$T_{input} = 192^{\circ}\text{C} = 465,15 \text{ K}$$

$$P_{input} = 0,02 \text{ atm} = 11,4 \text{ mmHg}$$

Tabel B. 40 Hasil Perhitungan Konstanta Antoine pada Menara Destilasi

Komponen	Zi	Psat	Ki	ZiKi
C ₆ H ₁₄ O ₃	0,15	42,21	3,70	0,56
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	0,73	5,99	0,53	0,38
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	0,12	6,07	0,53	0,07
Jumlah				1

b. Menentukan Kondisi Operasi Destilat

Menentukan kondisi operasi destilat dengan melakukan iterasi menggunakan Persamaan Antoine, dengan $Z_i \times K_i = 1$:

$$\log_{10}P = A + B/T + C \log_{10}(T + D) + ET^2 \quad (4B)$$

$$K_i = P_{\text{sat}}/P^\circ \quad (5B)$$

(Yaws,

1999)

Maka, didapat kondisi operasi:

$$T_{\text{input}} = 181,70^\circ\text{C} = 454,85 \text{ K}$$

$$P_{\text{input}} = 0,01 \text{ atm} = 7,60 \text{ mmHg}$$

Tabel B. 41 Perhitungan Konstanta Antoine pada Menara Destilasi

Komponen	Zi	Psat	Ki	ZiKi
C ₆ H ₁₄ O ₃	0,17	26,38	3,47	0,60
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	0,83	3,68	0,48	0,40
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	0,00	4,61	0,61	0,00
Jumlah				1

c. Menentukan Kondisi Operasi *Bottom*

Menentukan kondisi operasi *bottom* dengan melakukan iterasi menggunakan Persamaan Antoine, dengan $Z_i \times K_i = 1$:

$$\log_{10}P = A + B/T + C \log_{10}(T + D) + ET^2 \quad (4B)$$

$$K_i = P_{\text{sat}}/P^\circ \quad (5B)$$

(Yaws,

1999)

Maka, didapat kondisi operasi:

$$T_{\text{input}} = 230^\circ\text{C} = 503,5 \text{ K}$$

$$P_{\text{input}} = 0,02 \text{ atm} = 15,20 \text{ mmHg}$$

Tabel B. 42 Perhitungan Konstanta Antoine pada Menara Destilasi

Komponen	Zi	Psat	Ki	ZiKi
C ₆ H ₁₄ O ₃	0,00012	198,12	13,03	0,00
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	0,0006	28,83	1,90	0,00
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	1,00	15,16	1,00	1,00
Jumlah				1

Kesimpulan Kondisi Operasi Menara Destilasi

Feed plate

$$\begin{aligned} T &= 192,5^{\circ}\text{C} = 465,15 \text{ K} \\ P &= 0,015 \text{ atm} = 11,40 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Destilate plate

$$\begin{aligned} T &= 181,70^{\circ}\text{C} = 454,85 \text{ K} \\ P &= 0,01 \text{ atm} = 7,60 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Bottom plate

$$\begin{aligned} T &= 230^{\circ}\text{C} = 503,15 \text{ K} \\ P &= 0,02 \text{ atm} = 15,20 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

d. Menghitung Tetapan Underwood

Kondisi Operasi:

$$\begin{aligned} T &= 192,5^{\circ}\text{C} = 465,15 \text{ K} \\ P &= 0,02 \text{ atm} = 11,4 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$\sum_i \frac{\alpha_i Z_i}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad (6B)$$

(McCabe, 2005)

Nilai $q = 0$ mengindikasikan bahwa umpan berada pada kondisi cair jenuh (*saturated liquid*). Penentuan nilai tetapan Underwood (θ) dilakukan secara iteratif menggunakan fitur Solver pada Microsoft Excel hingga persamaan Underwood terpenuhi. Berdasarkan hasil iterasi, diperoleh nilai tetapan Underwood sebesar $\theta = 3,66$. Hasil dari perhitungan dapat dilihat pada Tabel B.43:

Tabel B. 43 Hasil Perhitungan Tetapan Underwood

Komponen	Zi	Psat (mmHg)	Psat (atm)	Ki	α_i	$\alpha_i Z_i$	$\alpha_i - \theta$	$\frac{\alpha_i Z_i}{\alpha_i - \theta}$
C ₆ H ₁₄ O ₃	0,15	42,21	0,06	3,70	6,96	1,05	3,29	0,32
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	0,73	5,99	0,01	0,53	0,99	0,72	-2,68	-0,27
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	0,12	6,07	0,01	0,53	1,00	0,12	-2,67	-0,05
Jumlah						1,89	-2,05	0,00

e. Menghitung Nilai Reflux Minimum

$$R_{min} + 1 = \sum_{i=1}^n \frac{x_{D,i} \alpha_i}{\alpha_i - \theta} \quad (7B)$$

(McCabe, 2005)

Tabel B. 44 Hasil Perhitungan Nilai Reflux Minimum

Komponen	Zi	Psat (mmHg)	Psat (atm)	Ki	Zi,d	aiXd	ai - θ	Rmin+1
C ₆ H ₁₄ O ₃	0,17	42,21	0,06	5,55	0,17	0,98	2,06	0,48
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	0,83	5,99	0,01	0,79	0,83	0,66	-2,87	-0,23
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	0,00	6,07	0,01	0,80	0,00	0,00	-2,67	0,00

Diperoleh nilai rasio refluks minimum (R_{min}) sebesar 0,25. Rasio refluks operasi umumnya berada pada rentang 1,2–1,5 kali R_{min} (McCabe, 2005). Rentang ini dipilih untuk memperoleh desain yang ekonomis, yaitu dengan mempertimbangkan keseimbangan antara biaya energi dan ukuran kolom. Dengan demikian, rasio refluks operasi (R) dapat dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned} R &= 1,2 \times 0,25 \\ &= 0,31 \end{aligned}$$

f. Menghitung Lo dan V

Dari neraca massa diperoleh = 16,06 kmol/jam
laju mol destilat

$$\begin{aligned} L_o &= R \times D \\ &= 0,31 \times 16,06 \\ &= 4,97 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V &= L_o + D \\ &= 4,97 + 16,06 \\ &= 21,04 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

g. Menghitung Kebutuhan Pemanas

Kondisi Operasi:

$$\begin{aligned} T_{input} &= 152^\circ\text{C} = 425,15 \text{ K} \\ T_{steam} &= 230^\circ\text{C} = 503,15 \text{ K} \end{aligned}$$

$$T_{\text{output vapor}} = 181,7^{\circ}\text{C} = 454,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_{19}\text{H}_{36}\text{O}_2 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\ &\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\ &= 94,60 \times ((183,56 \times (475,165 - 298,15)) + \\ &\quad \left(\frac{2,90}{2}\right) \times (475,65^2 - 298,15^2) + \\ &\quad \left(\frac{-6,26E-03}{3}\right) \times (475,65^3 - 298,15^3) + \\ &\quad \left(\frac{3,55E-06}{4}\right) \times (475,65^4 - 298,15^4) \\ &= 18.395.835,91 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_{3(l)} &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\ &\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\ &= 19,63 \times ((111,22 \times (475,65 - 298,15)) + \\ &\quad \left(\frac{1,84}{2}\right) \times (475,165^2 - 298,15^2) + \\ &\quad \left(\frac{-0,00413}{3}\right) \times (475,65^3 - 298,15^3) + \\ &\quad \left(\frac{0,00000355}{4}\right) \times (475,65^4 - 298,15^4) \\ &= 2.207.217,95 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_{60}\text{H}_{110}\text{O}_6 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\ &\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\ &= 16,07 \times ((138,38 \times (475,65 - 298,15)) + \\ &\quad \left(\frac{5,59}{2}\right) \times (475,65^2 - 298,15^2) + \\ &\quad \left(\frac{-2,96E-03}{3}\right) \times (475,65^3 - 298,15^3) + \\ &\quad \left(\frac{4,72E-07}{4}\right) \times (475,65^4 - 298,15^4) \\ &= 8.608.645,39 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel B. 45 Kebutuhan Kapasitas Panas

Komponen	m (kmol/jam)	Qf
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	94,60	18.395.835,91
C ₆ H ₁₄ O ₃	19,63	2.207.217,95
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	16,07	8.608.645,39
Jumlah	130,30	29.211.699,25

h. Menghitung Panas yang Dibawa Destilat (Qd)

Kondisi Operasi:

$$T_{input} = 181^{\circ}\text{C} = 454,15 \text{ K}$$

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

$$\begin{aligned}
 C_{19}H_{36}O_2 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
 &\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
 &= 94,60 \times ((183,56 \times (454,15 - 298,15)) + \\
 &\quad \left(\frac{2,90}{2}\right) \times (454,1^2 - 298,15^2) + \\
 &\quad \left(\frac{-6,26E-03}{3}\right) \times (454,15^3 - 298,15^3) + \\
 &\quad \left(\frac{3,55E-06}{4}\right) \times (454,15^4 - 298,15^4) \\
 &= 18.395.835,91 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_6H_{14}O_{3(l)} &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
 &\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
 &= 19,63 \times ((111,22 \times (454,15 - 298,15)) + \\
 &\quad \left(\frac{1,84}{2}\right) \times (454,15^2 - 298,15^2) + \\
 &\quad \left(\frac{-0,00413}{3}\right) \times (454,15^3 - 298,15^3) + \\
 &\quad \left(\frac{0,00000355}{4}\right) \times (454,15^4 - 298,15^4)
 \end{aligned}$$

$$= 1.254.490,43 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{C}_{60}\text{H}_{110}\text{O}_6 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
 &\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
 &= 16,07 \times ((138,38 \times (454,15 - 298,15)) + \\
 &\quad \left(\frac{5,59}{2}\right) \times (454,15^2 - 298,15^2) + \\
 &\quad \left(\frac{-2,96\text{E}-03}{3}\right) \times (454,15^3 - 298,15^3) + \\
 &\quad \left(\frac{4,72\text{E}-07}{4}\right) \times (454,15^4 - 298,15^4) \\
 &= 4.640.088,83 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B. 46 Panas yang dibawa Komponen pada Destilat

Komponen	m (kmol/jam)	Qd
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	94,60	10.266.846,72
C ₆ H ₁₄ O ₃	19,63	1.254.490,43
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	16,07	4.640.088,83
Jumlah	130,30	16.161.425,99

i. Menghitung Panas yang Dibawa *Bottom* (Qw)

Kondisi Operasi:

$$T_{input} = 230^\circ\text{C} = 503,15 \text{ K}$$

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

$$\begin{aligned}
 \text{C}_{19}\text{H}_{36}\text{O}_2 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
 &\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
 &= 0,01 \times ((183,56 \times (503,15 - 298,15)) + \\
 &\quad \left(\frac{2,90}{2}\right) \times (503,15^2 - 298,15^2) + \\
 &\quad \left(\frac{-6,26\text{E}-03}{3}\right) \times (503,15^3 - 298,15^3) + \\
 &\quad \left(\frac{3,55\text{E}-06}{4}\right) \times (503,15^4 - 298,15^4) \\
 &= 1.375,38 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
C_6H_{14}O_3(l) &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
&\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 0,00 \times ((111,22 \times (503,15 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{1,84}{2}\right) \times (503,15^2 - 298,15^2) + \\
&\quad \left(\frac{-0,00413}{3}\right) \times (503,15^3 - 298,15^3) + \\
&\quad \left(\frac{0,00000355}{4}\right) \times (503,15^4 - 298,15^4) \\
&= 166,73 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
C_{60}H_{110}O_6 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
&\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 16,06 \times ((138,38 \times (503,15 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{5,59}{2}\right) \times (503,15^2 - 298,15^2) + \\
&\quad \left(\frac{-2,96E-03}{3}\right) \times (503,15^3 - 298,15^3) + \\
&\quad \left(\frac{4,72E-07}{4}\right) \times (503,15^4 - 298,15^4) \\
&= 6.337.072,18 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Tabel B. 47 Panas yang dibawa Komponen pada Bottom

Komponen	m (kmol/jam)	Qw
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	0,01	1.375,38
C ₆ H ₁₄ O ₃	0,00	166,73
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	16,06	6.337.072,18
Jumlah	25,07	6.338.614,29

j. Menghitung Kebutuhan Pemanas *Downtherm A*

$$\begin{aligned}
Q_{reboiler} &= Q_{\text{kondensor}} + Q_d + Q_w + (-Q_f) \\
&= 21.996.634,03 + 16.161.425,99 + 6.338.614,29 \\
&\quad - 29.211.699,25 \\
&= 15.284.975,06 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$T_{input} = 255^{\circ}\text{C}$$

$$T_{output} = 225^{\circ}\text{C}$$

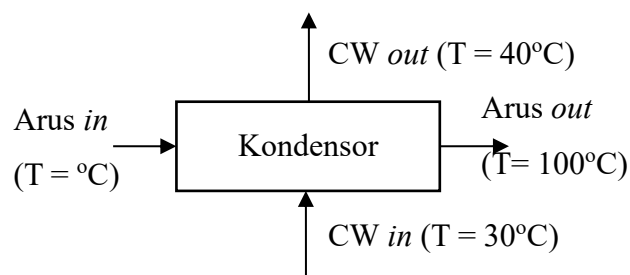
Kebutuhan panas pada *reboiler* dipenuhi menggunakan uap jenuh (*saturated vapor*) *downtherm*, dengan kondisi operasi pada temperatur 650°F (343,33°C) dan tekanan 70,73 psia (4,8 atm) berdasarkan data dari Van Ness (2005). Pada kondisi tersebut, diperoleh nilai panas laten penguapan (λ) sebesar 248,65 kJ/jam.

$$\begin{aligned} \text{Massa downterm} &= \frac{Q_{reboiler}}{\text{Panas Laten}} \\ &= \frac{15.284.975,06}{248,65} \\ &= 61.471,85 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel B. 48 Neraca Panas Menara Destilasi

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Qf	29.211.699,25	0
Qw	0	6.338.614,29
Qd	0	16.161.425,99
Qkodensor	0	15.287.260,33
Qreboiler	8.575.601,36	
Total	37.787.300,61	37.787.300,61

11. Neraca Panas Kondensor



Kondisi Operasi:

$$\begin{aligned} T_{input} &= 344,87^{\circ}\text{C} &= 704,81 \text{ K} \\ T_{output} &= 278,25^{\circ}\text{C} &= 563,35 \text{ K} \\ P_{input} &= 1 \text{ atm} &= 760 \text{ mmHg} \\ T_{output} \text{ pendingin} &= 40^{\circ}\text{C} &= 313,15 \text{ K} \\ T_{input} \text{ pendingin} &= 30^{\circ}\text{C} &= 303,15 \text{ K} \\ T_{reff} &= 25^{\circ}\text{C} &= 298,15 \text{ K} \end{aligned}$$

Tabel B. 49 *Heat Capacity* Komponen pada Kondensor

Komponen	A	B	C	D	E
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	-98.98	-2.53E+03	4.84E+01	-6.17E-02	2.59E-05
C ₆ H ₁₄ O ₃	79.30	-8.32E+03	-2.30E+01	1.41E-09	3.16E-06
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	6.05	-2.45E+03	0	0	0

Menentukan kondisi operasi destilat dengan melakukan iterasi *T bubble* menggunakan Persamaan Antoine, dengan $Z_i \times K_i = 1$:

$$\log_{10}P = A + B/T + C \log_{10}T + DT + ET^2 \quad (4B)$$

$$K_i = P_{\text{sat}}/P^\circ \quad (5B)$$

(Yaws,

1999)

Maka, didapat kondisi operasi:

$$T_{\text{input}} = 278^\circ\text{C} = 551,40 \text{ K}$$

$$P_{\text{input}} = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

Tabel B. 50 Hasil Perhitungan Persamaan Antoine pada Kondensor (*Bubble Point*)

Komponen	Zi	Psat	Ki	ZiKi
C ₆ H ₁₄ O ₃	0,73	1011,46	1,33	0,97
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	0,15	142,24	0,19	0,03
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	0,12	40,43	0,05	0,01
Jumlah				1

Menentukan kondisi operasi destilat dengan melakukan iterasi *T dew* menggunakan Persamaan Antoine, dengan $Z_i/K_i = 1$:

$$\log_{10}P = A + B/T + C \log_{10}T + DT + ET^2 \quad (4B)$$

$$K_i = P_{\text{sat}}/P^\circ \quad (5B)$$

(Yaws,

1999)

Maka, didapat kondisi operasi:

$$\begin{aligned} T_{input} &= 344,87^{\circ}\text{C} = 618,02 \text{ K} \\ P_{input} &= 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Tabel B. 51 Hasil Perhitungan Persamaan Antoine pada Kondensor (*Dew Point*)

Komponen	Zi	Psat	Ki	Zi/Ki
C ₆ H ₁₄ O ₃	0,73	6.431,74	8,46	0,09
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	0,15	770,18	1,01	0,15
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	0,12	121,82	0,16	0,77
Jumlah				1

a. Menghitung Beban Panas Kondensor

$$\begin{aligned} T_{input} &= 344,87^{\circ}\text{C} = 618,02 \text{ K} \\ T_{bubble} &= 278,25^{\circ}\text{C} = 551,40 \text{ K} \end{aligned}$$

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \quad (2B)$$

$$\int C_p \Delta T = AT + \left(\frac{1}{2}\right)BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right)CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right)DT^4 + \left(\frac{1}{5}\right)ET^5 \quad (3B)$$

(Yaws, 1998)

Tabel B. 52 *Heat Capacity Gas* Komponen pada Kondensor

Komponen	A	B	C	D	E
C ₆ H ₁₄ O ₃	-14,53	0,83	0,00	0,00	0,00
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	-44,06	2,03	0,00	0,00	0,00
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	0,20	0,00	0,00	0,00	0,00

(Yaws, 1998 & Polling, 2000)

Kondisi Operasi:

$$\begin{aligned} T_{input} &= 344,87^{\circ}\text{C} = 618,02 \text{ K} \\ T_{bubble} &= 278,25^{\circ}\text{C} = 551,40 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_{6H_{14}O_{3(l)}} &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right)BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right)CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right)DT^4 + \\ &\quad \left(\frac{1}{5}\right)ET^5 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 19,63 \times ((-14,53 \times (618,02 - 551,40)) + \\
&\quad \left(\frac{0,83}{2}\right) \times (618,02^2 - 551,40^2) + \left(\frac{0}{3}\right) \times \\
&\quad (618,02^3 - 298,15^3) + \left(\frac{0}{4}\right) \times (618,02^4 - \\
&\quad 551,40^4) + \left(\frac{0}{5}\right) \times (618,02^5 - 551,40^5) \\
&= 387.775,50 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{C}_{19}\text{H}_{36}\text{O}_2 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
&\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 94,60 \times ((-44,06 \times (618,02 - 551,40)) + \\
&\quad \left(\frac{2,03}{2}\right) \times (618,02^2 - 551,40^2) + \left(\frac{0}{3}\right) \times \\
&\quad (618,02^3 - 298,15^3) + \left(\frac{0}{4}\right) \times (618,02^4 - \\
&\quad 551,40^4) + \left(\frac{0}{5}\right) \times (618,02^5 - 551,40^5) \\
&= 4.632.510,48 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{C}_{60}\text{H}_{110}\text{O}_6 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
&\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 16,07 \times ((0,20 \times (618,02 - 551,40)) + \\
&\quad \left(\frac{0}{2}\right) \times (618,02^2 - 551,40^2) + \left(\frac{0}{3}\right) \times \\
&\quad (618,02^3 - 298,15^3) + \left(\frac{0}{4}\right) \times (618,02^4 - \\
&\quad 551,40^4) + \left(\frac{0}{5}\right) \times (618,02^5 - 551,40^5) \\
&= 2.467,80 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Tabel B. 53 Neraca Panas pada Kondensor

Komponen	m (kmol/jam)	Q
C ₆ H ₁₄ O ₃	19,63	387.775,50
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	94,60	4.632.510,48
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	16,07	2.467,80
Jumlah	130,30	5.022.753,78

b. Menghitung Beban Pengembunan

$$Q = (m \times \lambda) = \left(m \times A \times 1 - \frac{T}{T_c}^n \right) \quad (8B)$$

(Yaws, 1998)

Kondisi Operasi:

$$T_{bubble} = 278,25C = 551,40 K$$

Tabel B. 54 *Viscosity of Gas*

Komponen	A	Tc	n
C ₆ H ₁₄ O ₃	63,90	709,00	0,75
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	58,06	764,00	1,25
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	55,11	970,44	1,22

(Yaws, 1998 & Polling, 2000)

$$\begin{aligned}
 C_6H_{14}O_{3(l)} &= m \times A \times 1 - \left(\frac{T}{T_c} \right)^n \\
 &= 19,63 \times 63,90 \times \left(1 - \left(\frac{551,40}{709,00} \right)^{0,75} \right) \\
 &= 403,71 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_{19}H_{36}O_2 &= m \times A \times 1 - \left(\frac{T}{T_c} \right)^n \\
 &= 11,76 \times 58,06 \times \left(1 - \left(\frac{551,40}{764,00} \right)^{1,25} \right) \\
 &= 1.112,91 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_{60}H_{110}O_6 &= m \times A \times 1 - \left(\frac{T}{T_c} \right)^n \\
 &= 16,04 \times 55,11 \times \left(1 - \left(\frac{551,40}{970,44} \right)^{1,22} \right) \\
 &= 1.833,86 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B. 55 Beban Panas pada Pengembunan

Komponen	m (kmol/jam)	λ (kJ/mol)	Q (kJ/jam)
C ₆ H ₁₄ O ₃	19,63	20,56	403,71
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	94,60	11,76	1.112,91
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	16,07	19,75	317,24

Jumlah	130,30	52,07	1833,86
---------------	---------------	--------------	----------------

c. Menghitung Panas Pengembunan

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \quad (2B)$$

$$\int C_p \Delta T = AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \quad (3B)$$

(Yaws, 1998)

Tabel B. 56 *Heat Capacity* Komponen pada Kondensor

Komponen	A	B	C	D	E
C ₆ H ₁₄ O ₃	111,22	1,84	0,00	0,00	0,00
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	183,56	1,84	-0,01	0,00	0,00
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	138,38	5,59	0,00	0,00	0,00

Kondisi Operasi:

$$T_{input} = 278,25^\circ\text{C} = 551,40 \text{ K}$$

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

$$\begin{aligned}
C_{6H_{14}O_{3(l)}} &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 19,63 \times ((111,22 \times (551,40 - 298,15)) + \left(\frac{1,84}{2}\right) \times (551,40^2 - 298,15^2) + \left(\frac{0}{3}\right) \times (551,40^3 - 298,15^3) + \left(\frac{0}{4}\right) \times (551,40^4 - 298,15^4) + \left(\frac{0}{5}\right) \times (551,40^5 - 298,15^5)) \\
&= 2.097.244,63 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
C_{19H_{36}O_2} &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \left(\frac{1}{5}\right) ET^5
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 94,60 \times ((183,56 \times (551,40 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{1,84}{2}\right) \times (551,40^2 - 298,15^2) + \left(\frac{-0,01}{3}\right) \times \\
&\quad (551,40^3 - 298,15^3) + \left(\frac{0}{4}\right) \times (618,02^4 - \\
&\quad 298,15^4) + \left(\frac{0}{5}\right) \times (551,40^5 - 298,15^5) \\
&= 6.656.658,93 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{C}_{60}\text{H}_{110}\text{O}_6 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
&\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 16,07 \times ((0,20 \times (551,40 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{0}{2}\right) \times (551,40^2 - 298,15^2) + \left(\frac{0}{3}\right) \times \\
&\quad (551,40^3 - 298,15^3) + \left(\frac{0}{4}\right) \times (551,40^4 - \\
&\quad 298,15^4) + \left(\frac{0}{5}\right) \times (551,40^5 - 298,15^5) \\
&= 1.512.436,84 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Tabel B. 57 Panas Pengembunan pada Kondensor

Komponen	m (kmol/jam)	Q
C ₆ H ₁₄ O ₃	19,63	2.097.244,63
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	94,60	6.656.658,93
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	16,07	1.512.436,84
Jumlah	130,30	10.266.340,40

Sehingga diperoleh:

$$\begin{aligned}
Q &= Q_a + Q_c - Q_b \\
&= 5.022.753,78 + 10.266.340,40 - 1.833,86 \\
&= 15.287.260,33 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

d. Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

Kondisi Operasi: 303,15 K

$$T_{input} = 30^{\circ}\text{C} =$$

$$T_{output} = 40^{\circ}\text{C} = 313,15 \text{ K}$$

$$C_p \text{ air} = 753,51 \text{ kJ/mol}$$

(Van Ness, 2008)

$$n \text{ air} = \frac{Q}{C_p \text{ air}}$$

$$= \frac{15.287.260,33}{753,51}$$

$$= 20.288,15 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Massa air} = n \text{ air} \times \text{BM H}_2\text{O}$$

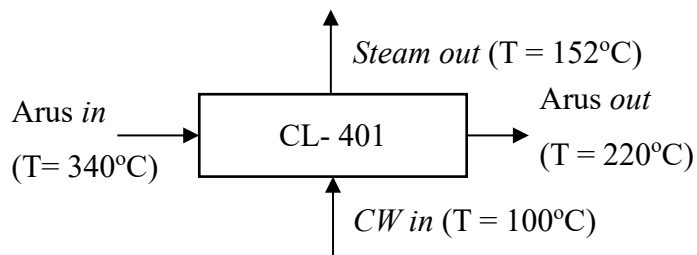
$$= 20.288,15 \times 18,01$$

$$= 365.389,52 \text{ kg/jam}$$

Tabel B. 58 Neraca Panas Pada Kondensor

Komponen	Input		Output	
	Q	Qb	Qa	Qc
C ₆ H ₁₄ O ₃	0	403,71	387.775,50	2.097.244,63
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	0	1.112,91	4.632.510,48	6656.658,93
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	0	317,24	2.467,80	1512.436,84
	15.287.260,33	1.833,86	5.022.753,78	10266.340,40
Jumlah	15.289.094,19		15.289.094,19	

12. Neraca Panas Cooler-401



Kondisi Operasi:

$$T_{input} = 230^{\circ}\text{C} = 503,15 \text{ K}$$

T <i>output</i>	=	165°C	=	438,15 K
T <i>input</i> air pendingin	=	135°C	=	408,15 K
T <i>output</i> air pendingin	=	152°C	=	425,15 K
Treff	=	25°C	=	298,15 K

Tabel B. 59 *Heat Capacity* Komponen pada Cooler 401

Komponen	A	B	C	D
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	138,38	5,59	-2,96E-03	4,72E-07

(Polling, 2000)

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \quad (2B)$$

$$\int C_p \Delta T = AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \quad (3B)$$

a. Menghitung entalpi *input* (Q1)

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \quad (2B)$$

$$\int C_p \Delta T = AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \quad (3B)$$

$$\begin{aligned}
C_{60}H_{110}O_6 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
&\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 16,08 \times ((138,38 \times (503,15 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{5,59}{2}\right) \times (503,15^2 - 298,15^2) + \\
&\quad \left(\frac{-2,96E-03}{3}\right) \times (503,15^3 - 298,15^3) + \\
&\quad \left(\frac{4,72E-07}{4}\right) \times (503,15^4 - 298,15^4)) \\
&= 6.341.578,54 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

b. Menghitung Entalpi *output* (Q2)

$$\begin{aligned}
C_{60}H_{110}O_6 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
&\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
& 16,08 \times ((138,38 \times (438,15 - 298,15)) + \\
& \left(\frac{5,59}{2}\right) \times (438,15^2 - 298,15^2) + \\
& \left(\frac{-2,96E-03}{3}\right) \times (438,15^3 - 298,15^3) + \\
& \left(\frac{4,72E-07}{4}\right) \times (438,15^4 - 298,15^4) \\
& = 4.083.016,61 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

c. Menghitung Panas yang dibawa Pendingin

$$\begin{aligned}
Q_t &= Q_1 - Q_2 \\
&= 6.341.578,54 - 4.083.016,61 \\
&= 2.258.561,93 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

d. Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

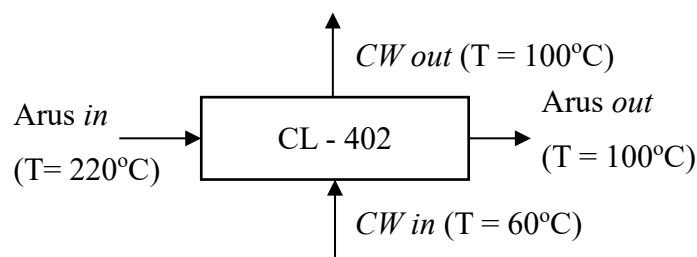
$$C_p \text{ air pendingin} = 4,2 \text{ kJ/kg} \quad (\text{Van Ness, 2005})$$

$$\begin{aligned}
M \text{ air pendingin} &= \frac{Q_t}{C_p \text{ air} (T_{\text{out air}} - T_{\text{in air}})} \\
&= \frac{2.258.561,93}{4,2 (425,15 - 408,15)} \\
&= 31.632,52 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

Tabel B. 60 Neraca Panas Cooler 401

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
$C_{60}H_{110}O_6$	6.341.578,54	4.083.016,61
Q pendinginan		2.258.561,93
Total	6.341.578,54	6.341.578,54

13. Neraca Panas Cooler 402



Kondisi Operasi:

T_{input}	=	165°C	=	438,15 K
T_{output}	=	90°C	=	363,15 K
T_{input} air pendingin	=	75°C	=	348,15 K
T_{output} air pendingin	=	135°C	=	348,15 K
Treff	=	25°C	=	298,15 K

Tabel B. 61 *Heat Capacity* Komponen pada Cooler 402

Komponen	A	B	C	D
$C_{60}H_{110}O_6$	138,38	5,59	-2,96E-03	4,72E-07

(Polling, 2000)

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \quad (2B)$$

$$\int C_p \Delta T = AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \quad (3B)$$

(Yaws, 1998)

a. Menghitung entalpi *input* (Q1)

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \quad (2B)$$

$$\int C_p \Delta T = AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \quad (3B)$$

(Yaws, 1998)

$$\begin{aligned}
 C_{60}H_{110}O_6 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
 &\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
 &= 16,08 \times ((138,38 \times (438,15 - 298,15)) + \\
 &\quad \left(\frac{5,59}{2}\right) \times (438,15^2 - 298,15^2) + \\
 &\quad \left(\frac{-2,96E-03}{3}\right) \times (438,15^3 - 298,15^3) + \\
 &\quad \left(\frac{4,72E-07}{4}\right) \times (438,15^4 - 298,15^4)) \\
 &= 4.083.016,61 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

b. Menghitung Entalpi *output* (Q2)

$$\begin{aligned}
C_{60}H_{110}O_6 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
&\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 16,08 \times ((138,38 \times (363,15 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{5,59}{2}\right) \times (363,15^2 - 298,15^2) + \\
&\quad \left(\frac{-2,96E-03}{3}\right) \times (363,15^3 - 298,15^3) + \\
&\quad \left(\frac{4,72E-07}{4}\right) \times (363,15^4 - 298,15^4) \\
&= 1.754.184,91 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

c. Menghitung Panas yang dibawa Pendingin

$$\begin{aligned}
Q_t &= Q_1 - Q_2 \\
&= 4.083.016,61 - 1.754.184,91 \\
&= 2.328.831,71 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

d. Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

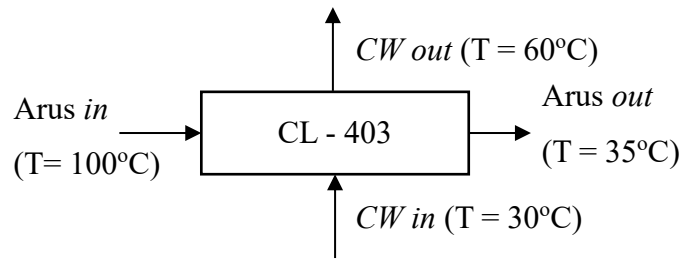
$$C_p \text{ air pendingin} = 4,2 \text{ kJ/kg} \quad (\text{Van Ness, 2005})$$

$$\begin{aligned}
M \text{ air pendingin} &= \frac{Q_t}{C_p \text{ air}(T_{\text{out air}} - T_{\text{in air}})} \\
&= \frac{2.328.831,71}{4,2 (348,15 - 408,15)} \\
&= 9.241,40 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

Tabel B. 62 Neraca Panas *Cooler* 402

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
$C_{60}H_{110}O_6$	4.083.016,61	1.754.184,91
Q pendinginan		2.328.831,71
Total	4.083.016,61	4.083.016,61

e. Neraca Panas *Cooler*-403



Kondisi Operasi:

T_{input}	=	90°C	=	363,15 K
T_{output}	=	35°C	=	308,15 K
T_{input} air pendingin	=	30°C	=	303,15 K
T_{output} air pendingin	=	75°C	=	348,15 K
Treff	=	25°C	=	298,15 K

Tabel B. 63 *Heat Capacity* Komponen pada Cooler 403

Komponen	A	B	C	D
$C_{60}H_{110}O_6$	138,38	5,59	-2,96E-03	4,72E-07

(Polling, 2000)

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \quad (2B)$$

$$\int C_p \Delta T = AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \quad (3B)$$

a. Menghitung entalpi *input* (Q1)

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \quad (2B)$$

$$\int C_p \Delta T = AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \quad (3B)$$

$$\begin{aligned}
 C_{60}H_{110}O_6 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
 &\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
 &= 16,08 \times ((138,38 \times (363,15 - 298,15)) + \\
 &\quad \left(\frac{5,59}{2}\right) \times (363,15^2 - 298,15^2) + \\
 &\quad \left(\frac{-2,96E-03}{3}\right) \times (363,15^3 - 298,15^3) + \\
 &\quad \left(\frac{4,72E-07}{4}\right) \times (363,15^4 - 298,15^4)
 \end{aligned}$$

$$= 1.754.184,91 \text{ kJ/jam}$$

b. Menghitung Entalpi *output* (Q2)

$$\begin{aligned} C_{60}H_{110}O_6 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\ &\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\ &= 16,08 \times ((138,38 \times (308,15 - 298,15)) + \\ &\quad \left(\frac{5,59}{2}\right) \times (308,15^2 - 298,15^2) + \\ &\quad \left(\frac{-2,96E-03}{3}\right) \times (308,15^3 - 298,15^3) + \\ &\quad \left(\frac{4,72E-07}{4}\right) \times (308,15^4 - 298,15^4)) \\ &= 252.968,06 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

c. Menghitung Panas yang dibawa Pendingin

$$\begin{aligned} Q_t &= Q_1 - Q_2 \\ &= 1.754.184,91 - 252.968,06 \\ &= 1.501.216,85 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

d. Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

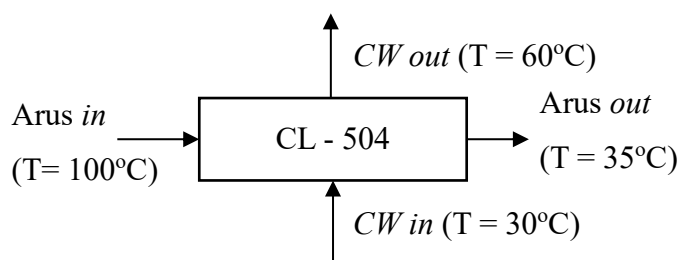
$$C_p \text{ air pendingin} = 4,2 \text{ kJ/kg} \quad (\text{Van Ness, 2005})$$

$$\begin{aligned} M \text{ air pendingin} &= \frac{Q_t}{C_p \text{ air}(T_{out} \text{ air} - T_{in} \text{ air})} \\ &= \frac{1.501.216,85}{4,2 (348,15 - 303,15)} \\ &= 7.9342,95 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel B. 64 Neraca Panas *Cooler* 403

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
$C_{60}H_{110}O_6$	1.754.184,91	252.968,06
Q pendinginan	0	1.501.216,85
Total	1.754.184,91	1.754.184,91

f. Neraca Panas *Cooler* 504



Kondisi Operasi:

T_{input}	=	100°C	=	373,15 K
T_{output}	=	35°C	=	308,15 K
T_{input} air pendingin	=	30°C	=	303,15 K
T_{output} air pendingin	=	40°C	=	303,15 K
Treff	=	25°C	=	298,15 K

Tabel B. 65 *Heat Capacity* Komponen pada *Cooler* 404

Komponen	A	B	C	D
$C_{19}H_{36}O_2$	183,56	2,9	-6,26E-03	5,70E-06
$C_6H_{14}O_3$	111,22	1,84	-4,13E-03	3,55E-06
$C_{60}H_{110}O_6$	138,38	5,59	-2,96E-03	4,72E-07

(Yaws, 1998 & Polling, 2000)

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \quad (2B)$$

$$\int C_p \Delta T = AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \quad (3B)$$

(Yaws, 1998)

a. Menghitung entalpi *input* (Q1)

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \quad (2B)$$

$$\int C_p \Delta T = AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \quad (3B)$$

$$C_{19}H_{36}O_2 = m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \left(\frac{1}{5}\right) ET^5$$

$$\begin{aligned}
&= 94,59 \times ((183,56 \times (373,15 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{2,9}{2}\right) \times ((373,15^2 - 298,15^2) + \left(\frac{-6,26E-06}{3}\right) \times \\
&\quad ((373,15^3 - 298,15^3) + \left(\frac{5,70E-06}{4}\right) \times \\
&\quad (373,15^4 - 298,15^4)) \\
&= 4.731.652,72 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
&\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 19,63 \times ((111,22 \times (373,15 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{1,8}{2}\right) \times ((373,15^2 - 298,15^2) + \left(\frac{-4,12E-02}{3}\right) \times \\
&\quad ((373,15^3 - 298,15^3) + \left(\frac{3,55E06}{4}\right) \times \\
&\quad (373,15^4 - 298,15^4)) \\
&= 585.272,25 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{C}_{60}\text{H}_{110}\text{O}_6 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
&\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
&= 0,00 \times ((138,38 \times (363,15 - 298,15)) + \\
&\quad \left(\frac{5,59}{2}\right) \times ((373,15^2 - 298,15^2) + \left(\frac{-2,96E-03}{3}\right) \times \\
&\quad ((373,15^3 - 298,15^3) + \left(\frac{4,72E-07}{4}\right) \times \\
&\quad (373,15^4 - 298,15^4)) \\
&= 204,52 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Tabel B. 66 Entalpi *Input* pada *Cooler* 404

Komponen	m (kmol/jam)	Q1 (kJ/jam)
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	94,59	4.731.652,72
C ₆ H ₁₄ O ₃	19,63	585.272,25
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	0,00	204,52
Jumlah	114,22	5.316.924,98

b. Menghitung Entalpi *output* (Q2)

$$\begin{aligned}
 \text{C}_{19}\text{H}_{36}\text{O}_2 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
 &\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
 &= 94,59 \times ((183,56 \times (308,15 - 298,15)) + \\
 &\quad \left(\frac{2,9}{2}\right) \times ((308,15^2 - 298,15^2) + \left(\frac{-6,26E-06}{3}\right) \times \\
 &\quad ((308,15^3 - 298,15^3) + \left(\frac{5,70E-06}{4}\right) \times \\
 &\quad (308,15^4 - 298,15^4)) \\
 &= 611.216,95 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
 &\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
 &= 19,63 \times ((111,22 \times (308,15 - 298,15)) + \\
 &\quad \left(\frac{1,8}{2}\right) \times ((308,15^2 - 298,15^2) + \left(\frac{-4,12E-02}{3}\right) \times \\
 &\quad ((308,15^3 - 298,15^3) + \left(\frac{3,55E06}{4}\right) \times \\
 &\quad (308,15^4 - 298,15^4)) \\
 &= 76.240,99 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{C}_{60}\text{H}_{110}\text{O}_6 &= m AT + \left(\frac{1}{2}\right) BT^2 + \left(\frac{1}{3}\right) CT^3 + \left(\frac{1}{4}\right) DT^4 + \\
 &\quad \left(\frac{1}{5}\right) ET^5 \\
 &= 16,07 \times ((138,38 \times (308,15 - 298,15)) + \\
 &\quad \left(\frac{5,59}{2}\right) \times (308,15^2 - 298,15^2) + \\
 &\quad \left(\frac{-2,96E-03}{3}\right) \times (308,15^3 - 298,15^3) + \\
 &\quad \left(\frac{4,72E-07}{4}\right) \times (308,15^4 - 298,15^4)) \\
 &= 25,28 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B. 67 Entalpi *Output* pada *Cooler* 404

Komponen	m (kmol/jam)	Q2 (kJ/jam)
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	94,59	611.216,95
C ₆ H ₁₄ O ₃	19,63	76.240,99
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	0,00	25,28
Jumlah	114,22	687.457,94

c. Menghitung Panas yang dibawa Pendingin

$$\begin{aligned}
 Q_t &= Q_1 - Q_2 \\
 &= 5.316.924,98 - 687.457,94 \\
 &= 4.629.467,04 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

d. Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

$$C_p \text{ air pendingin} = 4,2 \text{ kJ/kg} \quad (\text{Van Ness, 2005})$$

$$\begin{aligned}
 M \text{ air pendingin} &= \frac{Q_t}{C_p \text{ air} (T_{\text{out air}} - T_{\text{in air}})} \\
 &= \frac{4.629.467,04}{4,2 (313,15 - 303,15)} \\
 &= 110.225,41 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B. 68 Neraca Panas *Cooler* 404

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	4.731.652,72	611.216,95
C ₆ H ₁₄ O ₃	585.272,25	76.240,99
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	204,52	25,28
Q pendingin		4.629.467,04
Jumlah	1.214.016,40	1.214.016,40

LAMPIRAN C SPESIFIKASI ALAT

1. Tangki Penyimpanan Metil Oleat

Kode Alat : T-102
Fungsi : Menyimpan Metil Oleat

a. Memilih Tipe Tangki

Waktu penyimpanan : 30 Hari (Bahan Baku Impor)
Fase produk : Cair
Kondisi operasi
Suhu : 30°C
Tekanan : 1 atm

Berdasarkan keterangan diatas, maka digunakan tangki penyimpanan dengan tangki silinder tegak dengan dasar datar (*flat bottom*) dan bagian atas berbentuk kerucut (*conical roof*). Jenis *conical roof* dipilih karena beberapa pertimbangan yang disajikan pada Tabel C.1:

Tabel C. 1 Kriteria Penyimpanan di Tangki *Fixed (Conical Roof)*

Keterangan	Kondisi Aktual	Kondisi yang diizinkan
Fase produk	Cair	Cair
Waktu penyimpanan	30 hari	Maks. 30 hari
Tekanan	1 atm	Maks. 1,197 atm
Suhu	30°C	-20°C – 45°C

(Ulrich & Eppinger, 1984)

Pemilihan tangki *flat bottom* dengan *conical roof* didasarkan pada kemudahan konstruksinya yang menjadikannya lebih ekonomis dibandingkan desain lainnya. Selain itu, tangki tersebut cocok digunakan untuk kapasitas penyimpanan yang besar (diameter ≥ 45 ft) dan dapat dilengkapi sistem *floating roof* guna mengantisipasi terjadinya ekspansi (Brownell & Young, 1959).

b. Memilih Bahan Konstruksi Tangki

Dalam perancangan ini, material konstruksi tangki penyimpanan metil oleat dipilih menggunakan *Stainless Steel* SS 304 (SA-240 Type 304). Pemilihan material

ini didasarkan pada ketahanannya yang baik terhadap korosi dan oksidasi sehingga dapat menjaga kualitas metil oleat selama penyimpanan. Selain itu, SS304 memiliki sifat mekanik yang baik dengan *ultimate tensile strength* sebesar 75.000 psi, sehingga mampu menahan beban operasi dan berat fluida yang disimpan. Material ini juga mudah difabrikasi dan dilas, memiliki umur pakai yang panjang, serta banyak digunakan dalam industri kimia dan oleokimia karena keandalannya dan biaya yang relatif ekonomis.

c. Menghitung Dimensi Tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu Penyimpanan} &= 30 \text{ Hari (Bahan Baku Impor)} \\
 \text{Laju Alir per jam} &= 21.167,54 \text{ kg/jam} \\
 \text{Kapasitas 1 tangki} &= \text{Laju alir} \times 24 \text{ jam} \times 30 \text{ hari} \\
 &= 22.152,16 \times 24 \times 30 \\
 &= 15.240.630,69 \text{ kg/bulan} \\
 \rho \text{ pada suhu } 30^{\circ}\text{C} &= 866,67 \text{ kg/L} \\
 &= 1.910,70 \text{ lbm/ft}^3 \\
 \text{Volume tangki aktual} &= \frac{\text{kapasitas tangki}}{\text{densitas}} \\
 &= \frac{15.240.630,69}{866,67} \\
 &= 17.585,01 \text{ kg/bulan} \\
 &= 127.621 \text{ barrel} \\
 \text{Faktor keamanan} &= 20\% \\
 \text{Volume tangki desain} &= 20\% \times \text{Volume tangki aktual} \\
 &= 20\% \times 127.621 \text{ barrel} \\
 &= 153.145 \text{ barrel/3 jumlah tangki} \\
 &= 51.048 \text{ barrel}
 \end{aligned}$$

d. Menghitung diameter pada tangki

Persamaan (Brownell & Young, 1959)

$$D = 4H \left(\frac{c_1}{c_2 + c_3 + c_4 + c_5} \right)$$

Dimana :

$$c_1 = \text{harga dinding (shell)} = 2c_2$$

$$c_2 = \text{harga bagian dasar (bottom)} = c_2$$

$$c3 = \text{harga atap (roof)} = 2c2$$

$$c4 = \text{biaya pondasi} = 0$$

$$c5 = \text{harga tanah} = 0$$

Sehingga, persamaan untuk menghitung tangki:

$$D = 4H \left(\frac{2c265}{c2+c3+c4+c5} \right) = \frac{8}{3}$$

Dimana :

D = diameter

H = tinggi

$$V = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H = \frac{1}{4} \times \pi \times \left(\frac{8}{3} H \right)^2 \times H$$

Jadi, hubungan antara diameter dan tinggi tangga menurut Brownell & Young, 1959:

$$\begin{aligned} V &= 53.423 \text{ barrel} \\ H &= V \times \frac{4}{3,14} \times \frac{9}{64} \\ &= 53.423 \times \frac{4}{3,14} \times \frac{9}{64} \\ &= 9,57 \text{ ft} \\ D &= \frac{8}{3} \times H \\ &= \frac{8}{3} \times 9,57 \\ &= 25,52 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menggunakan ukuran diameter dan standar pada buku (Brownell & Young, 1997)

$$\begin{aligned} H &= 60 \text{ ft} \\ D &= 80 \text{ ft} \\ r &= 40 \text{ ft} \\ \text{Jumlah } course &= 10 \\ \text{Kapasitas rancangan} &= 51.048 \text{ barrel} \\ \text{Kapasitas maksimum} &= 53.720 \text{ barrel} \\ \text{Kapasitas per ft} &= 895 \text{ barrel} \\ \text{Butt-welded course} &= 72 \text{ in} \\ &= 6 \text{ ft} \end{aligned}$$

e. Menghitung Tebal Dinding Tangki

H	=	10 ft	=	720 in
D	=	80 ft	=	960 in
r	=	40 ft	=	18.89 in
Jumlah <i>course</i>	=	10		

Lebar *plate* yang digunakan untuk data diatas dengan jumlah *course* 10 memiliki perbedaan ketebalan. Bahan yang dipilih *Stainless Steel* SS 304 (SA-240 Type 304). Dengan karakteristik sebagai berikut:

E	=	0,800	Tabel 13.2 (Brownell, 1959)
c	=	0,125	(Brownell, 1959)
f	=	18.750 lb/in	Appendix D (Brownell, 1959)

$$t = \frac{pd}{2fE} + c \quad \text{Persamaan 3.16 (Brownell, 1959)}$$

Dimana:

t = ketebalang *shell* (in)

p = tekanan (psi)

d = diameter dalam (in)

f = *allowable working stress* (psi)

E = *joint efficiency*

c = *corrosion allowance* (in)

$$\begin{aligned} t &= \frac{pd}{2fE} + c \\ &= \frac{16,16 \times 960}{2 \times 18.750 \times 0,800} + 0,125 \\ &= 0,642 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 5.5 (Brownell, 1959), maka dipilih tebal *shell* standar $\frac{5}{8}$ inch atau 0,625 inch

f. Menghitung Panjang *Plate*

Direncanakan 10 *plate* tiap *course*

$$\begin{aligned} \text{Allowance untuk vertical} &= \frac{5}{32} \quad (\text{Brownell, 1959}) \\ \text{welded joint} \end{aligned}$$

$$\text{Lebar } course = 6 \text{ ft} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$t = 0,0001650 (H - 1)D + c \quad \text{Persamaan 3.16 (Brownell, 1959)}$$

Maka, didapatkan hasil perhitungan pada Tabel C.2:

Tabel C. 2 Panjang *Plate*

<i>Course</i>	H	D	ts	Standar ts	L
1	60	80	38,02	0,25	25,11
2	54	80	34,17	0,35	25,12
3	48	80	30,31	0,54	25,12
4	42	80	26,46	0,73	25,13
5	36	80	22,61	0,91	25,13
6	30	80	18,75	0,25	25,11
7	24	80	14,90	1,10	25,14
8	18	80	11,04	1,29	25,14
9	12	80	7,19	1,47	25,15
10	6	80	3,34	1,66	25,15

g. Menghitung Tinggi *Head* Tangki

$$T_a = 0,1875 \text{ in} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$D = 80 \text{ ft}$$

$$P = 16,165 \text{ psi}$$

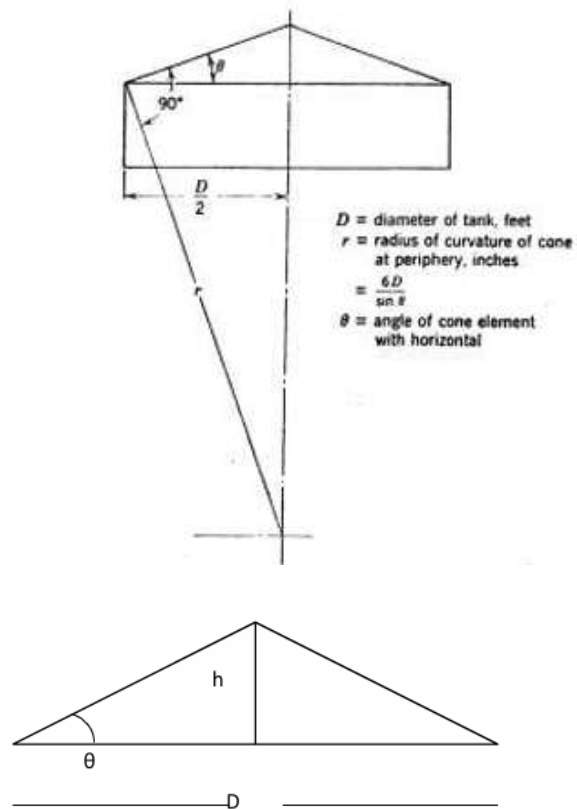
$$\sin \theta = \frac{D}{1000t} \sqrt{\frac{P}{6}} \quad \text{Persamaan 4.5 (Brownell, 1959)}$$

$$= \frac{80}{1000 \times 0,1875} \sqrt{\frac{16,165}{6}}$$

$$= 0,700$$

$$\theta = 44,454^\circ$$

Sehingga, tinggi *head* ditentukan sebagai berikut:



$$\begin{aligned} \tan \theta &= \frac{h}{D/2} \\ h &= D/2 \times \tan \theta \\ h &= 80/2 \times \tan 44,454^\circ \\ h &= 39,24 \text{ ft} \\ &= 11,96 \text{ m} \end{aligned}$$

h. Menghitung Tebal *Head* Tangki

$$\begin{aligned} \theta &= 44,454 \\ \cos \theta &= 0,77138 \\ D &= 960 \text{ in} \\ f &= 18.750 \text{ lb/in} && \text{Appendix D (Brownell, 1959)} \\ E &= 0,8000 && (\text{Brownell, 1959}) \\ P &= 16,1655 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$t = \frac{pd}{2 \cos \alpha (fE - 0,6p)} \quad \text{Persamaan 6.154 (Brownell, 1959)}$$

$$= \frac{16,1655 \times 960}{2 \times 0,771 \times (18.750 - 0,6 \times 16,1655)}$$

$$= 0,850 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 5.5 (Brownell, 1959), maka dipilih tebal *shell* standar $\frac{3}{4}$ inch atau 0,75 inch

i. Tinggi Tangki

$$\begin{aligned} h &= \text{Tinggi tangki} + \text{Tinggi Head} \\ &= 60 \text{ ft} + 39,34 \text{ ft} \\ &= 99,24 \text{ ft} \\ &= 30,24 \text{ m} \end{aligned}$$

Tabel C. 3 Spesifikasi Tangki 101

Spesifikasi Tangki T-101		
Volume	51,05	barrel
Tinggi Tangki	9,14	ft
	2,79	m
<i>Outside</i> Diameter	24,39	ft
	7,43	m
<i>Inside</i> Diameter	24,33	ft
	7,42	m
Jumlah <i>Course</i>	Course 10	
Tinggi <i>Head</i>	39,25	ft
	11,96	m
Tebal <i>Head</i>	0,75	in
	0,02	m
Suhu	33,00	°C
	306,15	K
Tekanan	1,10	atm
	16,16	psi
Jumlah Tangki	3	buah

2. Silo K₂CO₃

1. Sifat Bahan

Fasa	: Kristal	
Densitas	: 2,43 g/cm ³ pada suhu 20-25°C	
Kelarutan	: Sangat larut dalam air	
Titik leleh	: 819°C	(Rasmi, 2024)

2. Kapasitas Tangki

Durasi	: 14 hari
Penyimpanan	: 24 jam

3. Kondisi Operasi

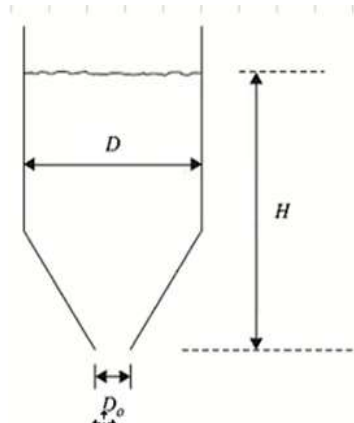
Suhu operasi	: 30°C
Suhu desain	: 33°C
Tekanan operasi	: 1 atm
Tekanan desain	: 1,1 atm

4. Menentukan Ukuran Silo

Laju alir	= 74,74 kg/jam	
Kapasitas Tangki	= Laju alir × 14 hari × 24 jam	
	= 207 × 14 × 24	
	= 25.115,9 kg/14 hari	
Jumlah Silo	: 1 buah	
Waktu tinggal	: 1,1 atm	
Faktor keamanan	: 20%	(Rules of thumb, Walas)
Laju alir volumetrik	= $\frac{\text{Laju alir}}{\text{Densitas}}$	
	= $\frac{25.115,9}{2.430}$	
	= 10,33 m ³	
Volume silo	= Laju alir volumetrik × $\frac{\text{waktu tinggal}}{80\%}$	
	= 10,33 × $\frac{4 \text{ jam}}{80\%}$	
	= 2,06 m ³	

$$= 73 \text{ ft}^3$$

5. Menentukan Dimensi Silo



$$H > D$$

$$H = 2D$$

Halaman 954 (Towler, 2013)

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

$$h = \frac{\tan \theta (D - d)}{2}$$

$$V_c = \frac{\pi h}{12} (D^2 + D \times d + d^2)$$

Halaman 627 (Wallas, 1988)

Untuk menentukan *outside* diameter pada persamaan diatas menggunakan Persamaan 18.21 (Towler, 2013).

$$D_o = \left(\frac{m}{C' \rho_b \sqrt{g}} \right)^{0,4} + k d_p$$

Dimana:

m = laju alir massa (kg/jam)

C' = konstanta (0,585)

ρ_b = densitas (kg/m³)

d_p = diameter partikel (m)

g = percepatan gravitasi (m/s²)

k = 1,5 (untuk bentuk *sphere*)

D_o = diameter ujung konis (m)

$$D_o = \left(\frac{m}{C' \rho_b \sqrt{g}} \right)^{0,4} + k d_p$$

$$= \left(\frac{74,75}{0,0585 \times 2.430 \sqrt{9,81}} \right)^{0,4} + 1,5 \times 0,00001$$

$$D_o = d = 2,59 \text{ m}$$

$$V_c = \frac{\pi h}{12} (D^2 + DD_o + D_o^2) \quad (\text{Wallas, 1988})$$

$$V_c = \frac{\pi h}{12} (D^2 + DD_o + D_o^2)$$

$$V_c = 0,075 (D^2 + 2,59D + 2,59^2)$$

$$= 0,075 (D^2 + 2,59D + 6,73)$$

$$V_c = 0,075D^3 - 1,32$$

Menentukan ID dan tinggi *shell*

$$V_{total} = V_{shell} + V_{conis}$$

$$73,00 = \frac{\pi}{2} \times D^3 + 0,075 \times D^3 - 1,32$$

$$D^3 = \frac{\frac{73,00}{0,075} \times 2,59^3}{\frac{3,14}{4}}^{1/3}$$

$$ID = D = 26,97 \text{ ft}$$

$$= 8,22 \text{ m}$$

$$H_s = 2 \times ID$$

$$= 2 \times 8,22$$

$$= 16,44 \text{ m}$$

$$= 53,94 \text{ ft}$$

Menentukan volume *cone*:

$$V_c = 0,075 \times D^3 - d^3$$

$$= 0,075 \times 8,22^3 - 2,59^3$$

$$= 40,64 \text{ m}^3$$

$$= 1.435,47 \text{ ft}^3$$

Menentukan tinggi *cone* (h) dan tinggi total (HT)

$$h = 0,28 \times (D - d)$$

$$= 0,28 \times (8,22 - 2,59)$$

$$= 1,6 \text{ m}$$

$$= 53,94 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 H_t &= H_s + h \\
 &= 16,44 + 1,6 \\
 &= 18,06 \text{ m} \\
 &= 59,26 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

6. Tekanan Dinding Silinder Silo

Direncanakan menggunakan bahan *carbon steel* SA-283 *grade C*, dari table 13.1 (Brownell, 1959) diperoleh data:

<i>Allowable working stress</i>	= 12.650 psi	
E	= 0,8	Tabel 13.2 (Brownell, 1959)
f	= 0,125	(Timmerhaus, 1958)
Rencana umur alat	= 5 tahun	

Tinggi padatan di dalam silo

$$\begin{aligned}
 H &= 80\% \times H_t \\
 &= 80\% \times 18,06 \\
 &= 14,45 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P \text{ hidrostatik} &= \rho \times g \times H \\
 &= 2430 \times 9,8 \times 14,45 \\
 &= 344.169 \text{ Pa} \\
 &= 49,91 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P \text{ operasi} &= P \text{ penyimpanan} + P \text{ hidrostatik} \\
 &= 14,7 + 49,91 \\
 &= 64,61 \text{ psi} \\
 &= 4,39 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 10\%$$

$$\begin{aligned}
 P \text{ desain} &= 4,39 \times 10\% \\
 &= 4,83 \text{ atm} \\
 &= 71,07 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

7. Tebal Dinding Silo

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{PD}{2SE-P} + C \\
 &= \frac{71,07 \times 98,64}{2 \times 12.650 \times 0,80 - 71,07} + 0,125 \\
 &= 0,472 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 5.5 (Brownell, 1959), maka dipilih tebal *shell* standar $\frac{1}{5}$ inch atau 0,50 inch

Tabel C. 4 Spesifikasi Silo

Spesifikasi Silo		
Volume	2,07	m ³
	2067,16	L
Tinggi Tangki	73,00	ft
	18,07	m
	59,27	ft
OD	26,99	m ²
	88,57	ft ²
ID	26,97	m ²
	8,22	ft ²
Tinggi <i>Cone</i>	1,62	m
	5,33	ft
Tebal <i>Shell</i>	0,47	in
	0,01	m
Tekanan	4,84	

3. Pompa Trimetilolpropana

Fungsi : Mengalirkan trimetilolpropana ke *mixer*

1. Menghitung Densitas

Tabel C. 5 Konstanta Densitas Komponen pada Pompa

Komponen	A	B	n	Tc (K)
C ₆ H ₁₄ O ₃	0,3225	0,2589	0,1575	709

(Yaws, 1998)

$$\rho = A \times B^{-\left(1\frac{T}{T_c}\right)^n} \quad (\text{Yaws, 1998})$$

Tabel C. 6 Hasil Perhitungan Densitas Komponen pada Pompa

Komponen	T	ρ	Massa (kmol/jam)	V (L/jam)
C ₆ H ₁₄ O ₃	393,15	1,059	35,69	33,68

$$\text{Densitas Campuran} = \frac{\text{massa}}{V}$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{35,69}{33,68} \\
&= 1,05 \text{ g/cm}^3 \\
&= 1059,7 \text{ kg/m}^3 \\
&= 66,15 \text{ lb/ft}^3
\end{aligned}$$

2. Menghitung Viskositas

Tabel C. 7 Konstanta Viskositas Komponen pada Pompa

Komponen	A	B	C	D
C ₆ H ₁₄ O ₃	-4,045	2172,6	0,00	0,00

(Yaws, 1998)

$$\log_{10} n_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + CT^2 \quad (\text{Yaws, 1998})$$

Komponen	log μ	μ	xi	xi μ
C ₆ H ₁₄ O ₃	1,48	30,28	1,00	30,28

$$\begin{aligned}
\text{Viskositas Campuran} &= x_1 \ln \mu_1 \\
&= 1,00 \times \text{LN } 30,28 \\
&= 30,27 \text{ cP} \\
&= 0,020 \text{ lb/s}
\end{aligned}$$

3. Menghitung Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned}
\text{Laju alir} &= 5.268,59 \text{ kg/jam} \\
&= 3,22 \text{ lb/s}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Laju alir volumetrik} &= \frac{\text{laju alir}}{\text{densitas}} \\
&= \frac{5.268,59}{1059,7} \\
&= 4,97 \text{ kg/jam} \\
&= 0,00304 \text{ lb/s}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Debit aliran volume} &= \frac{\text{laju alir}}{\text{densitas}} \times \frac{1}{3600} \\
&= \frac{5.268,59}{1059,7} \times \frac{1}{3600}
\end{aligned}$$

$$= 0,001381 \text{ m}^3/\text{s}$$

4. Diameter Optimum Pompa

Asumsi = Aliran turbulen

Menurut Timmerhaus (1991), untuk aliran turbulen menggunakan pipa baja dengan rumus diameter optimum:

$$D_{i,opt} = 3,9q_f^{0,45}\rho^{0,13}$$

Jadi, dapat dihitung:

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 3,9q_f^{0,45}\rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,048^{0,45} \times 66,15^{0,13} \\ &= 1,72 \text{ in} \\ &= 0,143 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menggunakan diameter standar berdasarkan (Brownell, 1959):

$$\text{Nominal size} = 1,72 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1,66 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1,5 \text{ in}$$

$$\text{Ketebalan} = 0,16 \text{ in}$$

$$\text{Inside section area} = 1,28 \text{ in}$$

Persamaan Kontinuitas

$$Q = Av$$

$$V = \frac{Qf}{A}$$

$$\begin{aligned} V &= \frac{Qf}{A} \\ &= \frac{0,05}{0,008} \\ &= 6,03 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho v D}{\mu} \\ &= \frac{1,5 \times 6,03 \times 66,15}{0,020} \\ &= 29.434 \text{ (memenuhi asumsi turbulen)} \end{aligned}$$

5. Fraktor Friksi pada Pompa

- Untuk menghitung faktor friksi menggunakan diagram Moody pada buku (Geankopolis, 1993), didapatkan f sebesar 0,032822.
- Jenis pipa yang digunakan berdasarkan buku (Coulson, 1974), yaitu *commercial pipe stainless steel 304* dengan *absolute roughness* 0,046.

$$\begin{aligned}
 \text{Relative roughness} &= \frac{\varepsilon}{D} \\
 &= \frac{0,046}{38,1\text{mm}} \\
 &= 0,0012 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

6. Fitting pada Pipa

Data L/D diperoleh dari Appendix C-2a -C-2b, Foustt (1980):

Tabel C. 8 <i>Fitting</i> pada Pipa			
Komponen	Jumlah	Le/D	Le (ft)
Pipa lurus vertikal	2	-	6,56
Pipa lurus horizontal	3	-	6,56
<i>Elbow 90°C</i>	3	30	11,25
<i>Gate valve (fully open) conventional</i>	1	13	1,62
<i>Check valve (fully open) conventional</i>	1	135	16,87
<i>Sharp edge entrance (k=0,5)</i>	1	26	3,25
<i>Rounded exit (k=1)</i>	1	51	6,37
Total			52,49

$$\Sigma F = \frac{f \cdot Le \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot D} = 1,179 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}} \quad (\text{Foust, 1980})$$

$$\begin{aligned}
 \Sigma F &= \frac{0,032 \times 52,49 \times 6,03}{2 \times 32,174 \times 0,125} \\
 &= 7,803 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

7. Menghitung Energi Potensial

$$\begin{aligned}
 Z_1 &= 0,30 \text{ m} = 1 \text{ ft} \\
 Z_2 &= 2 \text{ m} = 6,56 \text{ ft} \\
 \Delta Z &= 1,69 \text{ m} = 5,56 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

8. Menghitung Tekanan pada Pompa

$$\begin{aligned}
 P_{\text{ruang}} &= P_2 &= 1 \text{ atm} &= 2.116,22 \text{ lb/ft}^2 \\
 P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times \frac{32,2}{32,2} \times Z_2 - Z_1 \\
 &= 66,15 \times \frac{32,2}{32,2} \times 6,56 - 1 \\
 &= 367,94 \text{ lb/ft}^2 \\
 P_1 &= P_{\text{ruang}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 2.116,22 + 367,94 \\
 &= 2.484,16 \text{ lb/ft}^2 \\
 &= 1,17 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

9. Menghitung Tenaga Pompa

Persamaan Bernoulli

$$\begin{aligned}
 -W_f + \frac{P_1}{\rho} + \frac{z_1 \cdot g}{g_c} + \frac{v_1^2}{2ag_c} &= \frac{P_2}{\rho} + \frac{z_2 \cdot g}{g_c} + \frac{v_2^2}{2ag_c} + \sum F \\
 -W_f &= \frac{P_1 - P_2}{\rho} + \frac{(z_2 - z_1)g}{g_c} + \frac{(v_1^2 - v_2^2)}{2ag_c} + \sum F
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan Persamaan Bernoulli didapatkan tenaga pompa sebesar 13,36

10. Menghitung *Static Head*

Fluida dialirkan oleh pompa dari ketinggian 1 ft menuju *mixer* dengan ketinggian 6,56 ft.

$$\begin{aligned}
 g &= 32,2 \text{ ft/s}^2 \\
 \text{Static Head} &= (z_2 - z_1) \frac{g}{g_c} \\
 &= (6,56 - 1) \frac{32,2}{32,17} \\
 &= 5,56 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

11. Menghitung *Pressure Head*

$$\begin{aligned}
 P_{\text{fluida tetap}} &= 4.655,6 \text{ lb/ft}^2 \\
 \text{Densitas fluida} &= 66,15 \text{ lb/ft}^3 \\
 P_{\text{head}} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} \\
 &= \frac{4.655,6 - 4.655,6}{66,15} \\
 &= 0 \text{ lb/ft}^2
 \end{aligned}$$

12. Menghitung *velocity head*

Pipa memiliki ukuran yang sama di setiap titik dan kecepatan fluida melalui pipa dianggap sama di setiap titik dalam pipa sehingga dianggap tidak terjadi perubahan kecepatan fluida di dalam pipa, maka persamaannya dapat dituliskan sebagai berikut:

$$Velocity\ head = \frac{\Delta v^2}{2ag_c} = 0$$

13. Menghitung Tenaga Pompa dan Motor Aktual

$$\begin{aligned} P &= \frac{(-wf) \times Qf \times \rho}{550} \\ &= \frac{13,36 \times 0,053 \times 66,15}{550} \\ &= 0,08\text{ HP} \end{aligned}$$

Berdasarkan grafik 10.62 (Coulson, 1999), Ketika kapasitas pompa 5,46 m³. Maka diperoleh efisiensi sebesar 30%.

$$\begin{aligned} P\text{ aktual} &= \frac{BHP\ teoritis}{\eta} \\ &= \frac{0,08}{30\%} \\ &= 0,287\text{ HP} \\ &= 0,214\text{ kW} \end{aligned}$$

$$\text{Dengan tenaga pompa} = 0,287\text{ HP}$$

$$\text{Efisiensi} = 80\%$$

$$\text{W motor} = 0,359\text{ HP}$$

14. Pemilihan Bahan dan Jenis Pompa

Alasan Pemilihan Pompa:

Dalam Perancangan ini dipilih pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Viskositas fluida 30 cP masih dapat ditangani dengan baik tanpa perlu pompa *displacement*.
- Efisiensi cukup baik untuk fluida viskositas rendah–sedang.
- Kapasitas alir 2,86 m³/h sesuai untuk *head* rendah.

- Konstruksi sederhana, mudah dalam perawatan, dan biaya operasional relatif rendah.
- Mampu bekerja pada head rendah hingga menengah dengan performa yang stabil.
- Banyak tersedia di pasaran sehingga memudahkan pengadaan dan penggantian suku cadang.

Menentukan Bahan Konstruksi Pompa:

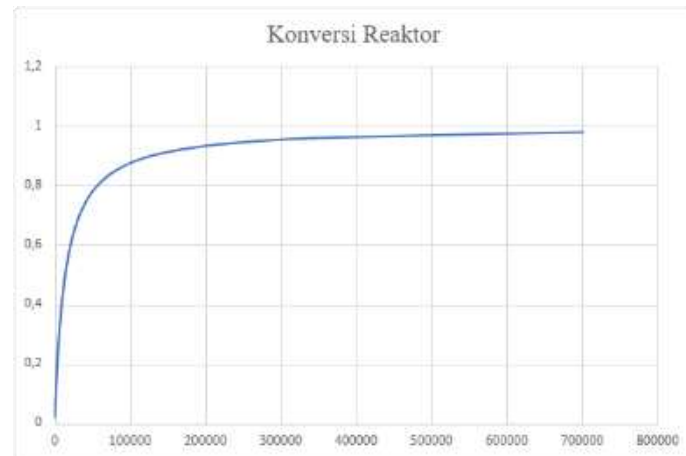
Berdasarkan Perry (1997), Tabel 28-2, halaman 28-30, dipilih bahan konstruksi jenis *Austenitic Stainless Steel 304* dengan pertimbangan:

1. Memiliki *allowable working stress* yang tinggi yaitu 20.000 psi dan dapat diaplikasikan pada suhu tinggi.
2. Tahan terhadap korosi, mudah dibersihkan dan pilihan yang paling murah dalam perbandingan biaya *life cycle*.
3. Impeller, suhu operasi 120°C masih aman, karena SS 304 baru mengalami penurunan sifat mekanik signifikan di atas 300°C.
4. *Cast iron* dipilih karena banyak digunakan untuk pompa *single stage*.
5. Dipilih menggunakan *Austenitic Stainless Steel* karena memiliki kekuatan tinggi, tahan korosi, dan mampu bekerja secara kontinu pada kondisi operasi pompa.

Tabel C. 9 Spesifikasi Pompa P-101

Spesifikasi Pompa		
Tipe		
Kapasitas Pompa	5,46	m ³ /h
Daya Pompa	0,28	HP
Daya Motor	0,35	HP
Spesifikasi Pipa		
D nominal	1,72	
ID	1,5	in
OD	1,66	in
Sch	40	in
I (Am)	1,28	in ²

4. Reaktor



Gambar C. 1 Grafik Konversi Reaktor

Grafik di atas menggambarkan hasil perhitungan konversi reaktor yang menunjukkan nilai konversi sebesar $X = 90\%$, dengan volume reaktor sebesar 93.257 liter dan waktu tinggal selama 24 menit. Grafik tersebut diperoleh berdasarkan penurunan beberapa persamaan, antara lain:

Persamaan transfer panas:

$$Q = UA\Delta T$$

$$UA = \frac{Q}{\Delta T} = \frac{Q}{T_a - T}$$

(Kern, 1950)

Persamaan neraca energi (non-isothermal):

$$Q = Fa_0 \times XEB \times \Delta H R_x$$

(Fogler, 2016)

Persamaan neraca massa

$$V = Fa_0 \times \frac{X_A}{-r_A}$$

(Fogler, 2016)

Sehingga, perancangan reaktor dapat ditulis sebagai berikut:

1. Menghitung Dimensi Reaktor

Volume reaktor konversi

$$\begin{aligned}45\% &= 993.257 \text{ liter} \\ &= 586,57 \text{ barrel} \\ V_{\text{design}} &= V_{\text{aktual}} \times 1,2 \\ &= 586,57 \times 1,2 \\ &= 703,88 \text{ barrel}\end{aligned}$$

Dipilih vessel dengan formed head, jadi:

D=H

$$\begin{aligned}D = H &= \left(\frac{4V}{\pi}\right)^{1/3} \\ &= \left(\frac{4 \times 703,88}{3,14}\right)^{1/3} \\ &= 9,6 \text{ ft} \\ &= 2,93 \text{ m}\end{aligned}$$

Menggunakan ukuran standar pada Appendix E Item 1 (Brownell, 1959)

$$\begin{aligned}D=H &= 15 \text{ ft} \\ &= 5 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\text{Kapasitas rancangan} = 703,88 \text{ barrel}$$

$$\text{Maksimum kapasitas} = 755,00 \text{ barrel}$$

$$\text{Jumlah } course = 4$$

$$\text{Jumlah reaktor} = 2$$

2. Menghitung Tebal Dinding *Shell*

Berdasarkan Appendix D Item 4 (Brownell, 1959), dipilih bahan *stainless steel* 304 SA 167 grade 3. Serta didapat data sebagai berikut:

$$\begin{aligned}f &= 17.000 \text{ lb/in}^2 \\ E &= 0,80 \quad \text{Tabel 13.2 (Brownell, 1959)} \\ c &= 0,125\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}ts &= \frac{PD}{fE-0,6P} + C \\ &= \frac{21,93 \times 180}{17000 \times 0,8 - 0,6 \times 21,93} + 0,125 \\ &= 0,291 \text{ in}\end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 5.5 (Brownell, 1959), dipilih tebal *shell* standar, yaitu

$\frac{5}{16}$ inch atau 0,3125 inch

Dari Tabel 5.7 diperoleh:

OD standar	= 192 in
icr	= 5,5 in
r	= 170 in
ID	= 191,625 in

3. Menghitung Tekanan Hidrostatik

P operasi	= 1 atm	(Xie <i>et al.</i> , 2022)
	= 14,69 psi	
P hidrostatik	= ρgh	
	= $0,0189 \text{ lbm} \times 9,81 \times 2,93\text{m}$	
	= 24.720,57 Pa	
	= 3,5 psi	
	= 0,243 atm	
P total	= P hidrostatik + P operasi	
	= 14,69 + 3,5	
	= 18,28 psi	
P <i>design</i>	= $18,28 \times 1,2$	
	= 21,93 psi	
	= 1,49 atm	

4. Perancangan Dimensi Head

Direnakanakan menggunakan bentuk *torispherical flanged and dished head*

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \\
 &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{191,625}{170}} \right) \\
 &= 2,22 \text{ in} \\
 th &= \frac{P \times r_c \times W}{2 \times f E - 0,2 P} + C \\
 &= \frac{21,93 \times 170 \times 2,22}{2 \times 17.000 \times 0,8 - 0,2 \times 21,93} + 0,125 \\
 &= 0,344 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 5.6 (Brownell, 1959) dipilih th standar:

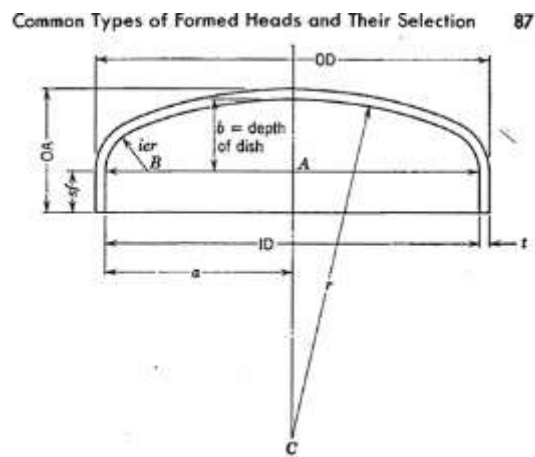
$$th = 0,38 \text{ in}$$

$$sf = 1,50 \text{ in}$$

$$icr = 1,12 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} ID &= OD - (2 \times ts) \\ &= 192 - (2 \times 0,188) \\ &= 191,625 \text{ in} \\ &= 4,86 \text{ m} \end{aligned}$$

Berdasarkan Halaman 87 (Brownell, 1959) didapatkan rumus untuk menghitung dimensi *head* sebagai berikut:



$$a = \frac{ID}{2}$$

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

$$AB = \frac{ID}{2} - (icr)$$

$$BC = r - (icr)$$

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$OA = t + b + sf$$

Maka, dapat dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} \\ &= \frac{191,625}{2} \\ &= 95,81 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
AB &= \frac{ID}{2} - (icr) \\
&= \frac{191,625}{2} - (1,12) \\
&= 94,693 \text{ in} \\
BC &= r - (icr) \\
&= 170 - (1,12) \\
&= 168,50 \text{ in} \\
AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
&= \sqrt{(168,50)^2 - (94,693)^2} \\
&= 139,37 \text{ in} \\
b &= r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
&= 170 - \sqrt{(168,5)^2 - (94,69)^2} \\
&= 52,24 \text{ in} \\
OA &= t + b + sf \\
&= 150 + 52,24 + 0,38 \\
&= 54,124 \text{ in} \\
V_{dished} &= 0,000049 \times ID^3 \\
&= 0,000049 \times 191,625^3 \\
&= 344,78 \text{ ft}^3 \\
V_{sf} &= \frac{3,14}{4} \times D^2 \times sf \\
&= \frac{3,14}{4} \times 191,625^2 \times 1,50 \\
&= 43.238 \text{ in}^3 \\
&= 25,02 \text{ ft}^3 \\
V_{head} &= 2 \times (V_{sf} + V_{dished}) \\
&= 2 \times (43.238 + 344,78) \\
&= 394,83 \text{ ft}^3 \\
&= 11,18 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

Sehingga volume reaktor:

$$\begin{aligned}
V_{reaktor} &= V_{shell} + V_{head} \\
&= 3.952 + 394,83 \\
&= 4.346,85 \text{ ft}^3
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 123,08 \text{ m}^3 \\
 V_{bottom} &= 0,5 \times V_{head} \\
 &= 0,5 \times 11,18 \\
 &= 5,59 \text{ m}^3 \\
 V_{cairan} &= V_{shell} - V_{bottom} \\
 &= 111,90 - 5,59 \\
 &= 106,31 \text{ m}^3 \\
 \\
 h_{cairan} &= \frac{4V}{\pi D^2} \\
 &= \frac{4 \times 106,31}{3,14 \times 5^2} \\
 &= 5 \text{ m}
 \end{aligned}$$

5. Menghitung Spesifikasi Pengaduk

$$\begin{aligned}
 T &= 120^\circ\text{C} \\
 P &= 1 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

Komponen	A	B	C
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	-11,3485	2,33E+03	1,82E-05
C ₆ H ₁₄ O ₃	-4,63	3,38E+03	-3,16E-05
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	1,5093	0,15093	0
K ₂ CO ₃	0	0	0

(Yaws, 1998)

$$\log_{10} n_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + CT^2 \quad (\text{Yaws, 1998})$$

Komponen	log μ	μ	xi	xi μ
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	-2,595	0,003	0,797575924	0,002018638
C ₆ H ₁₄ O ₃	-0,935	0,116	0,199393981	0,018675524
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	1,510	32,336	8,97363E-06	0,000290168
K ₂ CO ₃	0,000		0,003021121	0

μ campuran 47,65 cP

$$NRe = 734166053,2$$

Berdasarkan pada Halaman 243 McCabe (2005), didapatkan persamaan untuk mencari dimensi impeller dari tangka berpengaduk:

$$\begin{array}{lll} \frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} & \frac{H}{D_t} = 1 & \frac{j}{D_t} = \frac{1}{12} \\ \frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} & \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} & \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4} \end{array}$$

Jadi, dapat dihitung:

$$\begin{array}{ll} \frac{D_a}{D_t} & = 0,333 \\ \frac{E}{D_t} & = 0,333 \\ \frac{W}{D_a} & = 0,25 \\ \frac{J}{D_t} & = 0,083 \end{array}$$

Dimana:

Dt = Diamater tangki

Da = Diameter impeller

E = Tangki turbin dari dasar tangki

L = Panjang *blade* turbin

W = Lebar *blade* turbun

J = Lebar *baffle*

Jadi, dimensi agitator dapat dihitung:

$$\begin{array}{ll} D_a & = ID \times \frac{D_a}{D_t} \\ & = 191 \times 0,333 \\ & = 63,87 \text{ in} \\ & = 1,62 \text{ m} \\ E & = ID \times \frac{E}{D_t} \\ & = 191 \times 0,333 \\ & = 63,87 \text{ in} \\ & = 1,62 \text{ m} \end{array}$$

$$\begin{aligned}
 L &= ID \times \frac{E}{D_t} \\
 &= 191 \times 0,333 \\
 &= 63,87 \text{ in} \\
 W &= ID \times \frac{W}{D_a} \\
 &= 191 \times 0,2 \\
 &= 38,32 \text{ in} \\
 J &= ID \times \frac{J}{D_t} \\
 &= 191 \times 0,083 \\
 &= 15,96 \text{ in}
 \end{aligned}$$

6. Menghitung Kecepatan Pengaduk

$$\begin{aligned}
 WELH &= \frac{\rho_{camp}}{\rho_{air} \times ZL} \\
 &= \frac{857,50}{997 \times 5} \\
 &= 3,92 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Halaman 366 Rase (1977), minimal kecepatan putar pada agitator adalah 600 ft/jam. Jadi, kecepatan pengaduk dapat dihitung:

$$\begin{aligned}
 N &= \frac{WELH^{0,5}}{2 \times Da} \times \frac{600}{3,14 \times Da} \\
 &= \frac{3,92^{0,5}}{2 \times 1,62} \times \frac{600}{3,14 \times 1,62} \\
 &= 129,65 \text{ rpm} \\
 &= 2,16 \text{ rps}
 \end{aligned}$$

Menggunakan *power* standar pada Wallas (1985), yaitu 155 rpm.

7. Menentukan Aliran

$$\begin{aligned}
 NRe &= \frac{\rho ND^2}{\mu} \\
 &= \frac{857,50 \times 2,583 \times 1,62^2}{47,65} \\
 &= 7.341 \text{ (Aliran turbulen)}
 \end{aligned}$$

8. Menentukan Jenis Agitator

$$\begin{aligned}
\frac{W}{Da} &= 0,60 \\
\frac{E}{Dt} &= 0,33 \\
KT = NP &= 2 \\
P &= KT \times \rho \times N^3 \times Da^5 \\
&= 2 \times 857,50 \times 2,58 \times 1,62 \\
&= 332.377,67 \text{ J/s} \\
&= 445.72 \text{ HP} \\
&= 332,87 \text{ kW}
\end{aligned}$$

9. Perancangan Jacket Pemanas

Pada reaktor terjadi reaksi endotermis pada suhu 120°C, jadi dibutuhkan jaket pemanas dengan media *steam*.

Dasar perancangan:

Laju <i>steam</i>	= 2708,9 kg/jam	= 5972,11 lb/jam
Q reaksi	= 762498,8 kJ/jam	= 722709,46 BTU
Suhu masuk (T1)	= 120°C	= 248,00 F
Diameter pengaduk (Da)	= 63,9 in	= 5,32 ft
Diameter dalam tangki	= 180 in	= 15 ft
Diameter luar tangki (Di)	= 192 in	= 16 ft
Tinggi Tangki	= 360 in	= 30 ft
Tinggi cairan tangki	= 255,1 in	= 21,26 ft
Suhu steam masuk	= 152°C	= 305,60 F
Suhu steam keluar	= 152°C	= 305,60 F
Densitas <i>steam</i>	= 2,8 kg/m ³	= 6,06 lb/ft ³
ΔLMTD	= 32°C	= 89,60 F
Viskositas steam	= 142,6 mp	

1. Menghitung Luas Perpindahan Panas

Berdasarkan Kern (1950), digunakan perpindahan panas (U_D) 75 – 150 BTU/ft².F. Maka dapat dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}} \\
 A &= \frac{722709,46}{100 \times 89,60} \\
 &= 80,65 \text{ ft}^2 \text{ (Nilai } A < 120 \text{ ft}^2 \text{ maka menggunakan jaket)}
 \end{aligned}$$

2. Menghitung Luas Selubung Reaktor

$$\begin{aligned}
 L &= \pi \times D_o \times L_s \\
 &= 3,14 \times 15 \times 16,40 \\
 &= 772,63 \text{ ft}^2 \\
 &= 71,78 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

3. Menghitung Volume Pendingin

$$\begin{aligned}
 V_{steam} &= \frac{\text{massa pendingin}}{\rho_{pendingin}} \\
 &= \frac{5.972,1}{6,06} \\
 &= 985,05 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

4. Menghitung Tekanan *Design*

$$\begin{aligned}
 P_{hidrostatik} &= \frac{\rho \times (L_{LS} - 1)}{144} \\
 &= \frac{6,06 \times (16,40 - 1)}{144} \\
 &= 0,648 \text{ psia} \\
 P_i &= P_{design} + P_{hidrostatik} \\
 &= 14,696 + 0,648 \\
 &= 15,344 \text{ psia} \\
 &= 1,044 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

5. Menghitung Dimensi Jaket

$$\begin{aligned}
 d_{ij} &= 191,625 \text{ in} \\
 H_{bj} &= 54,124 \text{ in} \\
 L_{sj} &= 196,85 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$V_{jaket} = V_{tutup\ bawah} + V_{silinder}$$

$$V_{jaket} = \frac{\pi}{4} \times d_{ij}^2 \times \frac{1}{3} H_{bj} + \frac{\pi}{4} \times d_{ij}^2 \times L_{sj}$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{3,14}{4} \times 191,625^2 \times \frac{1}{3} 54,124 + \frac{3,14}{4} \times 191,625^2 \times \\
&\quad 196,85 \\
&= 6.194.323 \text{ in}^3 \\
&= 101,5 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

6. Menghitung Tebal Jaket

$$\begin{aligned}
t_j &= \frac{P_i \times d_{ij}}{2(fE - 0,6 \times P_i)} \\
&= \frac{15,344 \times 191,625}{2(17.000 \times 0,8 - 0,6 \times 15,344)} \\
&= 0,233 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 (Brownell, 1959), didapatkan ukuran standar yaitu:

$$\begin{aligned}
t_j &= 0,3125 \text{ in} \\
sf &= 2 \text{ in} \\
icr &= 1 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
doj &= d_{ij} + 2 \times t_j \\
&= 191,625 + 2 \times 0,3125 \\
&= 192,25 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 (Brownell, 1959), didapatkan ukuran standar yaitu:

$$\begin{aligned}
doj &= 204 \text{ in} \\
r &= 12,3 \text{ in} \\
icr &= 170 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
ID_j &= doj - 2 \times t_j \\
&= 204 + 2 \times 0,3125 \\
&= 203,375 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

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

$$AB = \frac{ID}{2} - (icr)$$

$$BC = r - (icr)$$

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$OA = t + b + sf$$

Maka, dapat dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{ID}{2} \\
 &= \frac{203,375}{2} \\
 &= 101,68 \text{ in} \\
 AB &= \frac{ID}{2} - (icr) \\
 &= \frac{203,375}{2} - (170) \\
 &= 68,313 \text{ in} \\
 BC &= r - (icr) \\
 &= 12,3 - 2 \\
 &= 10,3 \text{ in} \\
 AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
 &= \sqrt{(10,3)^2 - (68,313)^2} \\
 &= 58,06 \text{ in} \\
 b &= r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
 &= 203,37 - \sqrt{(10,3)^2 - (68,313)^2} \\
 &= 145,313 \text{ in} \\
 OA &= t + b + sf \\
 &= 12,3 + 145,313 + 204 \\
 &= 361,56 \text{ in}
 \end{aligned}$$

7. Menghitung Volume Head

$$\begin{aligned}
 V_{head} &= 2 \times (V_{sf} + V_{dished}) \\
 V_{dish} &= 0,000049 \times ID^3 \\
 &= 0,000049 \times 203,375^3 \\
 &= 412,18 \text{ ft}^3 \\
 V_{sf} &= \frac{3,14}{4} \times ID^2 \times r \\
 &= \frac{3,14}{4} \times 203,375^2 \times 12,3 \\
 &= 397.741,25 \text{ in}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 230,174 \text{ ft}^3 \\
 V_{head} &= 2 \times 230,174 + 412,18 \\
 &= 872.530 \text{ ft}^3 \\
 &= 24,70 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

8. Menghitung Tinggi Total

$$\begin{aligned}
 H_{jaket} &= L_{sj} + OA \\
 &= 196,85 + 361,56 \\
 &= 558,413 \text{ in} \\
 &= 14,18 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tabel C. 10 Spesifikasi Reaktor

Spesifikasi Reaktor	
Kode Alat	R-201
Konversi	45%
Volume	111,90 m ³
Waktu tinggal	24 menit
Tekanan	1,1 atm
	836 mmHg
Suhu	144°C
	417,15 K
Fase	Cair - Cair
Spesifikasi Kataliss	
1. Jenis	Potasium karbonat
2. Bentuk	solid
3. Bulk density	1100 kg/m ³
4. Porositas	0,45
5. Diameter partikel	3 mm
6. Berat Katalis	1,5% terhadap reaktan (Xie et al., 2022)
Spesifikasi Reaktor	
1. Diameter luar	15 ft
	180 in
2. Tinggi reaktor	30 in

	360 ft
3. Kapasitas maksimum	755 barrel 120 m ³
4. Jumlah <i>course</i>	5
5. Bahan Konstruksi	SA 167 type 304 grade 10
Spesifikasi <i>Shell</i>	
1. Diameter luar	192 in 4,87 m
2. Diamater dalam	191,62 in 4,86 m
3. Tebal	0,188 in 4,76 mm
4. P <i>design</i>	26,24 psi 1,785 atm
Spesifikasi <i>Head</i>	
1. Tebal <i>head</i>	0,375 in 0,0095 m
2. Diamater dalam	191,62 in 4,86 m
3. Volume <i>head</i>	394,83 ft ³ 11,180 m ³
4. P <i>design</i>	4,86 psi 0,331 atm
5. Jenis <i>head</i>	<i>torispherical flanged and dished head.</i>
Spesifikasi Pengaduk	
1. Diameter impeller	63,87 in 1,62 m
2. Tinggi turbin	63,87 in 1,62 m
3. Panjang <i>blade</i> turbin	47,91 in 1,22 m
4. Lebar <i>blade</i> turbin	38,33 in 0,97 m

5. Lebar <i>baffle</i>	15,97 in 0,41 m
6. Kecepatan pengaduk	37,00 rpm 2,58 rps
7. Power pengaduk	445,73 HP 332,88 kW

5. Heat Exchanger Metil Oleat

Fungsi: Memanaskan feed metil oleat dari 30° sampai 120°

1. Menentukan Densitas Fluida

Fluida Panas

Komponen	A	B	n	Tc	$(1-(T/T_c))^n$	Density (kg/m ³)
Water	0,347	0,274	0,286	647,130	-0,162317029	428,2696236

Fluida Dingin

Komponen	A	B	n	Tc	$(1-(T/T_c))^n$	Density(kg/m ³)
Metil Oleat	0,280	0,262	0,332	764,000	-0,177057729	179,2796097

(Yaws, 1998)

2. Menentukan Viskositas Fluida

Fluida Panas

Komponen	A	B	C	D	pi (cP)
Water	-10,2158	1792,5	0,01773	-1,2631×10 ⁻⁵	0,3755

Fluida Dingin

Komponen	A	B	n	Tc	pi (cP)
Metil Oleat	-11,3485	2331	0,018224	-1,1939×10 ⁻⁵	1,7558

(Yaws, 1998)

3. Menentukan Konduktifitas Thermal

Fluida Panas (Air)

A	B	C	k (Btu/h.ft.F)
-1,8537	0,9858	726	50.853.845,45

Fluida Dingin (Metil Oleat)

A	B	C	k (Btu/h.ft.F)
-0,2758	0,004612	$-5,5391 \times 10^{-6}$	0,3805

(Yaws, 1998)

4. Menentukan ΔT_{LMTD}

Aliran yang digunakan adalah counter-current, sehingga perhitungan beda temperatur menggunakan metode *Logarithmic Mean Temperature Difference* (LMTD).

T_1 = Temperatur input fluida panas

T_2 = Temperatur output fluida panas

t_1 = Temperatur input fluida dingin

t_2 = Temperatur output fluida dingin

Parameter	Nilai (°C)	Nilai (°F)
$T_1 - t_2$	32	89,6
$T_2 - t_1$	122	251,6

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(\Delta T_2 - \Delta T_1)}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)} \text{ (Kern, 1965)}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 156,90 \text{ } ^\circ\text{F}$$

5. Menentukan Koefisien Perpindahan Panas (*Overall Trial*)

Berdasarkan Tabel Kern untuk pasangan fluida *Water* (fluida panas) dan *Light Organic* (fluida dingin), koefisien perpindahan panas *overall* (UD) berada pada rentang 100 - 200 Btu/jam.ft².F. Nilai yang diambil sebagai trial awal adalah:

$$UD = 180 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.F}$$

6. Menentukan Luas Permukaan Transfer Panas (A)

$$A = \frac{Q}{(UD \times \Delta T_{LMTD})}$$

$$A = \frac{113.844.424,74 \text{ Btu/jam}}{(180 \times 156,90)}$$

$$A = 4.030,96 \text{ ft}^2$$

$$A = 374,49 \text{ m}^2$$

Karena luas permukaan transfer panas yang dibutuhkan cukup besar, maka jenis *Heat Exchanger* yang sesuai adalah *Shell and Tube Heat Exchanger*.

7. Menentukan Jumlah Passes

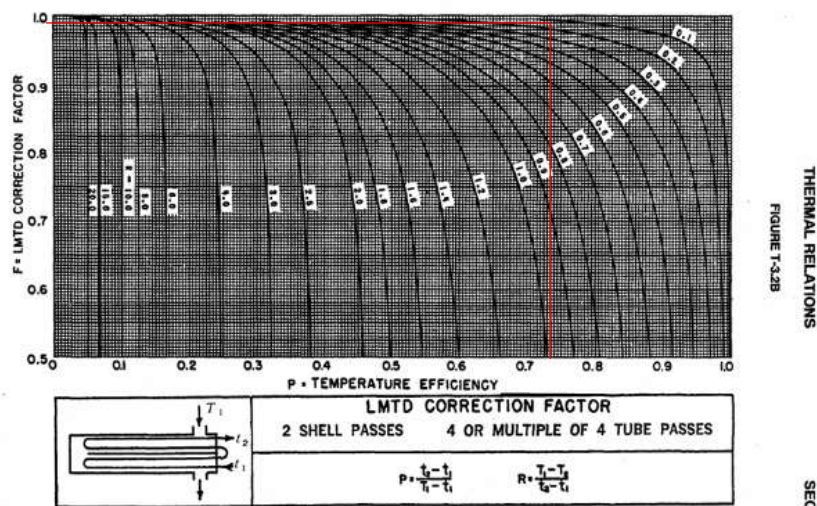
Penentuan jumlah passes pada HE jenis *shell and tube* ditentukan melalui grafik Fig. 18-23 (Kern, 1983), dengan parameter R dan P sebagai berikut:

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} \quad P = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)}$$

$$R = \frac{0}{90} \quad P = \frac{90}{120}$$

$$R = 0 \quad P = 0,7377$$

Berdasarkan Buku *Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association* 2d ed., New York 1949 (Halaman 135)



$$\text{Jumlah Passes} = 2 - 4 \text{ passes}$$

$$F_T = 0,98$$

8. Menentukan Jumlah Tube

$$\text{Shell} = \text{fluida panas}$$

$$\text{Tube} = \text{fluida dingin}$$

Spesifikasi Tube (Trial)

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 14$$

<i>Ketebalan tube</i>	=	0,083	in
<i>Inside Diameter (ID)</i>	=	0,584	in
<i>Flow area per tube (at)</i>	=	0,268	in ²
<i>Surface area per tube</i>	=	3,926	ft ² /tube
<i>Panjang tube (L)</i>	=	20	ft ²
<i>Surface per linear ft (Os)</i>	=	0,1963	ft ² /ft
<i>Surface per linear ft (Is)</i>	=	0,1529	ft ² /ft
<i>Triangular pitch</i>	=	0,9975	in
<i>Passes (trial)</i>	=	4	
<i>Clearance</i>	=	0,2475	in

$$A_t = \pi \times D_o \times L = 2,3562 \text{ ft}^2/\text{tube}$$

$$N_t = \frac{A_o}{A_t}$$

$$N_t = \frac{4.030,96}{3,926} = 1.027 \text{ tube}$$

Berdasarkan Tabel 9 halaman 849 (Kern Part 2) dengan *tube arrangement triangular pitch* untuk OD 0,75 in - BWG 14, diperoleh nilai koreksi sebagai berikut:

Tube (nilai terkoreksi)

OD	=	0,75	in
BWG	=	14	
<i>Triangular pitch</i>	=	0,9375	in
Jumlah <i>tube</i> (Nt)	=	1.144	<i>tube</i>
Jumlah <i>tube per pass</i>	=	286	<i>tube</i>
Panjang <i>tube</i> (L)	=	20	ft ²
<i>Passes</i>	=	4	

$$Clearance = 0,1875 \text{ in}$$

Shell

$$Inside \text{ Diameter (IDs)} = 37 \text{ in} = 3,0833 \text{ ft}$$

$$Baffle \text{ spacing } (B = 0,2 - 1 \times D_s) = 9,25 \text{ in} = 0,7708 \text{ ft}$$

$$Passes \text{ shell} = 2$$

9. Koreksi Nilai Ud dan A

$$A = Nt \times L \times O_s$$

$$A = 1.144 \times 20 \times 0,1963$$

$$A = 4.031 \text{ ft}^2$$

$$A = 374,49 \text{ m}^2$$

$$Q_r = 113.844.424,74 \text{ Btu/jam}$$

$$A \times \Delta TLM = 632.469,03 \text{ ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$UD \text{ (terkoreksi)} = 180,00 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$UD = \frac{Q_r}{(A \times \Delta TLM)}$$

$$UD = \frac{113.844.424,74}{632.469,03}$$

$$UD \text{ (terkoreksi)} = 180,00 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

Nilai UD terkoreksi (180,00 Btu/jam.ft²·F) sama dengan nilai UD trial awal, sehingga perancangan dapat dilanjutkan.

10. Perancangan HE

Tube (Fluida Dingin)

$$Area \text{ of one tube total } (a't) = \frac{(Nt \times at)}{n}$$

$$Nt \times at = 306,592 \text{ in}^2$$

$$Jumlah \text{ passes } (n) = 4$$

$$a't = \frac{306,592}{4}$$

$$a't = 76,648 \text{ in}^2$$

$$a't = 0,5323 \text{ ft}^2$$

$$a't = 0,04945 \text{ m}^2$$

$$\text{Mass flow} = 1.292.724,42 \quad \text{lb/jam}$$

$$a't = 0,5323 \quad \text{ft}^2$$

$$Gt \text{ (Tube side velocity)} = 2.428.666,57 \quad \text{lb/jam.ft}^2$$

$$Gt = \frac{\text{mass flow}}{a't}$$

$$Gt = \frac{1.292.724,42}{0,5323}$$

$$Gt = 2.428.666,57 \text{ lb/jam.ft}$$

$$ID = 0,04867 \quad \text{ft}$$

$$\mu = 4,2490 \quad \text{lb/ft.jam}$$

$$L/ID = 410,96$$

$$NRe = Gt \times \frac{ID}{\mu}$$

$$NRe = 2.428.666,57 \times \frac{0,04867}{4,2490}$$

$$Nre = 27.817,36$$

Dari grafik *Heat Transfer Factor* (Kern) untuk $NRe = 27.817,36$ diperoleh $j_h = 80$.

$$h_i = j_h \times \frac{k}{ID} \times \frac{C_p \cdot \mu^{\frac{1}{3}}}{k}$$

$$h_i = 80 \times \frac{0,3805}{0,584} \times \frac{0,55 \cdot 0,0624^{\frac{1}{3}}}{0,3805}$$

$$h_i = 264,24 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{F}$$

11. *Heat Transfer Coeff Tube*

$$h_i = 264,24 \quad \text{Btu/h.ft}^2.\text{F}$$

$$ID = 0,04867 \quad \text{ft}$$

$$OD = 0,0625 \quad \text{ft}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$h_{io} = 264,24 \times \frac{0,04867}{0,0625}$$

$$h_{io} = 205,75 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{F}$$

12. Tube-wall temperature (tw)

$$T_c \text{ (fluida panas)} = 152^\circ\text{C} \quad 305,6 \text{ K}$$

$$t_c \text{ (fluida dingin)} = 75^\circ\text{C} \quad 167 \text{ K}$$

$$t_w = T_c + \frac{h_o}{h_i + h_o} \times (T_c - t_c)$$

$$t_w = 305,6 + \frac{205,75}{205,75 + 205,75} \times (305,6 - 167)$$

$$t_w = 236,3 \quad ^\circ\text{F}$$

$$t_w = 113,5 \quad ^\circ\text{C}$$

$$t_w = 386,65 \text{ K}$$

13. Koreksi nilai hio (Kern halaman 132 Eq. 6.36)

Koreksi dilakukan dengan memperhitungkan faktor viskositas pada suhu dinding *tube* (tw), menggunakan viskositas Metil Oleat pada tw.

$$\mu \text{ pada tw (Metil Oleat)} = 0,8743 \text{ cP}$$

$$\mu \text{ pada tw} = 1,8789 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\text{Faktor koreksi } (\mu/\mu_w)^{0,14} = 1,9298$$

$$h_{io} \text{ terkoreksi} = 397,07 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{F}$$

Luas Area Shell (as)

$$a_s = \frac{ID_s \times C \times B}{144 \times PT}$$

Dimana,

$$ID_s = 37 \text{ in} = 3,083333333 \text{ ft}$$

$$B = 9,25 \text{ in} = 0,770833333 \text{ ft}$$

$$P_T = 0,9375 \text{ in} = 0,078125 \text{ ft}$$

$$C = 0,1875 \text{ in} = 0,015625 \text{ ft}$$

$$a_s = \frac{37 \times 0,1875 \times 9,25}{144 \times 0,9375}$$

$$a_s = 0,445 \text{ ft}^2$$

$$a_s = 64 \text{ in}^2$$

Shell side velocity (Gs)

$$Gs = \frac{\text{mass flow}}{\text{area of shell}}$$

$$Gs = \frac{25849,45251}{0,445638021}$$

$$Gs = 58005,49169 \text{ lbm/h.ft}^2$$

Diameter Ekuivalen (de)

$$d_e = 4 \left(\frac{\frac{1}{2} P_T \cdot 0,86 P_T - \frac{1}{2} \pi \cdot \frac{d_0^2}{4}}{\frac{1}{2} \pi d_0} \right)$$

$$d_e = \frac{4 \times 0,377929688 - 0,22078125}{1,1775}$$

$$= \frac{1,51171875 - 0,22078125}{1,1775}$$

$$= 1,09633758 \text{ in}$$

$$= 0,091361465 \text{ ft}$$

$$L/D = 411$$

$$\text{Reynold Number (Nre)} = \frac{Gs \times d_e}{\mu} = \frac{58005,49 \times 0,2438}{0,8742} = 16180,01$$

Dari grafik *Heat Transfer Factor* (Kern) untuk NRe = 16180,01 diperoleh jh = 70.

Nilai hio

$$h_{io} = j_h \times \frac{k}{ID} \times \frac{C_p \cdot \mu^{\frac{1}{3}}}{k}$$

$$h_{io} = 70 \times \frac{50853}{0,0913} \times \frac{0,24 \cdot 0,375^{\frac{1}{3}}}{50853}$$

$$h_{io} = 474 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{F}$$

14. *Shell-wall* temperature (tw)

$$T_c (\text{fluida panas}) = 152^\circ\text{C} \quad 305,6 \text{ K}$$

$$t_c (\text{fluida dingin}) = 75^\circ\text{C} \quad 167 \text{ K}$$

$$t_w = T_c + \frac{h_o}{h_i + h_o} \times (T_c - t_c)$$

$$t_w = 305,6 + \frac{205,75}{205,75 + 205,75} \times (305,6 - 167)$$

$$t_w = 305,60 \quad ^\circ\text{F}$$

$$t_w = 152,00 \quad ^\circ\text{C}$$

$$t_w = 425,15 \text{ K}$$

Karena koefisien perpindahan panas pada sisi shell (steam kondensasi) sangat besar, suhu dinding shell mendekati suhu fluida panas.

$$\mu \text{ air pada } t_w = 0,2439 \text{ cP}$$

$$\mu \text{ air pada } t_w = 0,5241 \text{ lb/ft.jam}$$

15. Koreksi nilai hio

$$h_{io} (\text{terkoreksi ID/OD}) = 205,75 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{F}$$

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_o + h_o}$$

$$U_c = \frac{205,75 \times 474}{474 + 474}$$

$$U_c = 102,87 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{F}$$

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

$$R_d = \frac{180 - 102,87}{180 \times 102,87}$$

$$R_d = 0,004165 \text{ h.ft}^2.\text{F/Btu}$$

16. Tube (Fluida dingin)

Parameter berikut digunakan sebagai dasar perhitungan pressure drop pada sisi tube:

$$NRe = 27.817,36$$

$$\text{Panjang tube (L)} = 20 \quad \text{ft}$$

$$\text{Inside Diameter (ID)} = 0,584 \quad \text{in}$$

$$\text{Jumlah tube pass (n)} = 4$$

$$\text{Tube side velocity (Gt)} = 2.428.666,57 \quad \text{lbm/h.ft}^2$$

$$qt \text{ (faktor viskositas)} = 1,9298$$

$$\text{Friction factor (f)} = 0,00098 \quad \text{ft}^2/\text{in}^2$$

$$\text{Specific gravity (s)} = 0,1491 \quad \text{lbm/ft}^3$$

17. Pressure Drop karena panjang pipa

$$\Delta P_t = \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5.22 \cdot 10^{10} \times ID \times s \times qt}$$

$$\Delta P_t = \frac{179312008464,29}{140537655095,51}$$

$$\Delta P_t = 1,2759 \text{ psi}$$

18. Pressure Drop karena tube pass

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \times \frac{V^2}{2g} \times \frac{62,5}{144}$$

Dimana,

V = velocity, fps

g = percepatan gravitasi (ft/s²)

s = spesific gravity

$$\frac{V^2}{2g} \times \frac{62,5}{144} = \frac{16}{0,149130171}$$

$$\Delta P_r = 107,2888192 \times \frac{V^2}{2g} \times 0,434027778$$

$$\Delta P_r = 46,56632777 \times 0,0016 \times 0,434027778$$

$$\Delta P_r = 0,032337728 \text{ psi}$$

19. *Pressure Drop total pada tube*

$$\Delta P_T = 1,275900102 + 0,032337728$$

$$\Delta P_T = 1,30823783 \text{ psi}$$

20. *Shell (Fluida Panas)*

Nre	=	16180,01043
Panjang tube (L)	=	20 ft
Inside Diameter	=	0,048666667 ft
Jumlah tube pass (n)	=	4
Shell side velocity		
(Gs)	=	58005,49169 lbm/h.ft ²
qs	=	1,929847444
Friction factor (f)	=	0,002 ft ² /in ²
Specific gravity (s)	=	$\frac{\text{rho air}}{\text{rho senyawa}}$
	=	0,418613882 kg/m ³
	=	0,026133211 lbm/ft ³
B	=	Baffle Spacing

21. *Banyaknya crosses*

$$N + 1 = \frac{12 \times L}{B} = \frac{240}{9,25}$$

$$N + 1 = 25,94594595$$

22. Pressure Drop pada shell

$$\Delta P_s = \frac{f \times G t^2 \times L \times n}{5.22.10^{10} \times ID t \times s \times q t}$$

$$\Delta P_s = \frac{8497072,63}{2886227449}$$

$$\Delta P_s = 0,002944 \text{ psi}$$

23. Spesifikasi Heater

Tabel C. 11 Spesifikasi Heater

Spesifikasi Heater	
Nama	Heater
Kode	HE-101
Fungsi	Menaikkan suhu metil oelat menuju reaktor
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 316L
Jumlah	1 buah
Data desain	
T fluida panas <i>input</i>	152°C
T fluida panas <i>output</i>	152°C
T fluida dingin <i>input</i>	30°C
T fluida dingin <i>output</i>	120°C
Aliran fluida	Counter current
Tube side (Fluida Digin) Metil Oleat	
Jumlah <i>tube</i> (Nt)	1027 tube
Panjang <i>tube</i> (L)	20 ft
OD	0,75 in
ID	0,584 in
Layout	Tiangular Pitch
Tube Pitch	0,9375
Passes	4

<i>Heat transfer coef</i>	180 btu/h.ft ² .F
ΔP_t	1,275900102 psi
Shell side (Fluida Panas) Steam	
ID shell	37 in
Baffle space	9,25 in
Passes	2
ΔP_s	0,002944007 psi

6. Menara Destilasi

Kondisi Operasi:

Feed plate

T	=	192,5°C	=	465,15 K
P	=	0,015 atm	=	11,40 mmHg

Destilate plate

T	=	181,70°C	=	454,85 K
P	=	0,01 atm	=	7,60 mmHg

Bottom plate

T	=	230°C	=	503,15 K
P	=	0,02 atm	=	15,20 mmHg

Input Menara Destilasi:

Komponen	Input		Zi
	Kmol/jam	Kg/jam	
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	94,59	28.047,37	0,72
C ₆ H ₁₄ O ₃	19,63	2.634,30	0,15
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	16,07	14.900,48	0,12
Jumlah	130,30	45.582,15	1,00

1. Menentukan Plat Minimum

Komponen	Zi,f	Zi,b	Zi,d	α	Ki,f	Ki,d	Ki,b
C ₆ H ₁₄ O ₃	0,73	0,00	0,83	0,79	3,70	3,47	13,03
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	0,15	0,00	0,17	5,69	0,53	0,48	1,90
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	0,12	1,00	0,00	1,00	0,53	0,61	1,00

Jumlah	1,000	1,000	1,000	4,76	4,56	15,93
---------------	-------	-------	-------	------	------	-------

$$\begin{aligned}
\alpha_{\text{top}} &= 5,72 \\
\alpha_{\text{feed}} &= 6,95 \\
\alpha_{\text{bottom}} &= 13,06 \\
\alpha_{\text{LH,HK}} &= \alpha_{\text{top}} \times \alpha_{\text{feed}} \times \alpha_{\text{bottom}}^{1/3} \\
&= 5,72 \times 6,95 \times 13,06^{1/3} \\
&= 8,04
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
(\text{XLK/XHK}) \text{ D} &= 58877,11 \\
(\text{XLK/XHK}) \text{ W} &= 1698,113
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
N_{\min} &= \frac{\log \left[\left(\frac{x_{D,LK}}{x_{D,HK}} \right) \left(\frac{x_{B,HK}}{x_{B,LK}} \right) \right]}{\log(\alpha_{\text{avg}})} \\
&= 9
\end{aligned}$$

2. Menentukan *Stage* Teoritis

$$\begin{aligned}
R &= 0,31 \\
R_{\min} &= 0,25
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\varphi &= \frac{R - R_{\min}}{R + 1} \\
&= \frac{0,31 - 0,25}{0,31 + 1} \\
&= 0,04
\end{aligned}$$

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 1 - \exp \left(\left(\frac{1 + 54,4\varphi(\varphi - 1)}{(11 + 117,2\varphi)\sqrt{\varphi}} \right) \right)$$

$$N = 15$$

3. Menentukan Efisiensi *Stage*

1. Viskositas Distilat

Komponen	A	B	C
C ₆ H ₁₄ O ₃	-7,121	2,35E-01	-3,16E-05

C ₁₉ H ₃₆ O ₂	-6,186	1,54E-01	-2,10E-05
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	-1,15	1246,3	-0,0025

(Yaws, 1998)

$$\log_{10} n_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + CT^2 \quad (\text{Yaws, 1998})$$

Komponen	Log μ	μ	Zi,d	Zi, μ
C ₆ H ₁₄ O ₃	0,001	1,002	0,828	0,001
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	0,002	1,005	0,172	0,000
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	3,712	5,15E+03	0,000	0,000

2. Viskositas Bottom

Komponen	A	B	C
C ₆ H ₁₄ O ₃	-7,121	2,35E-01	-3,16E-05
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	-6,186	1,54E-01	-2,10E-05
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	-1,15	1246,3	-0,0025

(Yaws, 1998)

$$\log_{10} n_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + CT^2 \quad (\text{Yaws, 1998})$$

Komponen	Log μ	μ	Zi,d	Zi, μ
C ₆ H ₁₄ O ₃	0,001	1,002	0,00	0
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	0,001	1,003	0,00	0
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	1,014	10,339	1,00	10,33165514

$$\text{Viskositas rata-rata} = \frac{0,0 + 3,4}{2} = 1,72 \text{ cP}$$

$$\begin{aligned} E_{OC} &= 0,429(\mu a)^{-0,246} \\ &= 0,429(1,72)^{-0,246} \\ &= 0,225 \end{aligned}$$

4. Menentukan Jumlah *Stage* Aktual

$$\begin{aligned}
 N_{\text{aktual}} &= \frac{N_{\text{teoritis}}}{E_{OC}} \\
 &= \frac{15}{0,225} \\
 &= 67 \text{ stage}
 \end{aligned}$$

5. Menentukan Posisi *Feed*

Menggunakan Metode Kirkbridge

$$\frac{N_R}{N_S} = \left[\left(\frac{X_{HK,F}}{X_{LK,F}} \right) \left(\frac{X_{LK,W}}{X_{HK,D}} \right)^2 \left(\frac{W}{D} \right) \right]^{0,206}$$

Komponen	Zi, F	Zi, d	Zi, b
C ₆ H ₁₄ O ₃	0,726018445	0,73	0,00
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	0,150683074	0,15	0,00
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	0,123298481	0,12	1,00

$$\begin{aligned}
 \frac{N_R}{N_S} &= 0,991 \\
 NR+NS &= 66,57 \\
 NR &= 31,743 \\
 NR &= 30,831 \\
 Ns &= 35,745
 \end{aligned}$$

6. Menentukan Dimensi Kolom

1. Densitas Cairan Destilat

Komponen	A	B	n	Tc
C ₆ H ₁₄ O ₃	0,32253	0,25893	0,15756	709
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	0,27971	0,2624	0,33247	764
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	0,24038	0,26136	0,2857	1249

Komponen	Zi	ρ(g/mL)	Zi, p	Zi, BM
C ₆ H ₁₄ O ₃	0,828	1,01	0,843	245,53
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	0,172	0,75	0,129	23,06
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	0,000	0,78	0,000	0,01
Jumlah	1	0,850	0,324	89,53

$$\text{Densitas cairan destilat} = 850,88 \text{ kg/cm}^3$$

2. Densitas Cairan Bottom

Komponen	A	B	n	Tc
C ₆ H ₁₄ O ₃	0,32253	0,25893	0,15756	709
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	0,27971	0,2624	0,33247	764
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	0,24038	0,26136	0,2857	1249

Komponen	Zi	ρ(g/mL)	Zi, p	Zi, BM
C ₆ H ₁₄ O ₃	0,001	0,980	0,001	0,174477949
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	0,000	0,713	0,000	0,016387513
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	0,999	0,765	0,765	926,8409131
Jumlah	1	0,819	0,255	309,010

$$\text{Densitas cairan bottom} = 819,69 \text{ kg/cm}^3$$

3. Densitas Gas Bottom

Komponen	Zi	Tc	Pc	ω
C ₆ H ₁₄ O ₃	0,001	709	39,1	1,543
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	0,000	764	12,8	1,049
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	0,999	1249	12,71	0,7217

Komponen	Zi,ω	Zi,OTc	Zi*Pc
C ₆ H ₁₄ O ₃	0,00090801	0,64377899	0,023009193
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	0,00012812	0,097883683	0,001563333
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	0,721187156	900,7627576	12,7009682
Jumlah	0,722223286	901,5044203	12,72554073

$$\text{Pr,mix} = 0,001592467$$

$$\text{Tr, mix} = 0,55812261$$

$$\text{B0} = -0,380271637$$

$$\text{B1} = -1,852884066$$

$$\begin{aligned}
 B.Pc/R.Tc &= -6,520173567 \\
 Z &= 0,981396275 \\
 R &= 83,145 \\
 \rho \text{ uap} &= 0,000152525 \text{ g/cm}^3 \\
 &= 0,152525324 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

4. Densitas Gas Bottom

Komponen	Zi	Tc	Pc	ω
C ₆ H ₁₄ O ₃	0,828	709	39,1	1,543
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	0,172	764	12,8	1,049
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	0,000	1249	12,71	0,7217

Komponen	Zi, ω	Zi,OTc	Zi*Pc
C ₆ H ₁₄ O ₃	1,277	905,945	32,37923208
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	0,1802	137,744	2,199969057
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	1,01508E-05	0,01267	0,000178768
Jumlah	1,458083393	1043,702795	34,5793799

$$\begin{aligned}
 Pr,mix &= 0,000293021 \\
 Tr, mix &= 0,435804141 \\
 B0 &= -0,398976468 \\
 B1 &= -5,490952969 \\
 B.Pc/R.Tc &= -18,59434732 \\
 Z &= 0,987497726 \\
 R &= 83,14 \\
 \rho \text{ uap} &= 2,42923E-05 \text{ g/cm}^3 \\
 &= 0,024292293 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Spesific gravity} &= 0,798557165
 \end{aligned}$$

Menentukan Laju Alir Volumetrik

1. Top

$$\begin{aligned}
 R &= 0,31 \\
 D &= 16,06 \\
 Lo &= 445,414 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V &= 1883,668 \text{ kg/jam} \\
 \text{BM campuran} &= 0,089534896 \\
 QL &= 18.336 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 QV &= 77.542 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

2. Bottom

$$\begin{aligned}
 L' &= 17,378 \\
 V' &= 1883,668 \\
 \text{BM campuran} &= 0,309010593 \\
 QL &= 113,935 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 QV &= 12349,86 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Menentukan FLV

$$\begin{aligned}
 \text{Top} &= 0,0012 \\
 \text{Bottom} &= 0,00012
 \end{aligned}$$

7. Menentukan *Superfacial Mass Flow*

1. Top

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ pada puncak} &= 0 \text{ cP} \\
 X &= 0,23 \\
 K_4 &= 0,05 \\
 V_w &= 2.590 \text{ kg/m}^2
 \end{aligned}$$

Column area yang dibutuhkan untuk pemisahan

$$\begin{aligned}
 A_c &= \frac{V}{\frac{V_w}{1.883}} \\
 &= \frac{1.883}{2.590} \\
 &= 0,72 \text{ m}^2 \\
 V_o &= V \times \text{BM campuran} \\
 &= 1.883 \times 0,08 \\
 &= 168,65 \text{ kg/jam} \\
 \text{Diameter kolom} &= \left(\frac{4 \times A_c}{\pi} \right)^{0,5}
 \end{aligned}$$

$$= 0,96 \text{ m}$$

8. Menentukan Tebal *Shell* Puncak Kolom

1. Tebal *Shell* Top

$$\begin{aligned} E &= 80\% \\ c &= 0,125 \\ R &= 18,947 \text{ in} \\ P &= 0,010 \text{ bar} \\ \text{Faktor keamanan} &= 10\% \\ \text{Tekanan desain}=P &= 0,011 \text{ bar} \\ f &= 17736,128 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t &= \frac{pd}{2fE} + c \\ &= 0,125 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal *shell* standar 0,1875 in

2. Tebal *Shell* Bottom

$$\begin{aligned} E &= 80\% \\ c &= 0,125 \\ R &= 18,947 \text{ in} \\ P &= 0,010 \text{ bar} \\ \text{Faktor keamanan} &= 10\% \\ \text{Tekanan desain}=P &= 0,011 \text{ bar} \\ f &= 17736,128 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t &= \frac{pd}{2fE} + c \\ &= 0,125 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal *shell* standar 0,1875 in

9. Menentukan Tebal *Head* Puncak Kolom.

1. Tebal *Head* Top

Megyesy Pressure Vessel Handbook dan Brownell & Young: vessel yang beroperasi di bawah atmosfer (vakum) didesain untuk menahan selisih maksimum antara atmosfer luar. Dpilih jenis *head* torispherical karena P operasi < 200 psig.

OD	=	38,268 in
OD standar	=	54 in

Diperoleh tebal standar pad Tabel 5.7 (Brownell, 1959):

Icr	=	3,25 in
Rc	=	54 in
W	=	1,77 in
th	=	0,1755 in
tebal <i>head</i> standar	=	0,25 in

2. Tebal *Head* Bottom

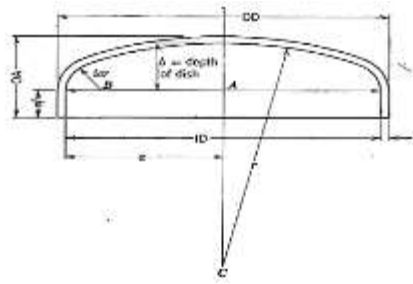
Megyesy Pressure Vessel Handbook dan Brownell & Young: vessel yang beroperasi di bawah atmosfer (vakum) didesain untuk menahan selisih maksimum antara atmosfer luar. Dpilih jenis *head* torispherical karena P operasi < 200 psig.

OD	=	39,330 in
OD standar	=	54 in

Diperoleh tebal standar pad Tabel 5.7 (Brownell, 1959):

Icr	=	3,25 in
Rc	=	54 in
W	=	1,77 in
th	=	0,1755 in
tebal <i>head</i> standar	=	0,25 in

10. Menghitung Tinggi *Head* Puncak



1. Tinggi Head Top

α	=	18,947 in
AB	=	15,697 in
BC	=	50,750 in
AC	=	48,2616 in
b	=	5,7

Untuk $th=1/4$ in, digunakan standar straight flange (sf)=1,5-2,5 in

sf	=	2,000
OA	=	7,738

2. Tinggi Head Bottom

α	=	19,477 in
AB	=	16,227 in
BC	=	50,750 in
AC	=	48,0857 in
b	=	5,914

Untuk $th=1/4$ in, digunakan standar straight flange (sf)=1,5-2,5 in

sf	=	2,000
OA	=	7,914

11. Menghitung Tinggi Menara

Jumlah stage	=	67
Tinggi menara	=	23,5 m

Tabel C.12 Spesifikasi Menara Destilasi

Spesifikasi Menara Destilasi			
Kode Alat	MD-301		
Fungsi	Memisahkan komponen TFATE, TMP DAN METIL OLEAT		
Tipe	Vacum Destilation		
Bahan Konstruksi	<i>Stainless steel SA-167 Grade 11 Type 316</i>		
Head	Torispherical		
jumlah stage	67		
Umpan masuk	31		
Kondisi operasi	puncak	0,01 atm	
		454,85 K	
	Umpan	0,015 atm	
		192,00 K	
	bottom	0,02 atm	
		503,15	
Diameter Kolom	puncak	37,89 in	
	bottom	38,95 in	
Tinggi Kolom	puncak	14,25 m	
	bottom	9,25 m	
Tebal Head	menara	23,50 m	
	atas	0,25 in	
	dasar	0,25 in	
Tebal Shell	atas	0,19 in	
	dasar	0,19 in	

LAMPIRAN D ANALISA EKONOMI

DATA

Kapasitas produksi	: 118.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	: 330 hari
Pabrik didirikan tahun	: 2026
Pabrik beroperasi tahun	: 2030
Kurs per19 Juni 2026	: Rp. 17.775 US\$ (www.bi.go.id)
Harga Metil Oleat	: 1,8 US\$/kg
Harga Trimethylolpropane	: 2 US\$/kg
Harga Potassium Karbonat	: 0,8 US\$/kg
Harga Biolubricant	: 5,7 US\$/kg
Harga Metanol	: 0,7 US\$/kg

Langkah–langkah analisa ekonomi meliputi beberapa aspek di bawah ini.

1. *Capital Investment*
 - 1.1 *Fixed capital investment*
 - 1.2 *Working capital investment*
2. *Manufacturing Cost*
 - 2.1 *Direct manufacturing cost*
 - 2.2 *Indirect manufacturing cost*
 - 2.3 *Fixed manufacturing cost*
3. *General Expense*
 - 3.1 *Administrasi*
 - 3.2 *Sales*
 - 3.3 *Research*
 - 3.4 *Finance*
4. *Analisa Kelayakan*
 - 4.1 *Profit on sales*
 - 4.2 *Return of investment*

4.3 *Pay out time*

4.4 *Break event point*

4.5 *Shut down point*

PERHITUNGAN BIAYA PRODUKSI (*PRODUCTION COST*)

1. *Capital Investment*

1.1 Fixed Capital Investment (FCI)

Fixed Capital Investment (FCI) adalah pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas produktif.

- Indeks perkiraan harga alat

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang terjadi. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang dapat diperkirakan dari harga tahun yang lalu berdasarkan indeks harga. Harga indeks tahun 2024 dan 2027 dicari dengan menggunakan data indeks dari tahun 2001 sampai 2023.

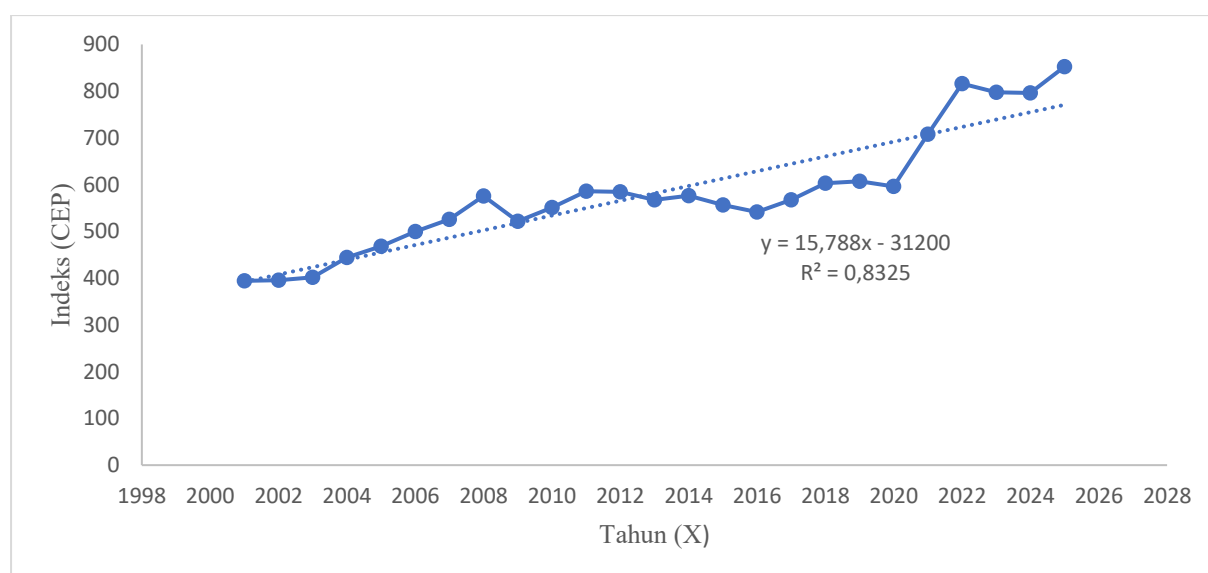
Tabel D. 1 Nilai CEP Index Tahun 2001 hingga 2025

Tahun	Chemical Engineering Plant Cost Index
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7

2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5
2020	596,2
2021	708
2022	816
2023	797,9
2024	796,2
2025	852,5

(Chemical Engineering Magazine, 2026)

Nilai CEPCI pada tahun 2026 didapatkan pada persamaan linear grafik hubungan tahun dengan Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) sebagai berikut.



Gambar D.1. *Chemical Engineering Plant Cost Index 2001-2025*

Berdasarkan Gambar 7.1. perubahan yang terjadi merupakan fungsi linear, maka didapatkan persamaan regresi berikut:

$$y = 15,788x - 31200$$

Dimana:

x = Tahun

y = Indeks harga

Sehingga dapat diketahui nilai plant cost index pada tahun 2030 yaitu:

$$y = 15,788 (2026) - 301200 = 786.488$$

Nilai plant cost index pada tahun $x = 2026$ adalah 786.488

Persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan pada tahun 2026 Penentuan harga alat menggunakan persamaan berikut (Aries & Newton, 1955, hal 16)

$$E_x = E_y \frac{[N_x]}{N_y}$$

Dengan :

E_x = Harga pembelian alat pada tahun 2026

E_y = Harga pembelian alat pada tahun referensi

N_x = Indeks harga tahun 2026

N_y = Indeks harga tahun referensi

Harga alat untuk jenis yang sama namun kapasitasnya berbeda dapat dicari dengan persamaan berikut:

$$E_b = E_a \left[\frac{C_b}{C_a} \right]^{0,6}$$

Dengan:

E_a = harga alat A

E_b = harga alat B

C_a = kapasitas alat A

C_b = kapasitas alat B

Berikut merupakan daftar harga prediksi alat pada tahun 2026.

Tabel D. 2 *Equipment Cost Import in 2026*

Alat (Impor)	Harga 2014 (\$)	Harga 2024 (\$)	Jumlah	Total Harga(\$)
M-101	\$76.500	\$104.437,31	1	\$104.437,31
MX-101	\$415.000	\$566.555,32	1	\$566.555,32
R-201	\$673.000	\$918.775,25	1	\$918.775,25
R-202	\$673.000	\$918.775,25	1	\$918.775,25
HE-102	\$13.400	\$18.293,59	1	\$18.293,59
HE-201	\$23.200	\$31.672,49	1	\$31.672,49
HE-301	\$151.500	\$206.826,82	1	\$206.826,82
SP-201	\$8.500	\$11.604,15	1	\$11.604,15
SP-302	\$8.500	\$11.604,15	1	\$11.604,15
MD-301	\$431.100	\$588.534,94	1	\$588.534,94
RB-301	\$2.067.600	\$2.822.674,17	1	\$2.822.674,17
CP-201	\$33.700	\$46.007,02	1	\$46.007,02
CP-202	\$33.700	\$46.007,02	1	\$46.007,02
CP-301	\$630.200	\$860.344,97	1	\$860.344,97
F-401	\$80.100	\$109.352,00	1	\$109.352,00
CL-401	\$195.100	\$266.349,26	1	\$266.349,26
CL-402	\$113.900	\$155.495,54	1	\$155.495,54
CL-403	\$209.800	\$286.417,61	1	\$286.417,61
CL-404	\$250.700	\$342.254,02	1	\$342.254,02
Total				\$8.311.980,89

Tabel D. 3 *Equipment Cost Dalam Negeri Tahun 2026*

Alat (Pembelian Dalam Negeri)	Harga 2014 (\$)	Harga 2024 (\$)	Jumlah	Total Harga (\$)
PT-101	\$48.500,00	\$66.211,89	1	\$66.211,89
T-102	\$23.100,00	\$31.535,97	1	\$31.535,97
T-301	\$11.100,00	\$15.153,65	1	\$15.153,65
T-501	\$63.800,00	\$87.099,35	1	\$87.099,35
DH-101	\$11.500	\$15.699,73	1	\$15.699,73
S-101	\$43.600	\$59.522,44	1	\$59.522,44

Conveyor TMP	\$3.700	\$5.051,22	1	\$5.051,22
Conveyor Katalis	\$1.300	\$1.774,75	1	\$1.774,75
P-101	\$8.400	\$11.467,63	1	\$11.467,63
P-102	\$8.400	\$11.467,63	1	\$11.467,63
P-103	\$35.500	\$48.464,37	1	\$48.464,37
P-104	\$9.400	\$12.832,82	1	\$12.832,82
P-201	\$18.400	\$25.119,56	1	\$25.119,56
P-205	\$18.400	\$25.119,56	1	\$25.119,56
P-301	\$36.400	\$49.693,04	1	\$49.693,04
P-302	\$36.400	\$49.693,04	1	\$49.693,04
P-303	\$9.500	\$12.969,34	1	\$12.969,34
P-304	\$15.100	\$20.614,42	1	\$20.614,42
P-501	\$36.400	\$49.693,04	1	\$49.693,04
Total				\$ 599.183,45

1) Purchased Equipment Cost (PEC)

Purchased Equipment Cost (PEC) adalah biaya peralatan proses, termasuk pajak bea masuk, asuransi, provisi bank, dan biaya pengangkutan hingga sampai di lokasi pabrik.

Tabel D. 4 Purchased Equipment Cost Impor

No	Items	Keterangan	Biaya (US\$)
1	Harga alat	EC	8.311.980,89
2	Biaya pengangkutan sampai pelabuhan	20% EC	1.662.396,18
3	Asuransi pengangkutan	1% EC	83.119,81
4	Pengangkutan dari pelabuhan ke lokasi pabrik	5% EC	415.599,04
5	Provisi Bank	0,5% EC	41.559,90
6	EMKL (Ekspedisi Muatan Kapal Laut)	1% EC	83.119,81
7	Pajak Bea Masuk Barang	20% EC	1.662.396,18
Total			12.260.171,81

Tabel D. 5 *Purchased Equipment Cost Dalam Negeri*

No	Items	Keterangan	Biaya (US\$)
1	Harga alat	EC	599.183,45
2	Biaya transportasi ke lokasi pabrik	10% EC	59.918,34
3	Asuransi pengangkutan	1% EC	5.991,83
4	Provisi Bank	0,5% EC	2.995,92
Total			668.089,54

Total *Purchased Equipment Cost* (PEC) = US\$ 12.928.261,35

2) *Equipment Installation Cost (Biaya Pemasangan Alat)*

Equipment Installation Cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk pemasangan alat-alat proses. Berdasarkan Aries & Newton (1955), dari Tabel 16 halaman 77 biaya instalasi ditetapkan sebesar 43% PEC, terdiri dari material 11% dan labour 32%. Dalam hal ini, digunakan 100% tenaga kerja Indonesia.

3) *Piping Cost (Biaya Pemipaan)*

Piping Cost merupakan biaya yang dikeluarkan untuk sistem pemipaan dalam proses dan biaya pemasangannya. Dari Tabel 17 halaman 78, Aries & Newton (1955), diperoleh bahwa untuk sistem pemipaan *fluid – fluid* biaya pemipaan sebesar 86% PEC, terdiri dari material 49% PEC dan ongkos *labour* 37% PEC. Dalam hal ini, digunakan 100% tenaga kerja Indonesia.

4) *Instrumentation Cost (Biaya Instrumentasi)*

Instrumentation Cost adalah biaya yang digunakan untuk melengkapi sistem proses dengan suatu pengendalian (*control*). Dari Tabel 19 halaman 97, Aries & Newton (1955), diperoleh besarnya biaya instrumentasi adalah 30% PEC yang terdiri dari material 24% PEC dan buruh 6% PEC.

5) *Insulation Cost (Biaya Insulasi)*

Insulation Cost merupakan biaya untuk sistem insulasi di dalam proses produksi. Dari Tabel 21 halaman 98, Aries & Newton (1955), diperoleh besarnya biaya

isolasi adalah 8% PEC, terdiri dari material 3% PEC dan buruh 5% PEC. Dalam hal ini, digunakan 100% tenaga kerja Indonesia.

6) *Electrical Installation Cost (Biaya Pemasangan Listrik)*

Electrical Installation Cost adalah biaya yang dipakai untuk pengadaan sarana pendukung dalam penyediaan atau pendistribusian tenaga listrik. Dari Tabel 26 halaman 210, Peters & Timmerhaus, diperoleh bahwa besarnya biaya listrik adalah sebesar 10 – 40% (diambil 15% PEC), terdiri dari material 9% PEC dan buruh 6% PEC. Dalam hal ini, digunakan 100% tenaga kerja Indonesia.

7) *Biaya Bangunan*

Biaya bangunan adalah biaya yang digunakan dalam pembangunan semua bangunan yang berhubungan dengan pabrik, baik biaya material, buruh, pipa saluran air, pencahayaan, pendingin ruangan, ventilasi, maupun peralatan lainnya.

Harga Rata-rata Bangunan = Rp 6.306.000 per m²

Biaya Bangunan = Luas bangunan × Harga bangunan
= 19.310 m² × Rp 6.306.000
= Rp 121.768.860.000
= \$ 6.850.568,78

8) *Biaya Tanah*

Biaya tanah tergantung dari lokasi dimana pabrik akan didirikan.

Luas Tanah = 50.000 m²
Harga Tanah/m² = Rp 1.800.000
Biaya Tanah = Rp 90.000.000.000
= \$ 5.063.291,14

9) *Environment*

Environment cost adalah biaya yang digunakan untuk pemeliharaan lingkungan sekitar pabrik, baik di dalam maupun di luar pabrik, serta pembuatan IPAL. Biaya lingkungan diperkirakan sebesar 10–30% PEC. Menurut Peters & Timmerhaus (1991),

biaya lingkungan diperkirakan sebesar 10–30% PEC. Dalam hal ini, biaya lingkungan ditetapkan sebesar 20% PEC.

$$\begin{aligned}
 \text{Yard Improvement} &= 20\% \times \text{PEC} \\
 &= 20\% \times \$ 12.928.261,35 \\
 &= \$ 2.585.652,27
 \end{aligned}$$

10) Biaya Utilitas

Biaya utilitas adalah biaya yang dikeluarkan untuk pengadaan unit–unit pendukung proses, seperti steam, air, tenaga air, udara tekan, dan bahan bakar. Biaya yang dikeluarkan sebesar 30–80% PEC. Pada prarancangan ini digunakan nilai sebesar 75% PEC.

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya Utilitas} &= 75\% \times \text{PEC} \\
 &= 75\% \times \$ 12.928.261,35 \\
 &= \$ 9.696.196,01
 \end{aligned}$$

Tabel D. 6 *Physical Plant Cost* (PPC)

<i>Physical Plant Cost</i>	US\$
PEC	2.928.261,35
Instalasi	6.076.282,83
<i>Piping</i>	11.118.304,76
Instrumentasi	3.878.478,40
Insulasi	1.034.260,91
Listrik	1.939.239,20
Bangunan	6.850.568,78
Tanah dan Perluasan	5.063.291,14
Utilitas	9.696.196,01
<i>Environmental</i>	2.585.652,27
TOTAL	61.170.535,65

11) Engineering and Construction

Cost of Engineering and Construction adalah biaya untuk *design engineering, field supervisor, temporary construction, dan inspection*. Biaya ini tidak dapat dibebankan pada peralatan, material, atau buruh, sehingga pada umumnya dianggap sebagai indirect cost pada fixed capital investment. Menurut Cooper (2003), biaya *engineering and supervision* sebesar 20% PPC.

$$\begin{aligned}\text{Engineering and Supervision} &= 20\% \times \text{PPC} \\ &= 20\% \times \$ 61.170.535,65 \\ &= \$ 12.234.107,13\end{aligned}$$

Direct Plant Cost (DPC)

$$\text{DPC} = \text{PPC} + \text{Engineering and Construction}$$

$$\text{DPC} = \$ 61.170.535,65 + \$ 12.234.107,13$$

$$\text{DPC} = \$ 73.404.642,78$$

12) Contractor's Fee

Contractor's fee adalah biaya untuk membayar kontraktor dalam pembangunan pabrik. Menurut Cooper (2003), biaya yang digunakan sebesar 10% DPC.

$$\begin{aligned}\text{Contractor's fee} &= 10\% \times \text{DPC} \\ &= 10\% \times \$ 73.404.642,78 \\ &= \$ 7.340.464,28\end{aligned}$$

13) Contingency

Contingency adalah biaya kompensasi perubahan harga dan kesalahan estimasi. Berdasarkan Aries & Newton (1955) hal. 4, besarnya 10-25% DPC. Dalam hal ini ditetapkan *contingency* sebesar 20%.

$$\begin{aligned}\text{Contingency} &= 20\% \times \text{DPC} \\ &= 20\% \times \$ 73.404.642,78 \\ &= \$ 14.680.928,56\end{aligned}$$

Total Fixed Capital Investment (FCI)

$FCI = DPC + Contractor's\ fee + Contingency$

$FCI = \$ 73.404.642,78 + \$ 7.340.464,28 + \$ 14.680.928,56$

$FCI = \$ 95.426.035,62$

14) Total Plant Start Up

Biaya *plant start-up* digunakan untuk *training* operator dan *maintenance*, serta percobaan dan pengaturan alat. Berdasarkan Cooper (2003), untuk pabrik dengan FCI sebesar 10–100 juta USD, digunakan biaya untuk start-up sebesar 10% dari FCI.

$$\begin{aligned} Plant\ Start\ Up &= 10\% \times FCI \\ &= 10\% \times \$ 95.426.035,62 \\ &= \$ 9.542.603,56 \end{aligned}$$

15) Interest During Construction (IDC)

Interest During Construction adalah bunga yang harus dibayar saat pabrik masih dalam konstruksi. dimana bunga berasal dari alat – alat konstruksi yang dipinjam. Biaya IDC diperkirakan sebesar 7% dari FCI per tahun selama 3 tahun masa konstruksi menurut Bank Indonesia tahun 2017.

$$\begin{aligned} IDC &= 7\% \times 4 \times FCI \\ &= 7\% \times 3 \times \$ 95.426.035,62 \\ &= \$ 26.719.289,97 \end{aligned}$$

1.2 Working Capital Investment (WCI)

Working Capital Investment (WCI) adalah biaya yang dikeluarkan untuk menjalankan usaha atau modal dan biaya yang dikeluarkan untuk menjalankan operasi suatu pabrik selama waktu tertentu.

1) Raw Material Inventory

Persediaan bahan baku diperhitungkan selama 30 hari, dengan mempertimbangkan lokasi pabrik penyedia bahan baku, kapasitas, serta kesepakatan yang dibuat dalam rangka penyelenggaraan *shutdown* maupun *turn around (TA)*.

Tabel D. 7 *Raw Material Inventory*

Bahan	Kebutuhan (kg/bulan)	Harga per kg (US\$)	Biaya (US\$)
Metil Oleat	167.649.199	1,80	32.005.756,24
TMP	37.933.873	2,00	8.046.579,06
Pottasium karbonat	1.641.935	0,80	139.315,68
Total			40.052.335,31

2) *In Process Inventory*

In process inventory adalah biaya yang harus ditanggung selama bahan sedang berada dalam proses, Berdasarkan Aries & Newton (1955), halaman 12, besarnya diperkirakan 50% dari *Total Manufacturing Cost* untuk waktu *hold up* tertentu. Waktu *hold up* 4 jam.

$$\begin{aligned}
 \text{In Process Inventory} &= \frac{50\% \times \text{Total Manufacturing Cost} \times 4 \text{ jam}}{24 \text{ jam} \times 30 \text{ hari}} \\
 &= \$ 120.284,63
 \end{aligned}$$

3) *Product Inventory*

Product inventory adalah biaya yang diperlukan dalam penyimpanan produk sebelum dipasarkan, Besarnya diperkirakan selama satu bulan (30 hari) produksi untuk harga *Manufacturing Cost* (halaman 12, Aries & Newton, 1955)

$$\begin{aligned}
 \text{Product Inventory} &= \frac{30}{330 \text{ hari}} \times \text{Total Manufacturing Cost} \\
 &= \$ 43.302.465,68
 \end{aligned}$$

4) *Available Cash*

Available cash digunakan sebagai persediaan untuk membayar buruh, *service*, dan material. Besarnya diperkirakan sebanding dengan satu bulan (30 hari produksi) *Manufacturing Cost* menurut buku Aries & Newton (1955), halaman 12.

$$\begin{aligned}
 \text{Available Cash} &= \frac{30}{330 \text{ hari}} \times \text{Total Manufacturing Cost} \\
 &= \$ 43.302.465,68
 \end{aligned}$$

5) *Extended Credit*

Extended credit adalah persediaan uang yang digunakan untuk menutup penjualan barang yang belum dibayar Berdasarkan Aries & Newton, 1955 halaman 12, besarnya diperkirakan setara dengan hasil penjualan selama satu bulan (30 hari) produk.

$$\begin{aligned} \text{Extended credit} &= \frac{30}{330 \text{ hari}} \times 2 \times \text{Total Manufacturing Cost} \\ &= \$ 86.604.931,36 \end{aligned}$$

Dari data-data perhitungan di atas, didapatkan *Total Working Capital Investment* (WCI) sebagai berikut.

Tabel D. 8 *Total Working Capital Investment (WCI)*

No	Items	Biaya (US\$)
1	Raw Material Inventory	40.052.335,31
2	In Process Inventory	120.284,63
3	Product Inventory	43.302.465,68
4	Available Cash	43.302.465,68
5	Extended Credit	86.604.931,36
Total Working Capital Investment (WCI)		213.382.482,66

Dari data-data perhitungan di atas, didapatkan *Total Capital Investment* (TCI) sebagai berikut.

Tabel D. 9 *Total Capital Investment (TCI)*

No	Items	Biaya (US\$)
1	Fixed Capital Investment	5.426.035,62
2	Working Capital Investment	213.382.482,66
3	Plant Start Up	9.542.603,56
4	Interest During Construction	26.719.289,97
Total Capital Investment (TCI)		345.070.411,81

2. Manufacturing Cost

Manufacturing cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk pembuatan suatu barang produksi, terdiri dari *direct manufacturing cost*, *indirect manufacturing cost*, dan *fixed manufacturing cost*.

2.1 Indirect Manufacturing Cost

Indirect Manufacturing Cost (IDMC) merupakan pengeluaran yang timbul secara tidak langsung akibat adanya operasi pabrik, yang termasuk indirect cost adalah sebagai berikut.

1) Payroll Overhead Cost

Payroll overhead cost meliputi biaya untuk pensiunan, liburan yang ditanggung pabrik, asuransi, cacat jasmani akibat kerja, dan THR, besarnya 15–20% dari *Labour Cost*. Dalam hal ini ditetapkan 15% dari *Labour Cost* (Aries & Newton, 1955, halaman 173).

$$\begin{aligned}\text{Payroll Overhead} &= 15\% \times \text{Labor cost} \\ &= 15\% \times \$1.475.105,49 \\ &= \$ 221.265,82\end{aligned}$$

2) Laboratory Cost

Laboratory cost adalah biaya yang diperlukan untuk analisa laboratorium, besarnya 10–20% dari *Labour Cost*. Dalam hal ini ditetapkan 15% dari *Labour Cost* (Aries & Newton, 1955, halaman 174).

$$\begin{aligned}\text{Laboratory Cost} &= 15\% \times \text{Labor cost} \\ &= 15\% \times \$ 1.475.105,49 \\ &= \$ 221.265,82\end{aligned}$$

3) Plant Overhead Cost

Plant overhead cost adalah biaya untuk service yang tidak langsung berhubungan dengan unit produksi, yaitu pergudangan, biaya kesehatan, dan bonus produksi, besarnya 50–100% dari *Labour Cost*. Dalam perkiraan ini ditetapkan 70% dari *Labour Cost* (Aries & Newton, 1955, halaman 174).

$$\text{Plant Overhead Cost} = 70\% \times \text{Labor cost}$$

$$= 70\% \times \$ 1.475.105,49$$

$$= \$ 1.032.573,84$$

4) *Packaging Product Cost*

Biaya *packaging* dibutuhkan untuk membayar container produk, besarnya 4–36% dari harga penjualan produk. Dalam hal ini ditetapkan biaya *packaging* sebesar 6% dari harga penjualan penjualan (Aries & Newton, 1955, halaman 174).

$$\text{Packaging Product Cost} = 6\% \times \text{Penjualan produk}$$

$$= 6\% \times \$ 681.160.120,75$$

$$= \$ 40.869.607,25$$

5) *Transportation Cost*

Biaya transportasi diperlukan untuk membayar ongkos pengangkutan barang produksi hingga sampai di tempat pembeli, diperkirakan 3% dari harga jual produk selama 1 tahun.

$$\text{Transportation Cost} = 3\% \times \text{Penjualan produk}$$

$$= 3\% \times \$ 681.160.120,75$$

$$= \$ 20.434.803,62$$

Tabel D. 10 *Total Indirect Manufacturing Cost (IDMC)*

No	Items	Biaya (US\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	221.265,82
2	<i>Laboratory Cost</i>	221.265,82
3	<i>Plant Overhead</i>	1.032.573,84
4	<i>Packaging</i>	40.869.607,25
5	<i>Transportation</i>	20.434.803,62
<i>Total Indirect Manufacturing Cost (IDMC)</i>		62.779.516,35

2.2 *Direct Manufacturing Cost*

Direct Manufacturing Cost (DMC) merupakan biaya yang dikeluarkan khusus dalam pembuatan suatu produk, yang termasuk ke dalam DMC adalah sebagai berikut.

1) *Bahan Baku*

Tabel D. 11 Kebutuhan dan Biaya Bahan Baku per Tahun

Bahan Baku	Harga/kg (US\$)	Kebutuhan(kg/tahun)	Harga/tahun (US\$)
Metil Oleat	US\$ 1,80	167.649.199	301.768.558,85
TMP	US\$ 2,00	37.933.873	75.867.745,47
Pottasium karbonat	US\$ 0,80	1.641.935	1.313.547,84
Total			378.949.852,15

2) *Labor Cost (Tenaga Kerja Proses)*

Upah tenaga kerja bagian produksi, utilitas, perawatan, rekayasa, K3 proses, dan laboratorium dihitung berdasarkan patokan UMR Kota Cilegon tahun 2026, dengan total gaji per tahun setara 15 kali gaji bulanan (termasuk THR dan bonus).

Tabel D. 12 *Labor Cost*

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Pengeluaran/Tahun (Rp)
Dewan Komisaris	3	50.000.000	250.000.000
Direktur Utama	1	35.000.000	525.000.000
Direktur Produksi dan Teknik	1	28.000.000	420.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	25.000.000	375.000.000
Staff Ahli	2	20.000.000	600.000.000
Sekretaris	2	20.000.000	600.000.000
Kepala Bagian Teknik	1	20.000.000	300.000.000
Kepala Bagian Produksi	1	20.000.000	300.000.000
Kepala Bagian Keuangan	1	25.000.000	375.000.000
Kepala Bagian Pemasaran dan Pengadaan	1	15.000.000	225.000.000
Kepala Seksi Proses dan Produksi	1	12.000.000	180.000.000

Kepala Bagian Personalia dan Umum	1	12.000.000	180.000.000
Kepala Seksi Utilitas	1	12.000.000	180.000.000
Kepala Seksi Pemeliharaan (Maintenance)	1	12.000.000	180.000.000
Kepala Seksi Penyimpanan (Storage)	1	12.000.000	180.000.000
Kepala Seksi Personalia	1	12.000.000	180.000.000
Kepala Seksi Akuntansi	1	12.000.000	180.000.000
Kepala Seksi Administrasi	1	12.000.000	180.000.000
Kepala Seksi Pembelian (Procurement)	1	12.000.000	180.000.000
Kepala Seksi Pemasaran (Marketing)	1	12.000.000	180.000.000
Kepala Seksi Laboratorium	1	14.000.000	210.000.000
Kepala Seksi Lingkungan (HSE) dan K3	1	12.000.000	180.000.000
Kepala Seksi Project Engineering	1	12.000.000	180.000.000
Kepala Seksi Keamanan	1	10.000.000	150.000.000
Kepala Seksi Humas	1	10.000.000	150.000.000
Kepala Regu Lab, Analisa dan Riset	2	10.000.000	300.000.000
Kepala Regu Proses dan Produksi	2	10.000.000	300.000.000
Kepala Regu Utilitas	2	10.000.000	300.000.000
Petugas Medis	4	9.000.000	540.000.000
Karyawan Bagian Produksi, Utilitas, Perawatan, Rekayasa, K3 proses dan Laboratorium	104	8.500.000	13.260.000.000
Karyawan HSE dan K3	2	7.000.000	210.000.000
Karyawan Administrasi	2	6.000.000	180.000.000

Karyawan Anggaran dan Akuntansi	2	6.000.000	180.000.000
Karyawan Humas	2	6.000.000	180.000.000
Karyawan Personalia	2	6.000.000	180.000.000
Karyawan Pemasaran (Marketing)	2	6.000.000	180.000.000
Karyawan Pengadaan (Purchase)	2	6.000.000	180.000.000
Satpam	6	5.500.000	495.000.000
Supir	5	5.800.000	435.000.000
<i>Cleaning Service</i>	8	5.500.000	660.000.000
Total	176		Rp 26.220.000.000
			\$1.475.105,49

3) *Maintenance Cost (MC)*

Maintenance cost adalah biaya yang diperlukan untuk pemeliharaan peralatan proses, berkisar 2–10% dari FCI. FCI menurut Aries & Newton (1955) halaman 164. Pada perancangan ini, diambil nilai sebesar 8%.

$$\begin{aligned}
 \text{Maintenance Cost} &= 8\% \times \text{FCI} \\
 &= 8\% \times \$ 95.426.035,62 \\
 &= \$ 7.634.082,85
 \end{aligned}$$

4) *Plant Supplies Cost (PSC)*

Plant supplies adalah biaya penyediaan barang yang dibutuhkan agar proses berjalan dengan efisien, seperti oli, zat kimia untuk uji coba, atau bahan–bahan penunjang lain yang tidak termasuk bahan baku atau *maintenance* dan *repair* material. Berdasarkan Aries & Newton (1955) halaman 168, diperkirakan nilainya sebesar 15% dari biaya *maintenance* per tahun.

$$\begin{aligned}
 \text{Plant Supplies Cost} &= 15\% \times \text{Maintenance Cost} \\
 &= 15\% \times \$ 7.634.082,85 \\
 &= \$ 1.145.112,43
 \end{aligned}$$

5) *Royalties and Patent*

Menurut Aries & Newton (1955) halaman 168, biaya untuk royalti dan paten antara 1–5%. Dalam hal ini dipilih sebesar 2% dari total penjualan.

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas Biolubricant per tahun} &= 118000 \text{ kg} \\ \text{Harga jual Biolubricant} &= \$ 5,70/\text{kg} \\ \text{Total Penjualan Produk} &= \$ 681.160.120,75 \\ \text{Royalties \& patent} &= 2\% \times \text{Total penjualan} \\ &= 2\% \times \$ 681.160.120,75 \\ &= \$ 13.623.202,42\end{aligned}$$

Direct Manufacturing Cost (DMC) tanpa Utilitas

$$\begin{aligned}\text{DMC tanpa utilitas} &= \text{Bahan Baku} + \text{Labor Cost} + \text{MC} + \text{PSC} + \text{Royalti} \\ &= \$ 402.439.169,68\end{aligned}$$

6) *Cost of Utilities*

Biaya utilitas seperti steam, listrik, air pendingin, udara tekan, bahan bakar, dan lain–lain bergantung pada jumlah penggunaan, lokasi pabrik, dan sumber bahan. Dalam hal ini, biaya utilitas menurut Aries & Newton (1955) halaman 168 adalah 25-30% dari biaya bangunan dan *contingency*. Diambil nilai perkiraan sebesar 25%.

$$\begin{aligned}\text{Utilitas} &= 25\% \times (\text{Biaya bangunan} + \text{contingency}) \\ &= 25\% \times \text{US\$ } (6.850.568,78 + 14.680.928,56) \\ &= \$ 5.382.874,33\end{aligned}$$

Total Direct Manufacturing Cost (DMC)

Tabel D. 13 *Total Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	Items	Biaya (US\$)
1	Bahan Baku	378.949.852,15
2	Labor Cost	745.991,56

No	Items	Biaya (US\$)
3	<i>Supervision Cost</i>	340.928,27
4	<i>Maintenance Cost</i>	7.634.082,85
5	<i>Plant Supplies Cost</i>	1.145.112,43
6	<i>Royalties & Patent</i>	13.623.202,42
7	<i>Cost of Utilities</i>	5.382.874,33
Total Direct Manufacturing Cost (DMC)		407.822.044,01

2.3 Fixed Manufacturing Cost

Fixed Manufacturing Cost (FMC) merupakan pengeluaran yang berkaitan dengan initial *Fixed Capital Investment* dan harganya tetap, tidak bergantung waktu dan tingkat produksi.

1) Depresiasi

Depresiasi merupakan penurunan harga peralatan dan gedung karena pemakaian, besarnya 8–10% FCI. Ditetapkan nilai sisa (SV) sebesar 10% FCI dan umur pabrik (n) selama 30 tahun (Aries & Newton, 1955, halaman 180).

$$\text{Depresiasi} = \frac{FCI - SV}{n}$$

Keterangan:

FCI = *Fixed Capital Investment*

Nilai Sisa (SV) = 10% FCI Umur Pabrik

Umur Pabrik (n) = 30 tahun

$$\text{Depresiasi} = \frac{10\%(FCI)}{n}$$

$$\begin{aligned} \text{Depresiasi} &= \frac{10\%(\$95.426.035,62)}{30} \\ &= \$ 2.862.781,07 \end{aligned}$$

2) Property Tax

Property taxes adalah pajak yang dibayarkan oleh perusahaan, besarnya 1–4% FCI. Ditetapkan 2% dari FCI (Aries & Newton, 1955, halaman 181).

$$\begin{aligned} \text{Property Tax} &= 2\% \times \text{FCI} \\ &= 2\% \times \$ 95.426.035,62 \end{aligned}$$

$$= \$ 1.908.520,71$$

3) Asuransi

Pihak perusahaan harus mengeluarkan biaya asuransi pabrik, besarnya 1% dari FCI (Aries & Newton, 1955, halaman 182).

$$\begin{aligned}\text{Asuransi} &= 1\% \times \text{FCI} \\ &= 1\% \times \$ 95.426.035,62 \\ &= \$ 954.260,36\end{aligned}$$

Dari data-data perhitungan di atas, didapatkan *Total Fixed Manufacturing Cost* (FMC) sebagai berikut.

Tabel D. 14 *Total Fixed Manufacturing Cost* (FMC)

No	Items	Biaya (US\$)
1	<i>Depresiasi</i>	2.862.781,07
2	<i>Property Tax</i>	1.908.520,71
3	Asuransi	54.260,36
Total Fixed Manufacturing Cost (FMC)		5.725.562,14

Dari data-data perhitungan di atas, didapatkan *Total Manufacturing Cost* (TMC) sebagai berikut.

Tabel D. 15 *Total Manufacturing Cost* (TMC)

No	Items	Biaya (US\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC)	407.822.044,01
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IDMC)	62.779.516,35
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC)	5.725.562,14
Total Manufacturing Cost (TMC)		476.327.122,50

3. General Expense

Menurut Aries and Newton (1955), *general expense* adalah pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi–fungsi perusahaan di luar *manufacturing cost*.

3.1 Administrasi

Biaya administrasi mencakup pengeluaran untuk gaji karyawan selain karyawan proses. Secara rinci adalah sebagai berikut.

1) Management Salaries

Tabel D. 16 *Management Salaries*

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Pengeluaran/Tahun (Rp)
Dewan Komisaris	3	50.000.000	2.250.000.000
Direktur Utama	1	35.000.000	525.000.000
Direktur Produksi dan Teknik	1	28.000.000	420.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	25.000.000	375.000.000
Staff Ahli	2	20.000.000	600.000.000
Sekretaris	2	20.000.000	600.000.000
Satpam	6	5.500.000	495.000.000
Supir	5	5.800.000	435.000.000
Petugas Medis	4	9.000.000	540.000.000
<i>Cleaning Service</i>	8	5.500.000	660.000.000
Jumlah	33	-	Rp 6.900.000.000
		-	\$ 388.185,65

2) Legal Fee and Auditing

Biaya untuk *legal fee and auditing* disediakan setiap tahun, diambil 2% dari total *management salary* dan *maintenance cost* (Peter & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}\text{Legal Fee \& Auditing} &= 2\% \times (\text{Management Salary} + \text{Maintenance Cost}) \\ &= 2\% \times \text{US\$ } (388.185,65 + 7.634.082,85) \\ &= \$ 160.445,37\end{aligned}$$

3) Peralatan Kantor dan Komunikasi

Biaya untuk peralatan kantor disediakan setiap tahun, biaya untuk peralatan kantor disediakan setiap tahun dan diambil 0,5% dari *general expense* (Peter & Timmerhaus, 1991).

$$\text{Peralatan Kantor} = \$ 7.375,53$$

Administration Cost

$$\begin{aligned}\text{Administration Cost} &= \text{Management Salary} + \text{Legal Fee} + \text{Office Tools} \\ &= \$ 556.006,55\end{aligned}$$

3.2 Sales Expense

Besarnya *sales expense* beragam, tergantung pada jenis produk, distribusi, market, *advertisement*, dan lain-lain. Secara umum besarnya diperkirakan 5–22% dari Total *Manufacturing Cost*. Dalam perancangan ini ditentukan 20% dari *Total Manufacturing Cost* karena produk memerlukan promosi dan dijual langsung kepada industri lain (Aries & Newton, halaman 186).

$$\begin{aligned}\text{Sales Expense} &= 20\% \times \text{Total Manufacturing Cost} \\ &= 20\% \times \$ 476.327.122,50 \\ &= \$ 95.265.424,50\end{aligned}$$

3.3 Research and Development Cost

Menurut Aries and Newton (1955), biaya untuk penelitian dan pengembangan diambil sebesar 3,5% dari *manufacturing cost*.

$$\begin{aligned}\text{Research \& Development Cost} &= 3,5\% \times \text{Total Manufacturing Cost} \\ &= 3,5\% \times \$ 476.327.122,50 \\ &= \$ 16.671.449,29\end{aligned}$$

3.4 CSR (Corporate Social Responsibility)

Biaya CSR diambil 2% dari harga jual – harga bahan baku.

$$\begin{aligned}\text{CSR} &= 2\% \times (\text{Penjualan produk} - \text{Harga bahan baku}) \\ &= 2\% \times \$ (681.160.120,75 - 378.949.852,15)\end{aligned}$$

$$= \$ 6.044.205,37$$

3.5 Finance

Bunga dipertimbangkan sebagai kompensasi yang dibayarkan untuk penggunaan modal yang dipinjam. Tingkat bunga tahunan sebesar 0–10% dari *Total Capital Investment*. Besarnya diperkirakan 5% dari *Total Capital Investment* (Timmerhaus, 1992, halaman 211).

$$\begin{aligned}\text{Finance} &= 5\% \times \text{Total Capital Investment} \\ &= 5\% \times \$ 345.070.411,81 \\ &= \$ 17.253.520,59\end{aligned}$$

Dari data-data perhitungan di atas, didapatkan *Total General Expense* (TGE) sebagai berikut.

Tabel D. 17 *Total General Expense* (TGE)

No	Items	Biaya (US\$)
1	Administrasi	556.006,55
2	<i>Sales Expense</i>	95.265.424,50
3	<i>Research and Development</i>	16.671.449,29
4	CSR	6.044.205,37
5	<i>Finance</i>	17.253.520,59
Total General Expense (TGE)		135.790.606,30

Total Production Cost (TPC)

Total Production Cost = Manufacturing Cost + General Expense

$$\text{Total Production Cost} = \$ 476.327.122,50 + \$ 135.790.606,30 = \$ 612.117.728,80$$

ANALISIS KELAYAKAN

1. Sales and Profit

$$\text{Sales} = \text{US\$ } 681.160.120,75$$

$$\text{Biaya Produksi (TPC)} = \text{US\$ } 612.117.728,80$$

$$\text{Profit Before Tax (PBT)} = \text{Sales} - \text{Biaya Produksi}$$

$$= \text{US\$ } 69.042.391,96$$

$$= 10,136\%$$

Berdasarkan UU No. 36 Tahun 2008 tentang Pajak Penghasilan Pasal 17 Ayat 2a, pajak penghasilan badan dalam negeri dan bentuk usaha tetap di Indonesia ditetapkan sebesar 25% dari penghasilan.

$$\text{Pajak di Indonesia} = 25\% \times \text{Profit Before Tax}$$

$$= \text{US\$ } 17.260.597,99$$

$$\text{Profit After Tax (PAT)} = \text{Profit Before Tax} - \text{Pajak}$$

$$= \text{US\$ } 51.781.793,97$$

$$= 7,602\%$$

2. Profit on Sales (POS)

Profit on sales adalah faktor yang ditentukan untuk mengetahui tingkat keuntungan yang diperoleh tiap harga penjualan produk.

$$POS = \frac{PBT}{Sales} \times 100\%$$

$$POS = \frac{69.042.391,96}{681.160.120,75} \times 100\%$$

$$POS = 10,136\%$$

Maka nilai dari *Profit on sales* setelah pajak adalah:

$$POS = \frac{PAT}{Sales} \times 100\%$$

$$POS = \frac{51.781.793,97}{681.160.120,75} \times 100\%$$

$$POS = 7,602\%$$

3. Return of Investment (ROI)

Return of Investment (ROI) adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan, tanpa memperhitungkan efek *time value of money* tiap tahunnya.

$$ROI = \frac{PBT}{FCI} \times 100\%$$

$$ROI = \frac{69.042.391,96}{95.426.035,62} \times 100\%$$

$$ROI = 72,35\%$$

Maka nilai dari *Return of Investment* setelah pajak adalah:

$$POS = \frac{PAT}{FCI} \times 100\%$$

$$POS = \frac{51.781.793,97}{95.426.035,62} \times 100\%$$

$$POS = 54,26\%$$

Rate of Return (ROR) merupakan laju pengembalian yang dihasilkan tiap tahunnya, dihitung berdasarkan 75% dari keuntungan bersih terhadap total investasi.

ROR sebelum pajak = 11,28%

ROR setelah pajak = 8,46%

4. Pay Out Time (POT)

Nilai dari *Return of Investment* setelah pajak adalah:

$$POT = \frac{FCI}{(POT + Depresiasi)} \times 100\%$$

$$POT = 1,5910 \text{ tahun}$$

Maka nilai dari *Return of Investment* setelah pajak adalah:

$$POT = \frac{FCI}{(POT + Depresiasi)} \times 100\%$$

$$POT = 2,0881 \text{ tahun}$$

5. Internal Rate of Return (IRR)

Internal Rate of Return (IRR) dihitung dengan trial harga IRR hingga diperoleh *Net Present Value* (NPV) = 0, dengan mendiskontokan seluruh aliran kas (*cash flow*) proyek selama umur pabrik terhadap *Total Capital Investment* (TCI) menggunakan *discount factor* $1/(1+i)^n$.

Berdasarkan perhitungan *trial and error* dan interpolasi, diperoleh nilai *i* sedemikian sehingga NPV mendekati nol.

$$TCI = CF (P/F, I, n) + SV (P/F, I, n)$$

Keterangan:

CF = Cash Flow (Keuntungan Bersih + Depresiasi)

I = ROR (trial)

n = Umur Pabrik = 30 Tahun

SV = Salvage Value / Nilai Sisa = 10% FCI

Untuk mengubah nilai CF dan SV dimasa depan ke nilai sekarang, maka harus dikalikan dengan *discount factor* $(1/(1+i)^n)$.

Trial I dikatakan benar saat nilai $(TCI / (CF + SV)) = 1$.

IRR = 12,44%

6. Break Even Point (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah titik yang menunjukkan perpotongan antara garis *Total Cost* dan *Sales*, di mana pabrik tidak memperoleh keuntungan maupun kerugian dari hasil penjualan produk. Operasi pada kapasitas di bawah titik ini akan mengakibatkan kerugian, sedangkan operasi di atas titik ini akan menghasilkan keuntungan.

Tabel D. 18 *Fixed Manufacturing Cost (Fa)*

No	Items	Biaya (US\$)
1	<i>Depresiasi</i>	2.862.781,07
2	<i>Property Tax</i>	1.908.520,71
3	<i>Insurance</i>	954.260,36
Total Fixed Manufacturing Cost (Fa)		5.725.562,14

Tabel D. 19 *Variable Cost (Va)*

No	Items	Biaya (US\$)
1	<i>Raw Material</i>	378.949.852,15
2	<i>Utilitas</i>	5.382.874,33
3	<i>Packaging Product</i>	40.869.607,25
4	<i>Royalty dan Patent</i>	13.623.202,42
5	Transportasi	20.434.803,62
Total Variable Cost (Va)		459.260.339,77

Tabel D. 20 *Regulated Cost (Ra)*

No	Items	Biaya (US\$)
1	<i>Labor Cost</i>	745.991,56
2	<i>Payroll Overhead</i>	221.265,82
3	<i>Supervisi</i>	340.928,27
4	Laboratorium	221.265,82
5	<i>General Expenses</i>	135.790.606,30
6	<i>Maintenance</i>	7.634.082,85
7	<i>Plant Supplies</i>	1.145.112,43
8	<i>Plant Overhead</i>	1.032.573,84
Total Regulated Cost (Ra)		147.131.826,89

$$BEP = \frac{Fa + 0,3Ra}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\%$$

$$BEP = 45,19\%$$

7. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) adalah titik atau persentase jumlah produksi tertentu dimana hasil penjualan hanya mampu menutup *fixed cost*, tetapi tidak mampu menutup pengeluaran lainnya, sehingga pabrik berada dalam keadaan merugi dan harus dihentikan.

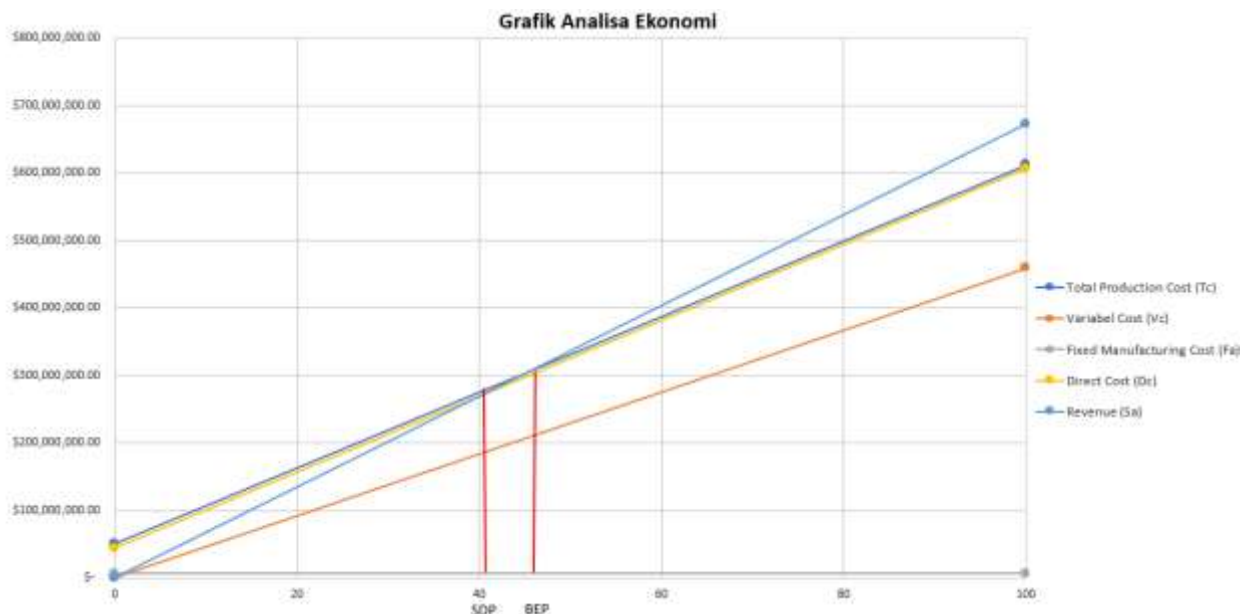
$$SDP = \frac{0,3Ra}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\%$$

$$SDP = 40\%$$

8. Resume

Tabel D. 21 Hasil Analisa Kelayakan

Parameter	Nilai	Batasan (Low Risk)	Batasan (High Risk)	Kategori	Kesimpulan
ROI	54,26%	minimal 15%	minimal 44%	Low Risk	Layak
POT	2,09 tahun	maximum 5 tahun	maximum 20 tahun	Low Risk	Layak
IRR	12,44%	diatas 12%	dibawah 11%	Low Risk	Layak
BEP	45,19%	dibawah 60%	diatas 60%	Low Risk	Layak
SDP	40,00%	< dari BEP	> dari BEP	Low Risk	Layak
ROR	8,46%	8-16%/year	24-32%/year	Low Risk	Layak



Gambar D. 2 Grafik Analisa Kelayakan Pabrik.

1) *Profit on Sales* adalah besarnya keuntungan kasar dari setiap satuan prsoduk yang dijual. Hasil perhitungan Profit on Sales sebelum pajak = 10,14% dan sesudah pajak = 7,60% pada pabrik biolubricant dengan kapasitas 118.000 ton/tahun.

- 2) *Return on Investment* adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun berdasarkan kecepatan pengembalian modal yang diinvestasikan. Hasil perhitungan ROI sebelum pajak adalah 72,35% dan sesudah pajak adalah 54,26%.
- 3) *Pay Out Time* (POT) adalah jumlah tahun yang diperlukan untuk mengembalikan modal investasi sebelum dikurangi depresiasi. Hasil perhitungan POT sebelum pajak adalah - tahun dan sesudah pajak adalah - tahun.
- 4) *Internal Rate of Return* (IRR) merupakan indikator untuk mengetahui tingkat efisiensi dari sebuah investasi pada pabrik. Hasil perhitungan IRR pada pabrik biolubricant ini adalah 12,44%.
- 5) *Break Even Point* (BEP) adalah titik yang menunjukkan tingkat produksi dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama, sehingga pabrik tidak untung dan tidak rugi. Hasil perhitungan BEP adalah 45,19%, dimana syarat BEP maksimal untuk mendapatkan kredit dari bank adalah 60%.
- 6) *Shut Down Point* (SDP) merupakan titik perpotongan antara kurva penghasilan (sales) dengan *kurva fixed cost*, yang menunjukkan tingkat kapasitas produksi dimana sales sama dengan *fixed cost* sehingga aktivitas produksi harus dihentikan. Hasil perhitungan SDP adalah 40%.

Dari hasil evaluasi ekonomi yang dijabarkan di atas, seluruh parameter kelayakan (ROI, POT, IRR, BEP, SDP, dan ROR) berada pada kategori *low risk*. Dengan demikian, Pabrik Biolubricant berkapasitas 118.000 ton/tahun dinyatakan layak untuk didirikan.