

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

2.1.1.1 *Trimethylolpropane* (TMP)

Spesifikasi *trimethylolpropane* adalah sebagai berikut:

Rumus Kimia	: $C_6H_{14}O_3$
Berat Molekul	: 134,2 g/mol
Titik Didih	: 288,89°C
Titik Nyala	: 172°C
Densitas	: 1,176 g/cm ³
Viskositas pada 20°C	: 64 mPa.s
Kelarutan dalam Air (20°C)	: Larut dalam Air
Kemurnian	: $\geq 99\%$
Produsen	: Wuxi Vland <i>Biotech</i> Co., Ltd
Negara	: China
Impuritas	: H ₂ O

(Sumber: Cayman Chemical & Alibaba)

2.1.1.2 Metil Oleat

Spesifikasi metil oleat adalah sebagai berikut:

Rumus Kimia	: $C_{19}H_{36}O_2$
Berat Molekul	: 296,5 g/mol
Fase	: Cair
Titik Didih	: 343,85°C
Titik Nyala	: 13°C
Densitas pada 20°C	: 0,8345 g/cm ³
Kelarutan dalam Air	: Tidak Larut dalam Air
Kemurnian	: $\geq 99\%$
Produsen	: Ningbo Dongbo <i>New Energy</i> Co., Ltd
Negara	: China

Impuritas : Metanol
(Sumber: Cayman Chemical & Alibaba)

2.1.1.3 Potasium Karbonat

Spesifikasi potassium karbonat adalah sebagai berikut:

Rumus Kimia	: K_2CO_3
Berat Molekul	: 138,21 g/mol
Fase	: Padat
Titik Lebur	: $891^{\circ}C$
Densitas pada $20^{\circ}C$	: 2,43 g/cm ³
Kelarutan dalam Air ($20^{\circ}C$)	: 1.120 g/L
Kemurnian	: $\geq 99\%$
Produsen	: CV. Nijuu Indonesia Cemerlang
Negara	: Tangerang, Indonesia

2.1.1.4 Nitrogen

Spesifikasi nitrogen adalah sebagai berikut:

Rumus Kimia	: N_2
Berat Molekul	: 28/02 g/mol
Fase	: Gas
Titik Lebur	: $-210.01^{\circ}C$
Titik Didih	: $-196^{\circ}C$
Densitas gas	: 0.072 lb/ft ³
Kemurnian	: $\geq 99\%$
Produsen	: Produksi Utilitas Pabrik

(Sumber: Airgas)

2.1.2 Spesifikasi Produk

2.1.2.1 *Trimethylolpropane fatty acid triester/(Biolubricant)*

Spesifikasi *Trimethylolpropane fatty acid triester* adalah sebagai berikut:

Rumus Kimia	: $C_{60}H_{110}O_6$
Berat Molekul	: 927.5 g/mol
Fase	: Cair

Titik Didih	: 851°C
Titik Nyala	: 208°C
Densitas	: 0.918 g/cm ³
Viskositas pada 40°C	: 48.12 mm ² /s
Viskositas pada 100°C	: 9,35 mm ² /s
Kemurnian	: ≥ 99%
Impuritas	: Metil oleat

2.1.2.2 Metanol

Spesifikasi Metanol adalah sebagai berikut:

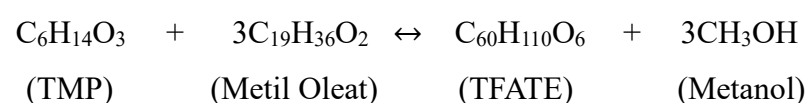
Rumus Kimia	: CH ₃ OH
Berat Molekul	: 32.04 g/mol
Fase	: Cair
Titik Lebur	: -98°C
Titik Didih	: 64.5°C
Titik Nyala	: 10°C
Densitas pada 20°C	: 0.792 g/cm ³
Viskositas pada 20°C	: 0.597 mPa.s
Kelarutan dalam Air	: Larut dalam Air
Kemurnian	: 95.5%
Impuritas	: Metil oleat dan trimetilolpropana

(Sumber: PT Smart-Lab Indonesia)

2.2 Konsep Proses

2.2.1 Dasar Reaksi

Proses pembuatan *Trimethylolpropane fatty acid triester* (TFATE) menggunakan bahan baku *trimethylolpropane* (TMP) dan metil oleat berdasarkan reaksi proses esterifikasi/ transesterifikasi. Proses esterifikasi adalah reaksi dimana asam lemak bebas dari minyak alami dan alkohol rantai panjang membentuk ester, sedangkan transesterifikasi terjadi etika bagian gliserol dari *triacylglycerol* diganti dengan alkohol rantai panjang atau rantai cabang.



2.2.2 Mekanisme Reaksi

Proses sintesis pelumas nabati atau disebut juga biolubricant berlangsung melalui tiga tahap reaksi berurutan. Pada tahap pertama, metil oleat (MO) bereaksi dengan trimetilolpropana (TMP) membentuk *trimethylolpropane fatty acid monoester* (TFAME). Senyawa TFAME kemudian kembali bereaksi dengan metil oleat untuk menghasilkan *trimetilolpropana fatty acid diester* (TFADE). Selanjutnya, TFADE mengalami reaksi lanjutan dengan metil oleat hingga terbentuk *trimetilolpropana fatty acid triester* (TFATE), yang merupakan produk akhir berupa *biolubricant* (Chang *et al.*, 2012). Senyawa TFATE inilah yang digunakan sebagai komponen utama pelumas nabati.

2.2.3 Kondisi Operasi

Reaksi pembentukan *Trimethylolpropane fatty acid triester* (TFATE) dari *trimethylolpropane* (TMP) dan metil oleat merupakan reaksi antara fasa cair dan cair yang berlangsung secara eksotermis dan berlangsung dalam reaktor CSTR dengan kondisi operasi sebagai berikut:

Suhu : 120 °C

Tekanan : 1 atm

Mol : 4 Metil oleat cair dalam *trimethylolpropane* (TMP) : 1 TMP cair

2.2.4 Tinjauan Secara Termodinamika

2.2.4.1 Entalpi Reaksi Standar (ΔH_r)

Tinjauan termodinamika digunakan untuk menjelaskan karakteristik reaksi yang terjadi, khususnya terkait perubahan panas reaksi, apakah bersifat eksotermis atau endotermis. Jika nilai ΔH_f° bernilai negatif, maka reaksi melepaskan panas (eksotermis), sedangkan jika ΔH_f° bernilai positif, reaksi menyerap panas (endotermis).

Tabel 2. 1 Entalpi Proses Transesterifikasi

Komponen	ΔH°_{298K} (kJ/mol)
Trimethylolpropane (C ₆ H ₁₄ O ₃)	-642.67
Metil oleat (C ₁₉ H ₃₆ O ₂)	437.29
Methanol (CH ₃ OH)	-201,19
TFATE (<i>biolubricant</i>) (C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆)	2035.25

(Yaws, 1999 & Poling, 2000)

Dalam mencari nilai entalpi reaksi (ΔH°) pada reaksi transesterifikasi menggunakan rumus:

$$\Delta H_{r\ 298\ K} = \sum \Delta H_{f\ produk} - \sum \Delta H_{f\ reaktan}$$

Jadi bila dihitung adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} &= (\Delta H_{C_{60}H_{110}O_6} + 3 \times \Delta H_{CH_3OH}) - (\Delta H_{C_6H_{14}O_3} + 3 \times \Delta H_{C_{19}H_{36}O_2}) \\ &= (2035.25 + 3 \times (-201.19)) - (-642.67 + 3 \times (-437.29))\text{ kJ/mol} \\ &= 762.50\text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Didapatkan hasil entalpi reaksi (ΔH_r) pada reaksi transesterifikasi sebesar 762.50 kJ/mol. Karena hasilnya positif, maka reaksi tersebut bersifat endotermis

2.2.4.2 Entalpi Reaksi Gibbs (ΔG_r)

Menurut Josiah Willard Gibbs (1873), energi Gibbs pembentukan standar suatu senyawa merupakan perubahan energi bebas yang terjadi ketika 1 mol senyawa tersebut terbentuk dari unsur-unsur penyusunnya dalam keadaan standar.

Tabel 2. 2 Nilai Energi Gibbs Proses Transesterifikasi

Komponen	$\Delta G_{298\ K}(\text{kJ/mol})$
Trimetilolpropana ($C_6H_{14}O_3$)	-411,31
Metil oleat ($C_{19}H_{36}O_2$)	-117
Methanol (CH_3OH)	-162,51
TFATE (<i>biolubricant</i>) ($C_{60}H_{110}O_6$)	-727,36

(Yaws, 1999 & Poling, 2000)

Dalam mencari nilai entalpi reaksi Gibbs pada proses transesterifikasi menggunakan rumus:

$$\Delta G_r = \sum \Delta G_{produk} - \sum \Delta G_{reaktan}$$

Jadi bila dihitung adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} &= (C_{60}H_{110}O_6 + CH_3OH) - (C_{19}H_{36}O_2 + C_6H_{14}O_3) \\ &= (-727,36 + 3(-162,51)) - (-411,31 + 3(-117)) \\ &= -452,58\text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Nilai energi bebas Gibbs reaksi transesterifikasi pada suhu operasi 120°C (393 K) diperoleh sebesar -452,58 kJ/mol, nilai ΔG yang negatif menunjukkan bahwa reaksi transesterifikasi antara metil oleat dan trimetilolpropana berlangsung secara spontan secara termodinamika. Selain itu, karena nilai perubahan entropi reaksi sangat kecil, maka kontribusi suku $T\Delta S$ terhadap energi bebas Gibbs dapat diabaikan. Hal ini menyebabkan nilai ΔG relatif tidak dipengaruhi oleh perubahan temperatur, sehingga spontanitas reaksi terutama dikendalikan oleh perubahan entalpi yang bersifat eksotermis.

Dengan didapatkannya energi gibbs reaksi, dapat dihitung konstanta kesetimbangan dengan menggunakan cara berikut:

Pada T = 298 K

$$\begin{aligned} -\ln K_{1_{298\text{ K}}} &= \frac{\Delta G^\circ}{RT} \\ &= \frac{-452,28}{0,008314 \times 298\text{ K}} \\ &= 182,549 \end{aligned}$$

$$K_{1_{298\text{ K}}} = 1,9 \times 10^{79}$$

Pada T = 393 K

$$\begin{aligned} -\ln K_{1_{393\text{ K}}} &= \frac{\Delta G^\circ}{RT} \\ &= \frac{-452,28}{0,008314 \times 393\text{ K}} \\ &= 138,36 \end{aligned}$$

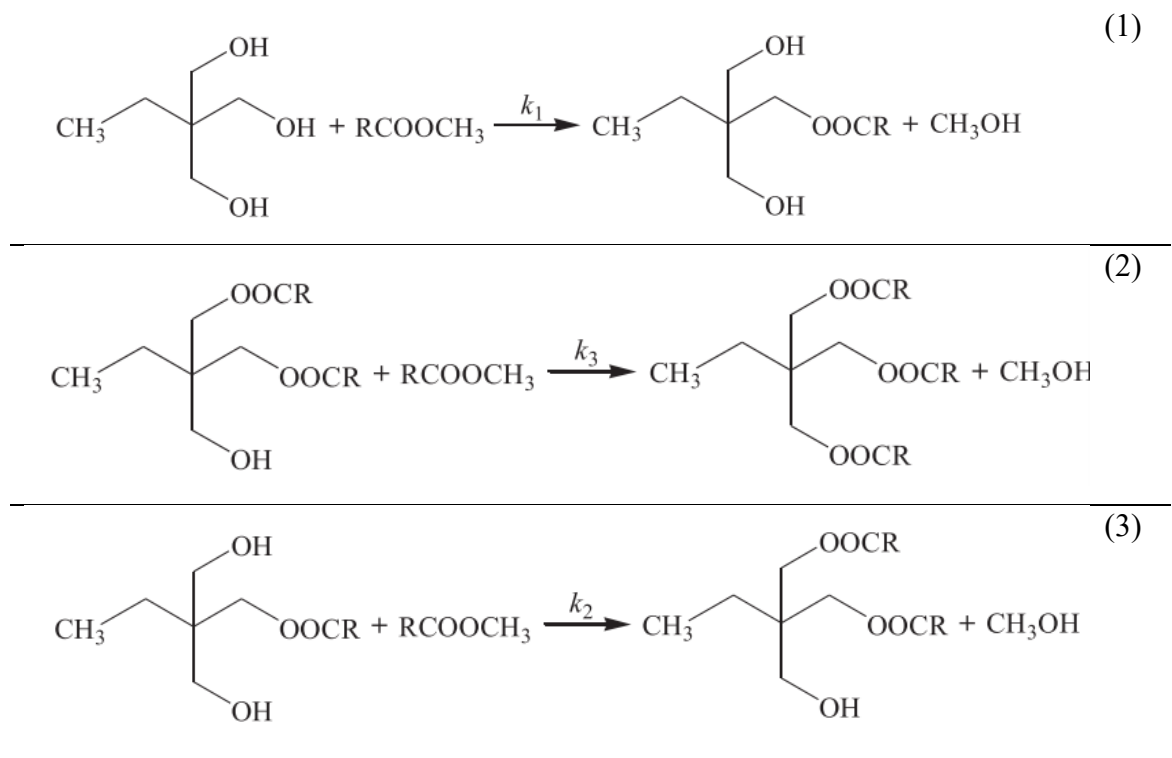
$$K_{1_{393\text{ K}}} = 1,2 \times 10^{60}$$

Berdasarkan perhitungan energi bebas Gibbs pada suhu 393 K, diperoleh nilai konstanta kesetimbangan reaksi sebesar $1,9 \times 10^{79}$. Nilai ini mengindikasikan bahwa reaksi transesterifikasi berlangsung sangat dominan ke arah pembentukan produk biolubricant. Adapun pada suhu 298 K, nilai konstanta kesetimbangan yang diperoleh adalah sebesar $1,2 \times 10^{60}$, yang menunjukkan kecenderungan reaksi ke arah produk yang lebih besar dibandingkan pada suhu 393 K. Perbedaan kedua nilai tersebut memperlihatkan bahwa penurunan suhu menyebabkan peningkatan nilai konstanta kesetimbangan, yang mengindikasikan reaksi semakin terdorong ke arah pembentukan produk pada suhu lebih

rendah. Secara keseluruhan, kedua nilai konstanta kesetimbangan yang sangat besar ($K \gg 1$) menegaskan bahwa sistem berada jauh dari kondisi kesetimbangan ke arah produk, sehingga pembentukan biolubricant sangat dominan dan reaksi dapat dianggap berlangsung hampir irreversibel dalam kondisi operasi yang ditinjau.

2.2.5 Tinjauan Kinetika Reaksi

Secara umum derajat kelangsungan reaksi ditentukan oleh konstanta kecepatan reaksi (k) orde reaksi dan konsentrasi reaktan. Reaksi transesterifikasi tiga seri dapat dinyatakan dengan menggunakan persamaan (1), (2), dan (3)



Konstanta laju reaksi untuk tahap (1), (2), dan (3) masing-masing dinyatakan sebagai k_1 , k_2 , dan k_3 . Metanol yang terbentuk selama reaksi segera dikeluarkan dari sistem melalui aliran gas nitrogen, sehingga reaksi pada tahap (1) (3) dapat diasumsikan berlangsung secara irreversibel. Dampak penghilangan metanol terhadap perubahan volume total reaksi dianggap sangat kecil sehingga dapat diabaikan. Oleh karena itu, volume fase cair reaksi diasumsikan tetap konstan sepanjang proses berlangsung. Selain itu, pada reaksi transesterifikasi tahap (1) (3), laju reaksi diasumsikan mengikuti kinetika orde satu terhadap konsentrasi masing-masing reaktan.

Laju reaksi transesterifikasi meningkat seiring dengan kenaikan suhu, sehingga mampu menghasilkan konversi metil oleat (MO) serta selektivitas pembentukan TFATE (biolubricant) yang lebih tinggi dalam waktu reaksi yang sama. Pada suhu operasi 120°C, konversi MO yang dicapai adalah sekitar 70% setelah 4 jam reaksi dengan rasio molar reaktan MO terhadap TMP sebesar 4:1. Selain itu, pada kondisi suhu yang sama, selektivitas akhir terhadap produk TFATE dapat mencapai 95,6%.

Kinetika reaksi dapat dinyatakan dengan bentuk diferensial berikut (Xie *et al.*, 2022):

$$\frac{-r_{AMO}}{dt} = -k_1 r_{MO} r_{TMP} - k_2 r_{MO} r_{TFAME} - k_3 r_{MO} r_{TFADE} \quad (4)$$

$$\frac{-r_{ATMP}}{dt} = -k_1 r_{MO} r_{TMP} \quad (5)$$

$$\frac{-r_{ATFAME}}{dt} = -k_1 r_{MO} r_{TMP} - k_2 r_{MO} r_{TFAME} \quad (6)$$

$$\frac{-r_{ATFADE}}{dt} = -k_2 r_{MO} r_{TFAME} - k_3 r_{MO} r_{TFADE} \quad (7)$$

$$\frac{-r_{ATFAME}}{dt} = k_3 r_{MO} r_{TFADE} \quad (8)$$

Dimana r_{MO} dan r_{TMP} masing-masing merupakan konsentrasi molar dari MO dan TMP setelah waktu t . Nilai k_1 merupakan konstanta laju reaksi (1). Nilai konstanta laju reaksi diperoleh dari penelitian Xie *et al.* (2022). Data konstanta laju reaksi pada suhu 80°C, 90°C, 100°C, 110°C, dan 120°C disajikan pada Tabel 2.3.

Tabel 2. 3 Konstanta Laju Reaksi Transesterifikasi (Xie *et al.*, 2022)

Reaksi	k (L/mol.min)				
	80 °C	90 °C	100 °C	110 °C	120 °C
1	0,00938	0,00938	0,00938	0,00938	0,00938
2	0,01281	0,01281	0,01281	0,01281	0,01281
3	0,00891	0,00891	0,00891	0,00891	0,00891

Berdasarkan data percobaan yang meliputi konsentrasi MO, TMP, TFAME, TFADE, dan TFATE (biolubricant) terhadap waktu reaksi, diperoleh nilai konstanta laju reaksi untuk tahap transesterifikasi (1) – (3) sebagaimana disajikan pada Tabel 2.3. Dari tabel tersebut dipilih nilai konstanta laju (k) yang paling kecil dengan tujuan untuk mengoptimalkan reaksi pembentukan TFATE (biolubricant) dari TFADE. Nilai energi aktivasi yang relatif besar mengindikasikan bahwa proses transesterifikasi lebih dipengaruhi oleh faktor kinetika reaksi dibandingkan oleh mekanisme transfer massa (Xie *et al.*, 2022).

Tabel 2. 4 Parameter Kinetik untuk Reaksi Transesterifikasi

Reaksi	Ea (kJ/mol)	A (L/mol.min)
1	85,60	$4,74 \times 10^{10}$
2	72,24	$6,26 \times 10^8$
3	48,95	$1,47 \times 10^5$

Membandingkan ketiga reaksi tersebut, reaksi (1) memiliki energi aktivasi paling tinggi, yang berarti bahwa reaksi transesterifikasi MO dengan TMP menjadi TFAME paling sesuai untuk suhu tersebut. Namun, konstanta laju terendah dari reaksi (3) menunjukkan bahwa reaksi transesterifikasi TFADE dengan MO menjadi TFATE (*biolubricant*) kemungkinan besar merupakan langkah pengendalian laju, yang mungkin disebabkan oleh adanya hambatan sterik yang besar antara molekul TFADE dan MO.

2.3 Langkah Proses

Terdapat 3 tahapan utama dalam proses pembuatan *trimetilolpropane fatty acid triester* melalui proses ini yaitu persiapan bahan baku, reaksi dan pemurnian produk. Berikut merupakan penjelasannya:

Tahap persiapan bahan baku bertujuan untuk memastikan bahwa bahan yang masuk ke reaktor berada dalam kondisi yang sesuai sehingga reaksi dapat berlangsung secara optimal dan menghasilkan produk dengan kualitas yang tinggi metil oleat. Bahan baku utama dalam proses ini adalah metil oleat dan trimetilolpropana didapatkan secara impor karena di Indonesia belum ada industri yang membuat produk tersebut. Trimetilolpropana disimpan pada silo dan dicairkan menggunakan melter untuk mengubah fasa dari kristal ke *liquid* serta menguapkan H₂O yang masih ada.

Pretreatment dilakukan dengan mencampurkan trimetilolpropana (TMP) dari PT-101 yang telah di lelehkan terlebih dahulu di melter dan katalis K₂CO₃ dari S-101 ke dalam *mixer* berpengaduk untuk membentuk *slurry* yang homogen sebelum dialirkan ke reaktor. Tahap ini bertujuan untuk memastikan katalis terdispersi merata, mengurangi kecenderungan pengendapan atau aglomerasi katalis, serta meningkatkan kontak awal reaktan sehingga laju reaksi dan selektivitas pembentukan triester meningkat.

2.3.1 Pembentukan Produk

Tahap reaksi merupakan inti dari proses pembuatan *trimetilolpropane fatty acid triester*. Reaksi yang terjadi adalah reaksi transesterifikasi antara metil oleat dan trimetilolpropana, yang menghasilkan produk utama berupa TFATE (*biolubricant*) dan produk samping berupa metanol. Reaksi dilakukan di dalam reaktor berpengaduk R-201 dan R-202 yang dibuat secara paralel serta dioperasikan secara kontinu, pada suhu 120 °C dan tekanan 1 atm dengan menggunakan katalis K_2CO_3 . Pengadukan yang baik diperlukan untuk memastikan kontak yang homogen antara TMP yang bersifat polar dan metil oleat yang bersifat nonpolar.

Untuk mendorong reaksi ke arah pembentukan triester, metanol yang terbentuk selama reaksi dikeluarkan secara kontinu melalui proses *degassing* menggunakan separator dengan N_2 . Terdapat kondensor parsial pada masing-masing reaktor untuk mendukung proses pemisahan metanol dan gas nitrogen pada separator. Pengeluaran metanol ini bertujuan untuk menggeser kesetimbangan reaksi ke arah produk sesuai dengan prinsip *Le Chatelier*. Reaktor dioperasikan secara paralel untuk meningkatkan konversi trimetilolpropana, mengoptimalkan waktu tinggal di dalam reaktor hingga mencapai spesifikasi produk triester yang diinginkan.

2.3.2 Pemurnian Produk

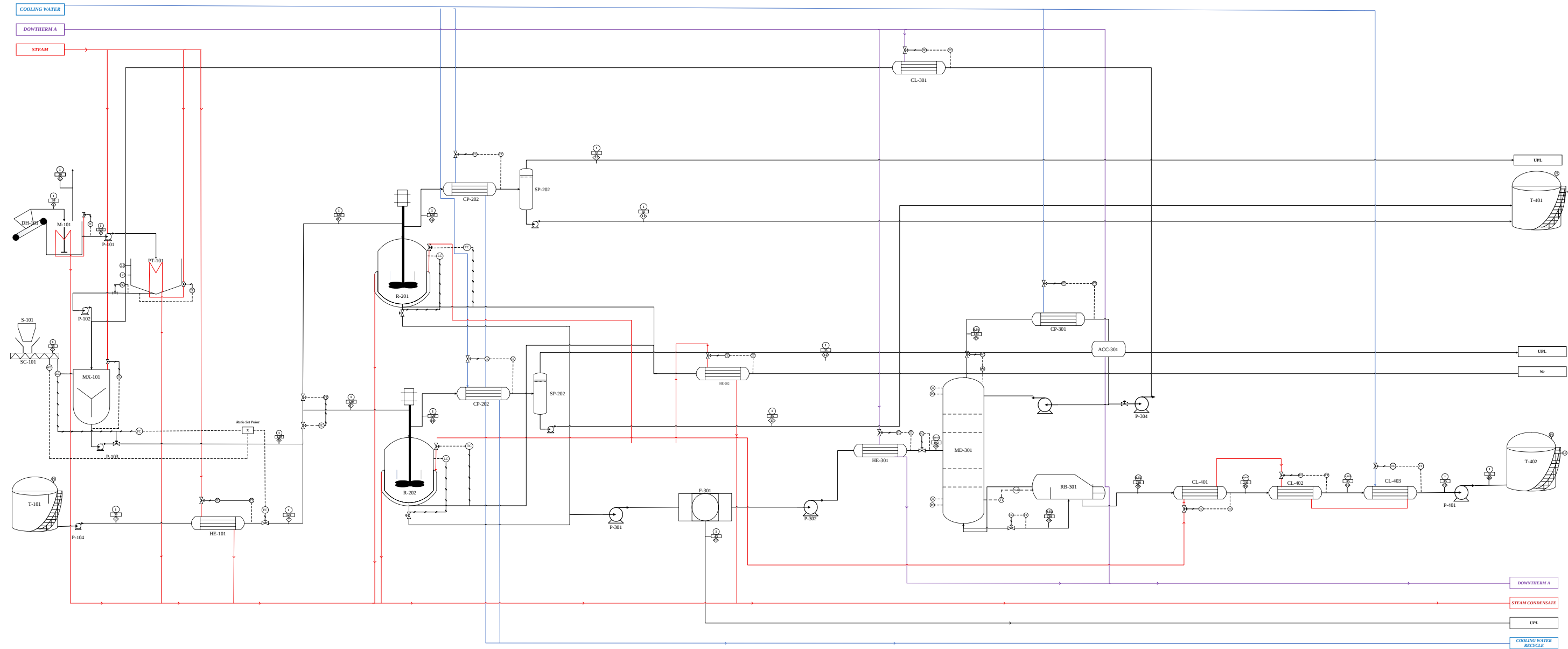
Setelah melewati proses reaksi, produk masih mengandung impuritas berupa metil oleat, katalis K_2CO_3 , metanol, dan trimetilolpropana. Oleh karena itu, diperlukan tahap pemurnian produk untuk memperoleh biolubricant dengan kualitas yang sesuai.

Tahap awal pemurnian yaitu dengan memisahkan produk hasil reaksi dengan katalis K_2CO_3 menggunakan F-301. Setelah itu, proses pemurnian dilanjutkan dengan proses destilasi yang dilakukan pada kondisi vakum. Tujuannya untuk memisahkan komponen ringan seperti, trimetilolpropana, dan metil oleat yang tidak bereaksi. Metil oleat dan trimetilolpropana yang terpisah dapat dikembalikan ke unit reaksi sebagai *recycle*, sehingga meningkatkan efisiensi proses. Produk bawah destilasi berupa TMP triester memiliki suhu tinggi dan viskositas yang relatif besar, sehingga perlu didinginkan secara bertahap menggunakan 3 unit *cooler* sebelum dialirkan ke unit penyimpanan. Pendinginan bertahap ini bertujuan untuk melindungi peralatan *downstream* serta menjaga stabilitas produk. Setelah tahap ini, diperoleh produk akhir berupa *trimetilolpropane fatty acid triester* yang siap digunakan sebagai *biolubricant*.

2.4 Diagram Alir

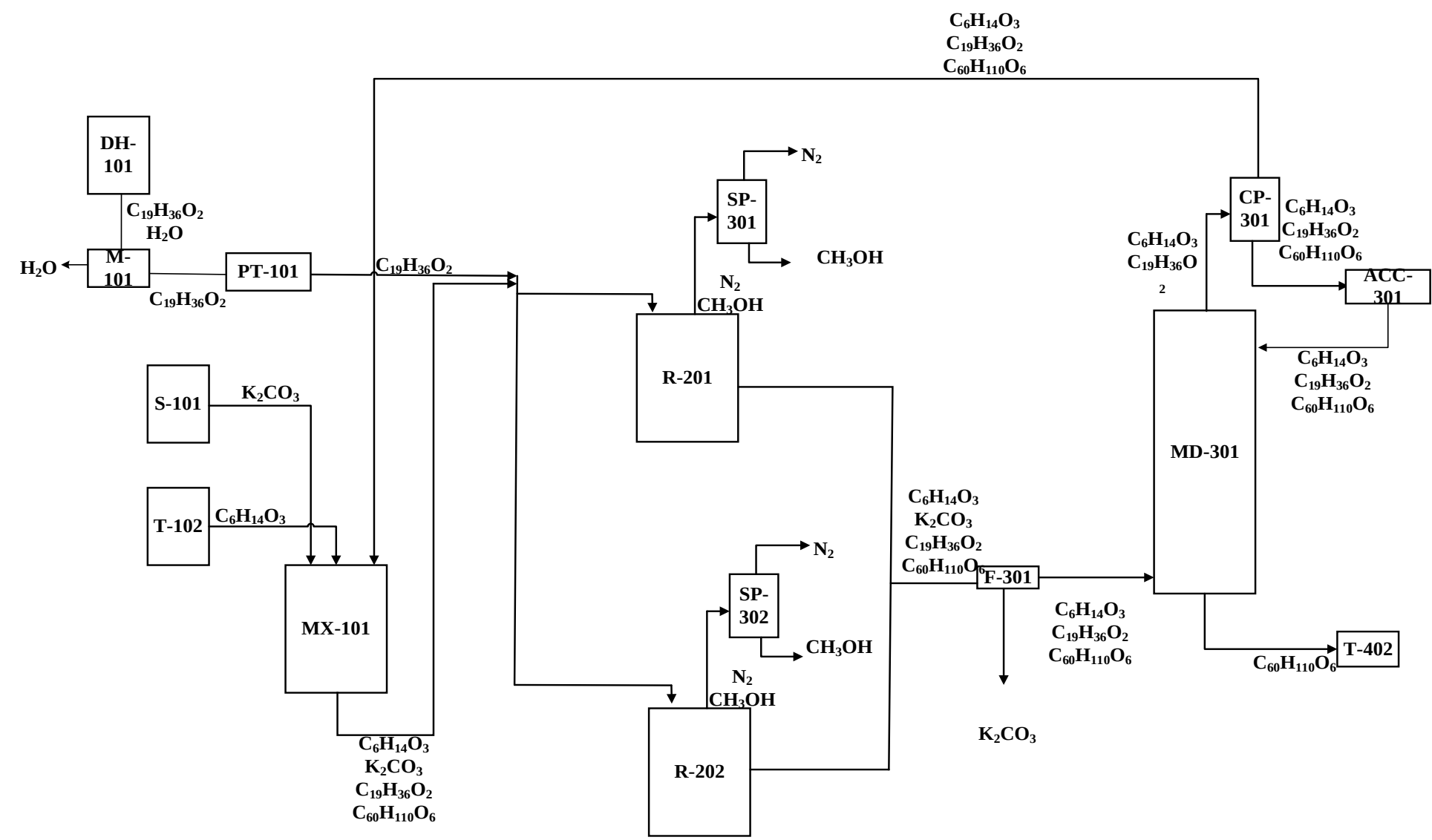
2.4.1 Process Flow Diagram

PRA-RANCANGAN PABRIK TRIMETILOLPROPANE FATTY ACID TRIESTER DARI METIL OLEAT DENGAN KAPASITAS 118.000 TON TAHUN



	PROGRAM STUDI TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI DEPARTEMEN TEKNOLOGI INDUSTRI FAKULTAS SEKOLAH VOKASI UNIVERSITAS DIPONEGORO 2026
PROCESS FLOW DIAGRAM PRA-RANCANGAN PABRIK TRIMETILOLPROPANE FATTY ACID TRIESTER DARI METIL OLEAT DENGAN KAPASITAS 118.000 TON/TAHUN	
Dirancang Oleh: Risky Hanifah Putri Herman 40040122650061 Tiurma Fransiska Simanullang 40040122650075	
Dosen Pembimbing: Teguh Riyanto, S.T., M.T. Dr.Mohamad Endy Yulianto, S.T., M.T.	
Keterangan: ACC = Accumulator CL = Cooler CP = Condensor Parsial CV = Control Valve DH = Dump Hopper F = Filter HE = Heat Exchanger MX = Mixer	MD = Menara Destilasi P = Pompa PT = Pili R = Reaktor RB = Reboiler S = Silo SC = Screw Conveyor SP = Separator T = Tangki
Keterangan Kontrol: FC : Flow Controller FT : Flow Transmitter WT : Weight Transmitter TC : Temperature Controller TT : Temperature Transmitter PC : Pressure Controller PT : Pressure Transmitter	LC : Level Controller LT : Level Transmitter LI : Level Indicator PI : Pressure Indicator Tekanan (atm) Suhu Nomor Arus Set Point Ratio
Keterangan Stream: Steam Cooling Water Downtherm A	

2.4.2 Diagram Alir Kuantitatif



Keterangan:
 $C_6H_{14}O_3$ = Trimetilolpropana
 K_2CO_3 = Potasium Karbonat
 $C_{19}H_{36}O_2$ = Metil Oleat
 $C_{60}H_{110}O_6$ = Trimethylolpropane fatty acid triester
 CH_3OH = Metanol

Persamaan Reaksi:
 $C_6H_{14}O_3 + 3C_{19}H_{36}O_2 \leftrightarrow C_{60}H_{110}O_6 + 3CH_3OH$

2.5 Neraca Massa

2.5.1 Neraca Massa *Melter*

Tabel 2. 5 Neraca Massa *Melter*

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	

2.5.2 Neraca Massa Pit Trimetilolpropana

Tabel 2. 6 Neraca Massa Pit Trimetilolpropana

Komponen	Input		Output	
	F2 (kg/jam)		F4 (kg/jam)	
C ₆ H ₁₄ O ₃	4.796,12		4.796,12	
Jumlah	4.796,12		4.796,12	

2.5.3 Neraca Massa *Mixer*

Tabel 2. 7 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 ₆ H ₁₄ O ₃	4.796,12		2.634,03	7.423,66	
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆			1,49	1,49	
K ₂ CO ₃		74,75		74,75	
Jumlah	4.796,12	74,75	30.680,09	35.544,47	
		35.544,47		35.544,47	

2.5.4 Neraca Massa Reaktor 1

Tabel 2. 8 Neraca Massa Reaktor 1

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

2.5.5 Neraca Massa Kondensor Parsial dan Separator 1

Tabel 2. 9 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	

2.5.6 Neraca Massa Reaktor 2

Tabel 2. 10 Neraca Massa Reaktor 2

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

2.5.7 Neraca Massa Kondensor Parsial dan Separator 2

Tabel 2. 11 Neraca Massa Kondensor Parsial dan Separator 2

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	

2.5.8 Neraca Massa Filter

Tabel 2. 12 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	

2.5.9 Neraca Massa Menara Destilasi

Tabel 2. 13 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 ₆ H ₁₄ O ₃	2.634,30	2.634,03	0,26
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	14.900,48	1,49	14.900,48
Jumlah	45.582,15	30.680,09	14.900,48
	45.582,15	45.582,15	

2.5.10 Neraca Massa Akumulator

Tabel 2. 14 Neraca Massa Akumulator

Komponen	Input	Output	
	F15 (kg/jam)	F15 (kg/jam)	F15 (kg/jam)
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	2634,03	2502,33	131,70
C ₆ H ₁₄ O ₃	28044,18	26641,97	1402,20
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	1,490	1,41	0.07
Jumlah	30.679,71	29.145,73	1.533,99
	30.679,71	30.679,71	

2.6 Neraca Panas

2.6.1 Neraca Panas *Melter*

Tabel 2. 15 Neraca Panas *Melter*

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
C ₆ H ₁₄ O _{3(s)}	45.661,02	
C ₆ H ₁₄ O _{3(l)}		1.356.663,36
Q Lebur		765.698,32
H ₂ O		2.611,62
Q Pemanas	2.079.312,28	
Total	2.124.973,30	2.124.973,30

2.6.2 Neraca Panas *Mixer*

Tabel 2. 16 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

2.6.3 Neraca Panas Heat Exchanger 101

Tabel 2. 17 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

2.6.4 Neraca Panas Heat Exchanger 201

Tabel 2. 18 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

2.6.5 Neraca Panas Reaktor 201

Tabel 2. 19 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

2.6.6 Neraca Panas Kondensor Parsial & Separator 1

Tabel 2. 20 Neraca Panas Neraca Panas Pada Kondensor Parsial dan Separator 1

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

2.6.7 Neraca Panas Reaktor 202

Tabel 2. 21 Neraca Panas Reaktor 2

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

2.6.8 Neraca Panas Kondensor Parsial & Separator 2

Tabel 2. 22 Neraca Panas Pada Kondensor Parsial dan Separator 2

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

2.6.9 Neraca Panas *Heat Exchanger* 301

Tabel 2. 23 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

2.6.10 Neraca Panas Menara Destilasi

Tabel 2. 24 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
Qkondensor	0	15.287.260,33
Qreboiler	8.575.601,36	
Total	37.787.300,61	37.787.300,61

2.6.11 Neraca Panas Kondensor

Tabel 2. 25 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			
Jumlah		1.833,86	5.022.753,78	10266.340,40
	15.289.094,19		15.289.094,19	

2.6.12 Neraca Panas *Cooler*

Tabel 2. 26 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

2.6.13 Neraca Panas Cooler

Tabel 2. 27 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

2.6.14 Neraca Panas Cooler-403

Tabel 2. 28 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
Jumlah	1.754.184,91	1.754.184,91

2.6.15 Neraca Panas *Cooler*

Tabel 2. 29 Neraca Panas *Cooler* - 301

sKomponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	17.441,488,05	611.216,95
C ₆ H ₁₄ O ₃	2.097,034,91	76.240,99
C ₆₀ H ₁₁₀ O ₆	814,46	25,28
Q pendingin		18.851,854,20
Jumlah	19.539,337,41	19.539,337,41

2.7 Tata Letak Pabrik dan Pemetaan

2.7.1 Lay Out Pabrik

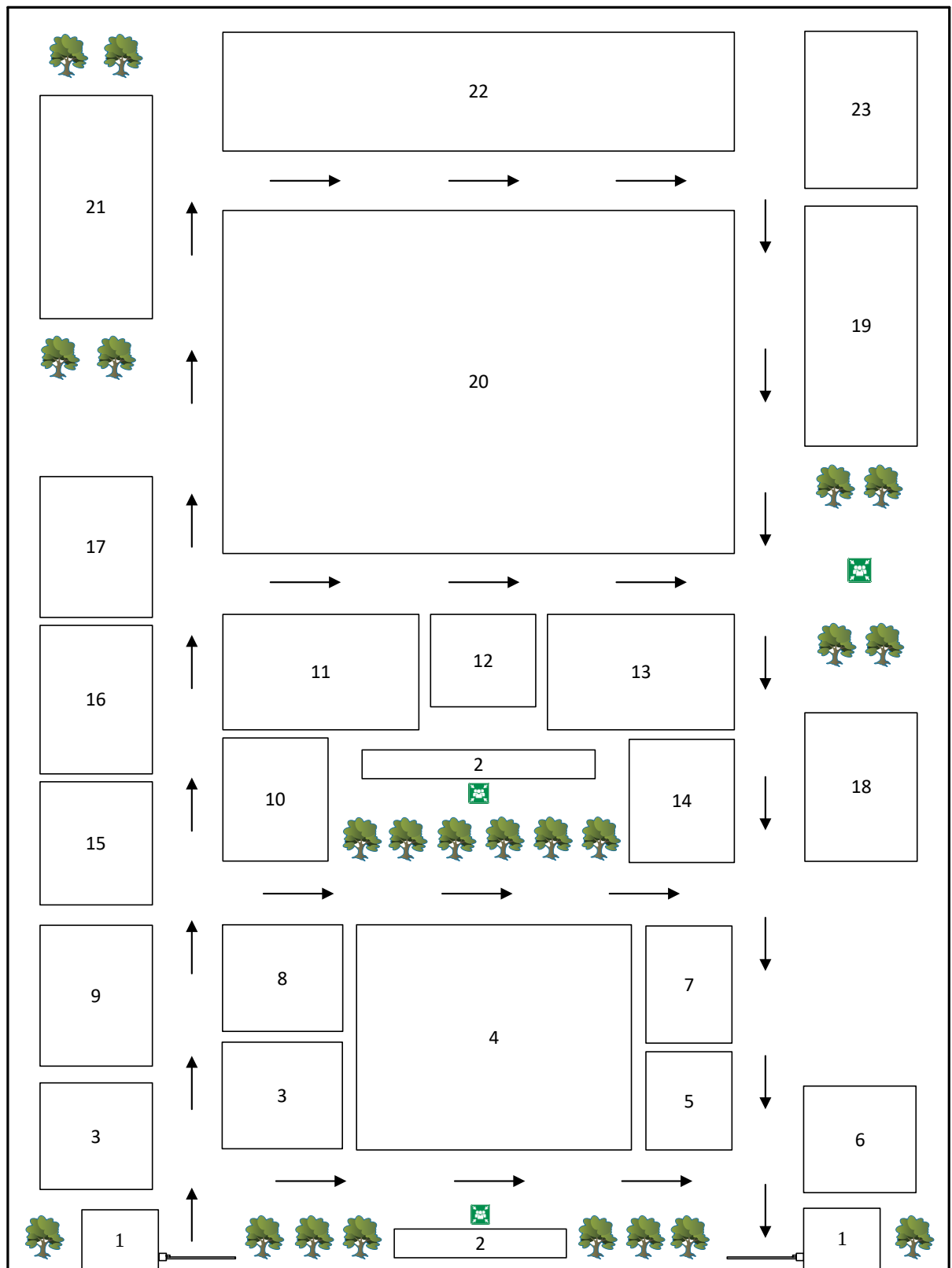
Setelah penyusunan flow diagram selesai, tahap selanjutnya sebelum perancangan sistem pemipaan, struktur, dan kelistrikan adalah perencanaan tata letak (layout) pabrik beserta peralatannya. Perencanaan layout pabrik mencakup pengaturan area penyimpanan, area proses, dan area penanganan material. Dalam penyusunan layout pabrik, beberapa aspek penting yang perlu diperhatikan antara lain:

1. Ketersediaan dan luas lahan
2. Jenis serta mutu produk yang dihasilkan
3. Potensi pengembangan pabrik di masa mendatang
4. Sistem distribusi bahan baku, produk jadi, air, listrik, dan utilitas lainnya
5. Kondisi lingkungan sekitar, cuaca, serta aspek sosial
6. Faktor keselamatan terhadap risiko kebakaran, ledakan, gas beracun, dan desain bangunan
7. Pengaturan penggunaan lantai serta perbedaan elevasi ruang

Selain itu, terdapat beberapa hal penting yang perlu diperhatikan dalam pengaturan tata letak pabrik, yaitu:

1. Pos keamanan ditempatkan di dekat pintu masuk dan keluar guna memudahkan pengawasan terhadap lalu lintas orang, material, dan distribusi produk, sekaligus berfungsi sebagai sistem pengamanan utama.
2. Area utilitas diletakkan berdekatan dengan area proses utama agar distribusi utilitas ke peralatan proses menjadi lebih efisien.
3. Bengkel/*maintenance* area ditempatkan di sekitar area utilitas dan proses utama untuk mempermudah kegiatan pengawasan, perawatan, dan perbaikan peralatan.
4. Ruang generator diletakkan di bagian belakang pabrik untuk mengurangi tingkat kebisingan.
5. Mushola disediakan di dalam kawasan pabrik mengingat sebagian besar karyawan dan masyarakat sekitar beragama Islam.

6. Penyediaan area taman yang memadai serta toilet yang tersebar di lingkungan pabrik bertujuan meningkatkan kenyamanan karyawan dan pengunjung.
7. Area parkir disiapkan secara luas untuk kendaraan karyawan, tamu, serta truk pengangkut produk.
8. Sistem jalan dirancang satu arah dengan pemisahan jalur antara kendaraan ringan dan truk guna meningkatkan kelancaran dan pengawasan lalu lintas.
9. Pencahayaan dan sistem ventilasi yang memadai disediakan untuk mendukung kelancaran proses produksi.
10. Area cadangan untuk perluasan pabrik dipertimbangkan sebagai bagian dari rencana pengembangan di masa depan.
11. Area parkir truck didesain memanjang dan dekat dengan lokasi loading produk sehingga waktu dan tempat untuk pengisian produk lebih efisien.



Gambar 2. 1 *Lay Out* Pabrik

Tabel 2. 30 Keterangan Tata Letak

Kode	Keterangan	Jumlah	Luas (m ²)
1	Pos Keamanan	2	40
2	Taman	2	600
3	Area Parkir Tamu dan Karyawan	2	1.800
4	Perkantoran	1	1.500
5	Perpustakaan	1	100
6	Mess	1	600
7	Poliklinik	1	120
8	Masjid	1	300
9	Gedung Serba Guna	1	350
10	Kantin	1	300
11	Laboratorium	1	400
12	<i>Control Room</i>	1	200
13	<i>Maintenance Area</i>	1	400
14	K3 dan <i>Fire Safety</i>	1	300
15	Area Parkir <i>Truck</i>	1	1.100
16	Penyimpanan Bahan baku	1	6.000
17	Penyimpanan Produk	1	5.000
18	Gudang	1	2.000
19	Utilitas	1	2.500
20	Area Proses	1	12.000
21	<i>Power Plant</i>	1	1.500
22	Area Perluasan Pabrik	1	8.400
23	Pengolahan Limbah	1	1.700
24	Jalan dan <i>meeting point</i>	-	2790

2.7.2 *Lay Out Peralatan Proses*

Layout proses merupakan pengaturan letak fasilitas berdasarkan fungsi kerja setiap alat produksi (Suprpti, 2009). Dalam menentukan *layout* proses pada Pabrik Biolubricant terdapat beberapa hal yang perlu diperhatikan antara lain:

1. Aliran bahan baku

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Perlu diperhatikan elevasi pipa di atas tanah, perlu dipasang pada ketinggian 3 meter atau lebih. Sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas pekerja.

2. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan supaya lancar. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnansi udara pada suatu tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan kimia yang dapat membahayakan keselamatan para pekerja. Disamping itu perlu diperhatikan arah aliran udara.

3. Pencahayaan

Penerangan pada area pabrik harus memadai dan pada tempat-tempat proses yang berbahaya dan beresiko tinggi perlu diberikan penerangan tambahan.

4. Lalu lintas manusia

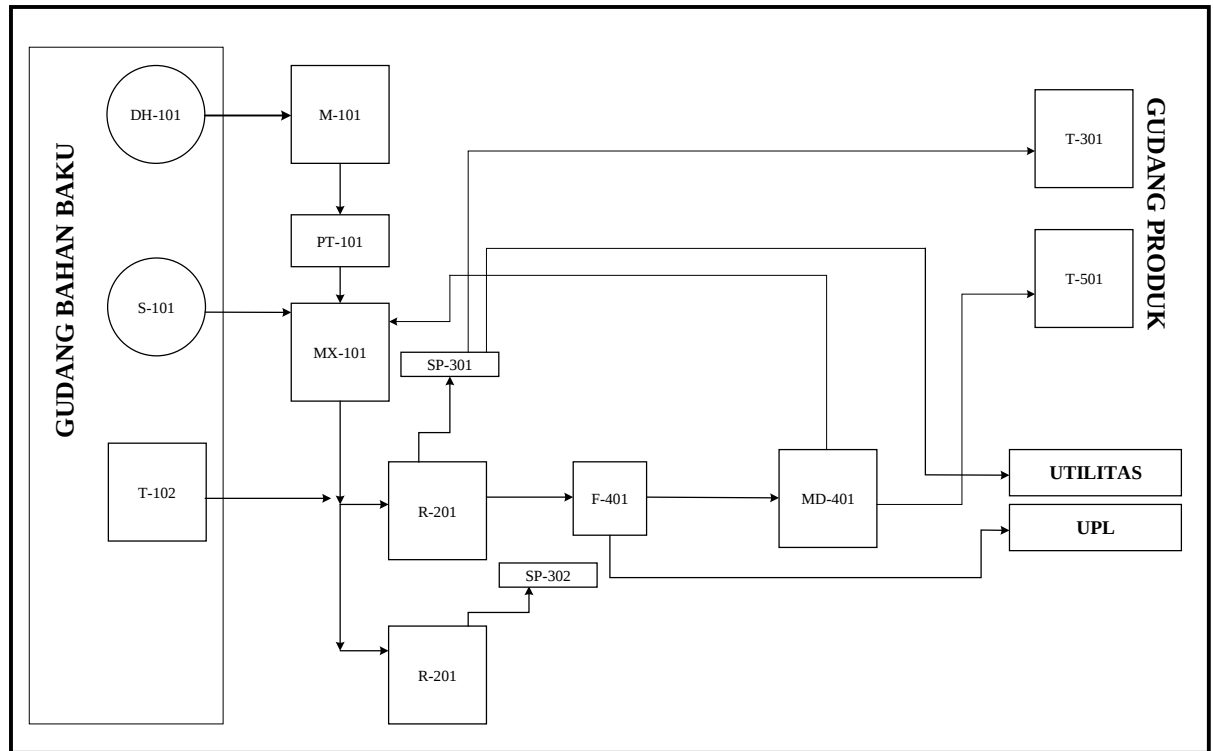
Dalam perancangan *lay out* peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah.

5. Penempatan alat proses

Dalam menempatkan peralatan proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik, sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

6. Jarak antar proses

Untuk alat proses yang mempunyai tekanan dan suhu operasi tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lain sehingga apabila terjadi peledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses lainnya.



Gambar 2. 2 *Lay Out* Proses