

**HALAMAN JUDUL**

**PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI *CRUDE PALM KERNEL OIL*  
(CPKO) MENGGUNAKAN KATALIS KALIUM HIDROKSIDA DENGAN  
KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN**

**PRA RANCANGAN PABRIK**

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat  
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**



**Oleh:**

**Nama : Ardian Syahputra**

**Nama : Dikma Dwiyoga W.P.**

**NIM : 16521259**

**NIM : 16521271**

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA**

**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

**UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**

**2021**

## LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI *CRUDE PALM KERNEL OIL* (CPKO)  
MENGUNAKAN KATALIS KALIUM HIDROKSIDA DENGAN KAPASITAS 300.000  
TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Ardian Syahputra Nama : Dikma Dwiyoga Winggi Pramono  
No. Mhs : 16521259 No. Mhs: 16521271

Yogyakarta, Januari 2021

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra Rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri.  
Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan  
hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan kensekuensi apapun.  
Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Penulis



Ardian Syahputra

Penulis



Dikma Dwiyoga Winggi Pramono

**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING**

PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI *CRUDE PALM KERNEL OIL* (CPKO)  
MENGUNAKAN KATALIS KALIUM HIDROKSIDA DENGAN KAPASITAS 300.000  
TON/TAHUN

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat  
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Oleh:

Nama : Ardian Syahputra

Nama : Dikma Dwiyoga Winggi Pramono

No. Mhs : 16521259

No. Mhs : 16521271

Yogyakarta, November 2020

Pembimbing I

Pembimbing II



Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.



Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**  
**PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI *CRUDE PALM KERNEL OIL***  
**(CPKO) MENGGUNAKAN KATALIS KALIUM HIDROKSIDA DENGAN**  
**KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN**  
**PERANCANGAN PABRIK**

Oleh:

Nama : Ardian Syahputra

Nama : Dikma Dwiyoga W.P

No. Mhs : 16521259

No. Mhs: 16521271

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu Syarat  
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia, Konsentrasi Teknik Kimia,  
Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, Januari 2021

Tim Penguji

Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.



Ketua Penguji



Penguji I (Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.)



Penguji II (Umi Rofiqah, S.T., M.T.)

Mengetahui,  
Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri



Dr. Suharno Rusdi

NIK. 845210102

## KATA PENGANTAR

Segala Puji dan syukur penulis panjatkan kehadirat Allah SWT yang telah melimpahkan segala rahmatnya sehingga penulis dapat menyelesaikan tugas akhir Pra Rancangan Pabrik dengan judul **“PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI *CRUDE PALM KERNEL OIL* (CPKO) MENGGUNAKAN KATALIS KALIUM HIDROKSIDA DENGAN KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN”** guna memenuhi sebagian persyaratan untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik program studi Teknik Kimia pada Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia. Penulis menyadari kelemahan serta keterbatasan yang ada sehingga dalam menyelesaikan laporan penelitian ini memperoleh bantuan dari berbagai pihak, dalam kesempatan ini penulis menyampaikan ucapan terimakasih kepada:

1. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T, selaku dekan FTI yang telah memberikan kemudahan pelayanan administrasi.
2. Bapak Dr. Suharno Rusdi, selaku Kepala Jurusan Program Studi Teknik Kimia yang telah memberikan kelancaran pelayanan dalam urusan Akademik.
3. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku dosen pembimbing akademik yang telah memberikan dorongan dalam penulisan laporan ini
4. Bapak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T. selaku dosen pembimbing I dan Ibu Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T. selaku dosen pembimbing II atas waktu bimbingan dan arahan selama penyusunan tugas akhir ini.
5. Seluruh dosen Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan ilmunya kepada penulis.

Penulis menyadari bahwa penyusunan tugas akhir ini masih banyak kekurangan, baik isi maupun susunannya. Semoga tugas akhir ini dapat bermanfaat tidak hanya bagi penulis juga bagi para pembaca.

Yogyakarta, Januari 2021



Penulis

## LEMBAR PERSEMBAHAN

Karya ini saya persembahkan kepada:

Bapak Joko dan Ibu Wiwit, yang telah membesarkan saya dengan penuh cinta dan kasih sayang. Terima kasih kepada kedua orang tua saya dan adik saya, yang telah memberikan do'a, dorongan, dan motivasi yang tiada henti. Terima kasih atas segala pengorbanan, baik secara materi maupun non materi, hingga saya bisa ada di tahap ini.

Ardian Syahputra, sebagai *partner* Pra Rancangan Pabrik ini, yang terus sabar menghadapi saya. Terima kasih karena sudah mau terus berjuang hingga tugas akhir ini bisa selesai di waktu yang tepat. Terima kasih atas ilmu, waktu, dan semangatnya selama ini. Semoga segala ilmu yang kita peroleh, dapat bermanfaat bagi diri sendiri maupun orang lain.

Ikrom, Havid, Bimo, Adli, Alfath yang sudah terlibat dalam jatuh bangunnya tugas akhir saya, yang telah memberikan saya semangat dalam memulai pengerjaan tugas akhir ini, dan yang terus memberikan motivasi ketika saya mulai jenuh. Ardian, Adel, Alfandy, Bang Ray yang mau saya ajak bertukar pikiran dan terus memberikan kalimat-kalimat semangatnya agar saya tidak menyerah. Semoga waktu dapat mempertemukan kita kembali suatu hari nanti.

Teknik Kimia UII 2016, almamater kebanggaan, yang berperan besar dalam membentuk karakter pribadi yang lebih baik dan memberikan banyak pengalaman yang belum pernah saya dapatkan sebelumnya. Terima kasih sudah mengizinkan

saya untuk menjadi bagian dari keluarga ini. Semoga kalian juga bisa segera meraih apa yang kalian impikan dan cita-citakan.

- **Dikma Dwiyoga winggi Pramono** -





## LEMBAR PERSEMBAHAN

Teruntuk mereka yang selalu mencintai, menyayangi, mendo'akan, sekaligus menjadi motivasi terbesar dalam hidup saya, Bapak Suharno dan Ibu Lestarie selaku orang tua yang telah membesarkan saya sampai detik ini. Serta Mas Anggi, Mba Shinta dan Aisha yang selalu memberikan dukungan dan semangat.

Dosen Pembimbing 1 & 2 Tugas Akhir, Bapak Arif Hidayat dan Ibu Ajeng Yulianti.

Dosen Pembimbing Penelitian, Bapak Achmad Chafidz. Dosen Pembimbing Kerja Praktek, Ibu Umi Rofiqah.

Teman, sekaligus sahabat dan partner Tugas Akhir, yang selalu berusaha dengan baik dan sudah sangat membantu saya dalam banyak hal, yang dengan sabar menghadapi tingkah laku dan karakter saya sebagai rekan skripsi yang banyak kurangnya. Terima kasih untuk segala kebaikan dan kerja keras dukungannya, Dikma Dwiyoga.

Teman terdekat sejak SMA, teman yang selalu memotivasi dan memberikan dorongan selama menjalani bangku perkuliahan, Alifia Fauziyah Nurrahma.

Sahabat saya sedari bangku kuliah, sekaligus teman main, teman belajar, Anak kontrakan (Alfath, Alfandy, Bimo, Adli).

Teman seperjuangan yang membantu saya selama kuliah, Teknik Kimia UII Angkatan 2016 yang tidak bisa saya sebutkan satu persatu.

**- Ardian Syahputra -**

## DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL.....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING .....	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	4
KATA PENGANTAR.....	5
LEMBAR PERSEMBAHAN.....	7
LEMBAR PERSEMBAHAN.....	9
DAFTAR ISI.....	10
DAFTAR TABEL .....	14
DAFTAR GAMBAR.....	16
ABSTRAK.....	17
BAB I.....	19
PENDAHULUAN.....	19
1.1 Latar Belakang.....	19
1.2 Kapasitas .....	20
1.3 Proses Pembuatan Biodiesel.....	24
1.3.1 Esterifikasi .....	25
<b>1.3.2 Transesterifikasi.....</b>	<b>25</b>
BAB II.....	27
PERANCANGAN PRODUK.....	27
2.1 Spesifikasi Produk .....	27
2.1.1 <i>Fatty Acid Ethyl Ester (FAEE) / Biodiesel</i> .....	27
2.1.2 Gliserol .....	28
2.2 Spesifikasi Bahan.....	28
2.2.1 Minyak Inti Kelapa Sawit.....	28
2.2.2 Etanol (C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH).....	30
2.2.3 Asam Klorida (HCl) .....	31
2.2.4 Kalium Hidroksida (KOH).....	32
2.3 Pengendalian Kualitas .....	32
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku .....	32

2.3.2	Pengendalian Kualitas Produk.....	33
2.3.3	Pengendalian Waktu .....	36
2.3.4	Pengendalian Bahan Proses .....	36
BAB III	.....	37
PERANCANGAN PROSES	.....	37
3.1.	Uraian Proses .....	37
3.1.1.	Persiapan dan Pemurnian Bahan Baku .....	37
3.1.2.	Tahap Reaksi Transesterifikasi .....	38
3.1.3	Tahap Pemurnian dan Pemisahan Produk.....	39
3.2	Spesifikasi Alat Proses .....	40
3.2.1.	Tangki (T-).....	40
3.2.2	Gudang Penyimpanan KOH (G-01).....	41
3.2.3	<i>Bucket Elevator</i> (BE-01).....	42
3.2.4	<i>Mixer</i> (M-01) .....	43
3.2.5	<i>Mixer 2</i> (M-02) .....	44
3.2.6	<i>Degummer</i> (DG-01).....	45
3.2.7	<i>Washing Tower</i> (WT-01) .....	45
3.2.8	<i>Washing Tower 2</i> (WT-02) .....	46
3.2.9	<i>Decanter</i> (DC-01).....	47
3.2.10	<i>Decanter 2</i> (DC-02).....	48
3.2.11	Reaktor Transesterifikasi (R-01/02) .....	48
3.2.11	<i>Neutralizer</i> (NT-01) .....	50
3.2.12	<i>Menara Distilasi</i> (MD-01).....	51
3.2.12.a	<i>Reboiler Menara Distilasi</i> (R.MD-01) .....	52
3.2.12.b	<i>Kondensor Menara Distilasi</i> (R.MD-01) .....	52
3.2.13	<i>Heater</i> (HE-).....	54
3.2.14	<i>Cooler 1</i> (CO-01).....	55
3.2.15	<i>Cooler 2</i> (CO-02).....	56
3.2.16	<i>Pump</i> (P-).....	58
3.2.17	<i>Screw Conveyor</i> (SC-01) .....	61
3.3.	Analisa Kebutuhan Bahan Baku .....	62
3.4	Analisa Kebutuhan Alat Proses .....	62
BAB IV	.....	63

PERANCANGAN PABRIK .....	63
4.1 Lokasi Pabrik .....	63
4.1.1 Ketersediaan Bahan Baku .....	63
4.1.2 Pemasaran Produk .....	64
4.1.3 Infrastruktur .....	64
4.1.4 Utilitas .....	65
4.1.5 Tenaga Kerja.....	65
4.1.6 Keadaan Iklim.....	66
4.1.7 Peraturan Pemerintah.....	66
4.1.8 Harga Tanah dan Bangunan .....	66
4.2 Tata Letak Pabrik.....	67
4.3 Tata Letak Alat Proses.....	71
4.4 Diagram Alir Proses dan Material .....	76
4.4.1 Diagram Alir Kualitatif.....	76
4.4.2 Diagram Alir Kuantitatif .....	78
4.4.3 Neraca Massa .....	79
4.4.2 Neraca Panas.....	83
4.4.3 Perawatan ( <i>Maintenance</i> ) .....	86
4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas).....	88
4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air ( <i>Water Supply Section</i> ).....	89
4.5.2 Unit Penyediaan Steam.....	102
4.5.3 Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	103
4.5.4 Unit Penyediaan Listrik .....	103
4.5.5 Unit Penyediaan Udara Tekan .....	106
4.5.6 Unit Pengolahan Limbah.....	106
4.6 Organisasi Perusahaan.....	107
4.6.1 Bentuk Perusahaan .....	107
4.6.2 Struktur Organisasi.....	108
4.6.3 Tugas dan Wewenang.....	111
4.6.4 Catatan.....	118
4.7 Evaluasi Ekonomi .....	122
4.7.1 Pernaksiran Harga Peralatan.....	124
4.7.2 Dasar Perhitungan.....	126

4.7.3	Perhitungan Biaya.....	127
4.7.4	Analisa Kelayakan.....	128
4.7.5	Hasil Perhitungan.....	132
BAB V.....		142
PENUTUP.....		142
5.1	Kesimpulan.....	142
5.2	Saran.....	143
DAFTAR PUSTAKA.....		145
LAMPIRAN A.....		150
LAMPIRAN B.....		152
LAMPIRAN C.....		174
LAMPIRAN D.....		2

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 1. 1</b>	Kapasitas Pabrik Kelapa Sawit.....	21
<b>Tabel 1. 2</b>	Daftar Perusahaan Pemasok Biodiesel Program B30 .....	23
<b>Tabel 2. 1</b>	Komposisi Asam Lemak dalam CPKO.....	29
<b>Tabel 3. 1</b>	Spesifikasi Tangki .....	40
<b>Tabel 3. 2</b>	Spesifikasi Heater .....	54
<b>Tabel 3. 3</b>	Spesifikasi Pump 01-06.....	58
<b>Tabel 3. 4</b>	Spesifikasi Pump 07-12.....	59
<b>Tabel 3. 5</b>	Spesifikasi Pump 13-17.....	60
<b>Tabel 3. 6</b>	Kebutuhan Bahan Baku.....	62
<b>Tabel 4. 1</b>	Keterangan Tata Letak Pabrik.....	70
<b>Tabel 4. 2</b>	Neraca Massa DG-01 .....	79
<b>Tabel 4. 3</b>	Neraca Massa WT-01 .....	79
<b>Tabel 4. 4</b>	Neraca Massa DC-01.....	79
<b>Tabel 4. 5</b>	Neraca Massa M-01.....	80
<b>Tabel 4. 6</b>	Neraca Massa Reaktor.....	80
<b>Tabel 4. 7</b>	Neraca Massa M-02.....	80
<b>Tabel 4. 8</b>	Neraca Massa NT-01.....	81
<b>Tabel 4. 9</b>	Neraca Massa WT-02.....	81
<b>Tabel 4. 10</b>	Neraca Massa DC-02 .....	82
<b>Tabel 4. 11</b>	Neraca Massa MD-01.....	82
<b>Tabel 4. 12</b>	Neraca Panas DG-01 .....	83
<b>Tabel 4. 13</b>	Neraca Panas M-01 .....	83
<b>Tabel 4. 14</b>	Neraca Panas M-02 .....	83
<b>Tabel 4. 15</b>	Neraca Panas WT-01.....	84
<b>Tabel 4. 16</b>	Neraca Panas WT-02.....	84
<b>Tabel 4. 17</b>	Neraca Panas DC-01 .....	84
<b>Tabel 4. 18</b>	Neraca Panas DC-02 .....	85
<b>Tabel 4. 19</b>	Neraca Panas Reaktor.....	85
<b>Tabel 4. 20</b>	Neraca Panas NT-01.....	85
<b>Tabel 4. 21</b>	Neraca Panas MD-01.....	86
<b>Tabel 4. 22</b>	Kebutuhan Air Proses.....	101
<b>Tabel 4. 23</b>	Kebutuhan Air Pendingin.....	101
<b>Tabel 4. 24</b>	Kebutuhan Air Steam .....	101
<b>Tabel 4. 25</b>	Kebutuhan Air Domestik.....	102
<b>Tabel 4. 26</b>	Kebutuhan Listrik Alat Proses .....	103
<b>Tabel 4. 27</b>	Kebutuhan Listrik Alat Utilitas .....	104
<b>Tabel 4. 28</b>	Sistem Gaji Karyawan.....	119
<b>Tabel 4. 29</b>	Pembagian Jam Kerja Karyawan .....	122
<b>Tabel 4. 30</b>	Data Index berdasar tahun.....	124
<b>Tabel 4. 31</b>	Physical Plant Cost (PPC).....	132
<b>Tabel 4. 32</b>	Direct Plant Cost (DPC).....	133

<b>Tabel 4. 33</b> Fixed Capital Investment (FCI).....	133
<b>Tabel 4. 34</b> Working Capital Investment (WCI).....	133
<b>Tabel 4. 35</b> Direct Manufacturing Cost (DMC).....	134
<b>Tabel 4. 36</b> Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	134
<b>Tabel 4. 37</b> Fixed Manufacturing Cost (FMC).....	135
<b>Tabel 4. 38</b> General Expense (GE).....	135
<b>Tabel 4. 39</b> Fixed Cost (Fa).....	137
<b>Tabel 4. 40</b> Regulated Cost (Ra).....	138
<b>Tabel 4. 41</b> Variable Cost (Va).....	138



## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 1. 1</b> Reaksi Transesterifikasi.....	26
<b>Gambar 4. 1</b> Lokasi Pabrik.....	67
<b>Gambar 4. 2</b> Tata letak Pabrik Skala 1:10000.....	70
<b>Gambar 4. 3</b> Tata Letak Alat Proses skala 1:100.....	75
<b>Gambar 4. 4</b> Diagram Alir Kualitatif.....	77
<b>Gambar 4. 5</b> Diagram Alir Kuantitatif.....	78
<b>Gambar 4. 6</b> Diagram Alir Proses Pengolahan Air.....	100
<b>Gambar 4. 7</b> Struktur organisasi perusahaan.....	110
<b>Gambar 4. 8</b> Grafik Ekonomi.....	140





## ABSTRAK

Biodiesel atau etil ester ( $R\text{-COOCH}_3$ ) merupakan salah satu bahan bakar alternatif terbarukan untuk mesin diesel, yang terbuat dari minyak nabati atau lemak hewani. Di Indonesia sudah dibangun beberapa pabrik biodiesel. Biodiesel pada pabrik yang akan dibangun ini didapatkan dari *crude palm kernel oil* (CPKO) yang diolah melalui proses transesterifikasi hingga menghasilkan biodiesel dengan kadar 97% dan produk samping berupa gliserol dengan kemurnian 29%. Pabrik ini dibangun untuk menghasilkan biodiesel sebanyak 300.000 ton/tahun. Bahan baku ini terdiri dari 46.308,12 kg/jam CPKO. Utilitas yang diperlukan terdiri dari 4.222.887,75 kg/jam kebutuhan air pabrik, 386.011 kW listrik, bahan bakar boiler sebanyak 164.726 kg/jam, dan 625 kg/jam untuk kebutuhan generator. Lokasi akan didirikannya pabrik yaitu Desa Segendis, Kelurahan Bontang Lestari, Kecamatan Bontang Selatan. Pabrik ini direncanakan menjadi sebuah perusahaan dalam bentuk manajemen Perseroan Terbatas (PT) dengan 210 karyawan. Luas tanah keseluruhan 24.950 m<sup>2</sup>. Berdasarkan hasil analisa terhadap aspek ekonomi, keuntungan yang didapat sebesar Rp 244.887.434.022 sebelum pajak dan Rp 123.637.521.634 setelah pajak. Persentase *Return On Investment* (ROI) yaitu 42% sebelum pajak dan 21% setelah pajak. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak sebesar 2 tahun dan 3 tahun setelah pajak. Nilai *Break Even Point* (BEP) yaitu 47,78% dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 31,66% dengan *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) yaitu 14,84%. Berdasarkan analisa ekonomi tersebut, pra rancangan pabrik biodiesel dengan kapasitas 300.000 ton/tahun ini layak didirikan.

**Kata kunci:** *Biodiesel, Crude Palm Kernel Oil, Transesterifikasi.*

## ABSTRACT

*Biodiesel or ethyl ester (R-COOCH<sub>3</sub>) is a renewable alternative fuel for diesel engines, which is made from vegetable oil or animal fat. In Indonesia, several biodiesel plants have been built. The biodiesel in the factory to be built is obtained from crude palm kernel oil (CPKO) which is processed by transesterification as to produce biodiesel with a content of 97% and a by-product in the form of glycerol with a purity of 29%. This factory was built to produce biodiesel as much as 300,000 tons / year. This raw material consists of 46,308.12 kg / hour CPKO. The utilities required consist of 4,222,887.75 kg / hour of factory water needs, 386,011 kW of electricity, 164,721 kg / hour of boiler fuel, and 625 kg / hour for generator needs. The location for the construction of the factory is Segendis Village, Bontang Lestari Village, Bontang Selatan District. This factory is planned to become a company in the form of Limited Liability Company (PT) management with 210 employees. The total land area is 24,950 m<sup>2</sup>. Based on the analysis of the economic aspects, the profits obtained are Rp. 244,887,434,022.94 before tax and Rp. 123,637,521,634 after tax. The percentage of Return On Investment (ROI) is 42% before tax and 21% after tax. Pay Out Time (POT) before tax is 2 years and 3 years after tax. The Break Even Point (BEP) value is 47.78% and the Shut Down Point (SDP) is 31.66% with a Discounted Cash Flow Rate (DCFR) of 14.84%. Based on the economic analysis, the pre-designed biodiesel plant with a capacity of 300,000 tons / year is feasible to build.*

**Key words: Biodiesel, Crude Palm Kernel Oil, Transesterification.**

## BAB I

### PENDAHULUAN

#### 1.1 Latar Belakang

Bahan bakar merupakan kebutuhan energi yang sangat penting. Bahan bakar yang digunakan selama ini berasal dari minyak mentah yang diambil dari perut bumi (minyak bumi), sedangkan minyak bumi merupakan bahan bakar yang tidak dapat diperbaharui. Cadangan minyak bumi yang tersedia di Indonesia sudah semakin menurun. Kontribusi minyak bumi terhadap kebutuhan energi nasional hanya tersisa 20% pada tahun 2025. Angka ini menurun drastis dibanding saat ini yang mencapai 50,66% (ESDM, 2010).

Maka dari itu, untuk mengatasi masalah *deficit* energi tersebut, berbagai inovasi energi alternatif ramah lingkungan yang dapat diperbaharui telah dikembangkan seperti mengkonversikan biomassa menjadi biodiesel. Biodiesel didefinisikan sebagai mono alkil ester asam lemak rantai panjang yang diturunkan dari bahan baku lemak sebagai sumber yang dapat diperbaharui (ASTM, 2003). Peluang untuk mengembangkan potensi pengembangan biodiesel di Indonesia cukup besar karena penggunaan minyak solar saat ini mencapai 40% dari penggunaan BBM untuk transportasi. Sedangkan penggunaan solar pada industri dan PLTD sebesar 74% dari penggunaan total BBM pada kedua sektor tersebut. Selain menggantikan solar peluang biodiesel juga disebabkan oleh kondisi alam

Indonesia seperti keberanekaragaman tanaman. Salah satu sumber bahan bakunya yaitu CPKO (*Crude Palm Kernel Oil*).

*Crude Palm Kernel Oil* (CPKO) merupakan minyak inti sawit kasar yang diperoleh dengan cara ekstraksi inti buah sawit secara mekanis dan biasanya masih mengandung kotoran terlarut dan tidak terlarut dalam minyak. Pada tahun 2020 proyeksi dan data didapatkan jumlah *crude palm kernel oil* di Indonesia sebanyak 8.600.000 ton / tahun. Sehingga untuk memenuhi kebutuhan bahan baku pabrik bisa terpenuhi. CPKO terdiri dari 97,2 % asam lemak, 2,5 % asam lemak bebas, dan 0,3 % impurities.

Dalam kurun waktu beberapa tahun terakhir, seringkali terdengar istilah B20 pada biodiesel. B20 merupakan program pemerintah dimana diwajibkannya mencampurkan 20% biodiesel dengan 80% bahan bakar minyak jenis solar. Program ini dilakukan sesuai dengan Peraturan Menteri Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM) Nomor 12 Tahun 2015 tentang perubahan ketiga atas Peraturan Menteri ESDM Nomor 31 Tahun 2008 tentang penyediaan, pemanfaatan, dan tata niaga bahan bakar nabati (biofuel) sebagai bahan bakar lain (ESDM, 2019).

## **1.2 Kapasitas**

Pembangunan pabrik biodiesel direncanakan dibangun berdampingan dengan pabrik pengolahan kelapa sawit menjadi untuk memotong biaya distribusi bahan baku. Pabrik pengolahan kelapa sawit tersebar di berbagai

wilayah di Indonesia. Kapasitas pabrik pengolahan kelapa sawit ditunjukkan pada Tabel 1.1.

**Tabel 1. 1** Kapasitas Pabrik Kelapa Sawit

Pulau	Kapasitas (ton tandan buah segar/jam)
Sumatera	19.890
Kepulauan Riau	40
Bangka Belitung	1.235
Lampung	375
Jawa	90
Kalimantan	10.890
Sulawesi	1.260
Papua	500

Kapasitas produksi yang dihasilkan dari seluruh pabrik kelapa sawit di Indonesia yaitu 34.280 ton tandan buah segar/jam (Ditjen Perkebunan, Kementerian Pertanian, 2014). Menurut BPBD (2019), pada tahun 2020 proyeksi dan data didapatkan jumlah *crude palm kernel oil* di Indonesia sebanyak 8.600.000 ton / tahun.

Menurut Ditjen Energi Baru Terbarukan dan Konservasi Energi Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (2019), kapasitas pengolahan kelapa sawit di Indonesia mencapai angka 38.320 ton tandan buah segar/jam yang berasal dari 391 pabrik kelapa sawit. Persebaran tersebut berasal dari Daerah Sumatera dengan kapasitas produksi sebesar 22.905 ton tandan buah segar/jam, Kalimantan 13.989 ton tandan buah segar/jam, Sulawesi 890 ton tandan buah segar/jam, Maluku dan Papua 485 ton tandan buah segar/jam, serta Jawa, Bali, dan Nusa Tenggara sebanyak 50 ton tandan buah segar/jam.

Proyeksi untuk kapasitas pabrik mengacu pada kebijakan Mandatori Biodiesel Indonesia yang mana perkembangan perkembangan biodiesel ke depan diproyeksikan akan semakin besar, seiring dengan meningkatnya kebutuhan solar. Dan sejalan dengan target B-30 pada tahun 2020 sampai 2025, maka proyeksi kebutuhan solar di Indonesia akan meningkat dua kali lipat lebih pada tahun 2025. Dari sisi *demand*, laju pertumbuhan kebutuhan solar akan naik rata-rata 8% per tahun. Untuk memenuhi kenaikan tersebut, kebutuhan biodiesel domestic juga akan tumbuh lebih pesat, yakni rata-rata ditargetkan 14% per tahun. (sumber: GAPKI).

Kapasitas dalam industri merupakan faktor yang sangat penting dalam pendirian pabrik, hal ini perlu dilakukan untuk mengetahui perhitungan baik secara teknis maupun ekonomis. Meskipun secara teori semakin besar kapasitas pabrik memungkinkan untuk memperoleh keuntungan yang lebih besar, akan tetapi jika kapasitas pabrik terlalu besar maka perlu diperhatikan dalam hal pemasaran. Untuk itu, untuk mencari kebutuhan pada tahun 2025, diambil melalui program B30 pemerintah serta melihat kompetitor-kompetitor pabrik biodiesel CPKO sebagai pemasok biodiesel di Indonesia.

Berikut perusahaan-perusahaan yang memasok biodiesel berdasarkan Keputusan Menteri Energi dan Sumber Daya Mineral Nomor 199K/20/MEM/2019 tentang Penetapan Badan Usaha Bahan Bakar Minyak dan Badan Usaha Bahan Bakar Nabati Jenis Biodiesel serta Alokasi Besaran Volume untuk Pencampuran Bahan Bakar Minyak Jenis Minyak Solar Periode 2020.

**Tabel 1. 2** Daftar Perusahaan Pemasok Biodiesel Program B30

No.	Perusahaan	Alokasi Volume (KL)
1.	PT Pertamina (Persero)	8.382.300
2.	PT AKR Corporindo Tbk	498.683
3.	PT Exxonmobil Lubricants Indonesia	139.631
4.	PT Jasatama Petroindo	63.000
5.	PT Petro Andalan Nusantara	201.825
6.	PT Shell Indonesia	30.220
7.	PT Cosmic Indonesia	11.694
8.	PT Cosmic Petroleum Nusantara	29.715
9.	PT Energi Coal Prima	91.976
10.	PT Gasemas	60.318
11.	PT Jagad Energy	5.040
12.	PT Petro Energi Samudera	4.500
13.	PT Baria Bulk Terminal	12.600
14.	PT Mitra Andalan Batam	4.085
15.	PT Yavindo Sumber Persada	7.200
16.	PT Sinaralam Dutaperdana II	30.000
17.	PT Syuria Bahtera Harapan Mandiri	890
18.	PT Kalimantan Sumber Energi	16.454
TOTAL		9.590.131
Dalam satuan ton		3.386.722

Jika melihat kebutuhan biodiesel pada tahun 2025 sebesar 10,5 juta kilo liter dan ditargetkan akan naik setiap tahun sebanyak 14%, maka perkiraan kebutuhan biodiesel untuk tahun 2026 akan sebanyak 11,97 juta kilo liter atau 4,22 juta ton. Jika melihat selisih perusahaan pemasok biodiesel tahun 2020 dengan proyeksi pada tahun 2026, akan mendapatkan kekurangan yang harus dipenuhi sebesar 840.442,80 ton. Maka, jika ditarik 30% dari kekurangan yang harus dipenuhi untuk tahun 2026 pabrik ini akan berkapasitas 300.000 ton/tahun.

### 1.3 Proses Pembuatan Biodiesel

Sebelum biodiesel dihasilkan, bahan baku utama harus melalui beberapa proses. Bahan baku biodiesel, baik minyak nabati maupun lemak hewani, secara umum memiliki viskositas dan densitas yang tinggi. Bahan baku yang digunakan dalam penelitian ini adalah *crude palm kernel oil*. Pemilihan bahan baku ini telah melalui beberapa riset perbandingan dengan bahan baku lain namun menggunakan proses yang sama. Pembuatan biodiesel dipengaruhi juga dengan kadar asam lemak bebas (*free fatty acid*) yang berasal dari bahan bakunya seperti *crude palm oil (CPO)*, *palm oil mill effluent (POME)*, *crude palm kernel oil (CPKO)* dan lain lain. Namun, terdapat perbedaan kadar asam lemak bebas antara ketiganya. POME memiliki kadar asam lemak bebas sebesar 20%, CPO sebesar 7% sedangkan CPKO sebesar 2%. POME dan CPO dalam pembuatan biodiesel melalui proses yang sama yaitu esterifikasi dan transesterifikasi, sedangkan CPKO hanya melalui proses transesterifikasi. Hal ini disebabkan oleh kadar asam lemak bebas yang rendah. Semakin besar kadar asam lemak bebas dalam suatu senyawa mengakibatkan semakin panjang proses yang dilalui untuk menghasilkan biodiesel.

Maka dari itu, berdasarkan perbandingan tersebut CPKO menjadi pilihan yang tepat untuk menjadi bahan baku pembuatan biodiesel. Biodiesel yang dihasilkan memiliki karakteristik seperti solar, dimana dalam proses pembuatannya melalui reaksi metanolisis maupun etanolisis. Proses yang dilalui dalam pembuatan biodiesel adalah sebagai berikut :



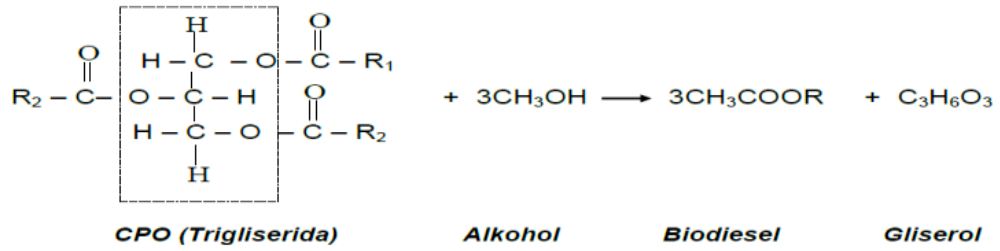
### **1.3.1 Esterifikasi**

Asam lemak bebas yang terkandung di dalam minyak kelapa sawit dapat dihilangkan dengan reaksi esterifikasi, dimana asam lemak bebas direaksikan dengan alkohol. Pada proses pembuatan biodiesel reaksi esterifikasi bertujuan untuk menurunkan kadar asam lemak bebas (FFA) yang terdapat di dalam minyak yang kemudian akan menghasilkan ester dan air. Katalis yang biasa digunakan dalam reaksi esterifikasi adalah katalis asam pendonor proton seperti asam sulfat dan asam klorida, katalis homogen yang digunakan pada esterifikasi dapat menyebabkan kontaminasi sulfur pada produk akhir ester. Selain itu penggunaan katalis homogen membutuhkan proses netralisasi alkali sehingga efisiensi pada proses menjadi kurang dari 96%.

### **1.3.2 Transesterifikasi**

Biodiesel juga dapat dihasilkan menggunakan proses reaksi transesterifikasi senyawa ester dengan alkohol, dimana alkohol akan menggantikan gugus hidroksil pada struktur ester dengan bantuan katalis. Katalis yang biasa digunakan dalam reaksi ini adalah NaOH dan KOH, serta jenis alkohol yang biasa digunakan yaitu methanol, etanol, propanol, butanol dan aminol. Transesterifikasi merupakan reaksi kimia yang menghasilkan ester dimana salah satu pereaksinya juga merupakan senyawa ester. Senyawa ester yang dihasilkan dari reaksi transesterifikasi dikenal sebagai biodiesel. Hasil dari reaksi transesterifikasi adalah senyawa ester dan gliserin/glisrol.

### Reaksi Transesterifikasi



**Gambar 1. 1** Reaksi Transesterifikasi

Katalis yang digunakan dalam reaksi esterifikasi di atas adalah jenis katalis cair (homogen) yaitu asam klorida. Alkohol pada reaksi esterifikasi berperan sebagai solvent pengekstrak minyak, serta sebagai reagen dalam mengesterifikasi komponen, dimana hal ini dapat meminimalkan ongkos produksi dan diperoleh kelayakan ekonomi yang cukup baik.



## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1 Spesifikasi Produk

##### 2.1.1 *Fatty Acid Ethyl Ester (FAEE) / Biodiesel*

Sifat fisis

Nama	: Ethyl Ester (Biodiesel)
Rumus Molekul	: R-COOCH <sub>3</sub>
Berat Molekul	: 220 g/mol
Wujud	: Cair
Warna	: Jernih Kekuningan
Densitas	: 935 kg/m <sup>3</sup>
Viskositas	: 2,3-6,0 cP at 40 °C
Specific Gravity	: 0,9
Catane Number	: 51
Cloud Point	: 18 °C
Flash Point	: min. 100 °C
Temperature Distilasi	: max. 360 °C
Angka Asam	: 0,5 mg-KOH/g
Kadar ester	: 96,5%

(sumber: SNI Biodiesel BPPT)

### 2.1.2 Gliserol

Sifat Fisis

Nama	: Glycerol
Rumus Molekul	: $C_3H_8O_3$
Berat Molekul	: 92,093 g/mol
Wujud	: Cair
Warna	: Jernih Kekuningan
Densitas	: 1,261 kg/m <sup>3</sup>
Viskositas	: 2,68 cP
Specific Gravity	: 1,263
Boiling Point	: 290 °C
Melting Point	: 18 °C
Flash Point	: 160 °C

### 2.2 Spesifikasi Bahan

#### 2.2.1 Minyak Inti Kelapa Sawit

Sifat fisis Nama	: Crude Palm Kernel Oil
Rumus Molekul	: $C_{142}H_{312}O_{22}$
Berat Molekul	: 2584 g/mol
Wujud	: Cair
Warna	: Kuning
Densitas	: 886 kg/m <sup>3</sup>

Viskositas	: 115,55 cP
Specific Gravity	: 0,912
Catane Number	: 38 - 40
Cloud Point	: 11,5 °C
Boiling Point	: 298,9 °C
Melting Point	: 28 °C
Kemurnian	: 96 %

Minyak inti kelapa sawit merupakan trigliserida campuran, yang berarti bahwa gugus asam lemak yang terikat dalam trigliserida-trigliserida yang dikandung lemak ini jenisnya lebih dari satu. Jenis asam lemaknya meliputi C6 (*asam kaproat*) sampai C20 tak jenuh (*asam arakidonat* dan *asam eikosenoat*) (Winarno, FG. 1991).

Berikut tabel komposisi asam lemak pada minyak inti kelapa sawit.

**Tabel 2. 1** Komposisi Asam Lemak dalam CPKO

Komponen	Komposisi %
Caproic acid (C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>2</sub> )	0,298
Caprylic acid (C <sub>8</sub> H <sub>16</sub> O <sub>2</sub> )	4,683
Capric acid (C <sub>10</sub> H <sub>20</sub> O <sub>2</sub> )	4,281
Lauric acid (C <sub>12</sub> H <sub>24</sub> O <sub>2</sub> )	52,465
Myristic acid (C <sub>14</sub> H <sub>28</sub> O <sub>2</sub> )	15,645
Palmitic acid (C <sub>16</sub> H <sub>32</sub> O <sub>2</sub> )	7,536
Stearic acid (C <sub>18</sub> H <sub>36</sub> O <sub>2</sub> )	2,098
Oleic acid (C <sub>18</sub> H <sub>34</sub> O <sub>2</sub> )	11,284
Linoleic acid (C <sub>18</sub> H <sub>32</sub> O <sub>2</sub> )	1,545
Arachidic acid (C <sub>20</sub> H <sub>40</sub> O <sub>2</sub> )	0,097

Eicosenoic acid (C <sub>20</sub> H <sub>38</sub> O <sub>2</sub> )	0,068
---	-------

Trigliserida adalah ester dari asam lemak dan alkohol trifungsional (gliserol). Gliserol mempunyai tiga buah gugus fungsi alkohol (gugus hidroksi, -OH). Dengan demikian untuk dapat bereaksi membentuk sebuah ester, gliserol membutuhkan tiga asam lemak. Tiga asam lemak dalam hal ini boleh tidak sama. Faktanya tiga asam lemak yang berbeda dapat melangsungkan reaksi dengan gliserol. Dalam proses ini menghasilkan *Trilaurin*, yaitu trigliserida yang diperoleh dengan asilasi formal dari tiga gugus hidroksi gliserol oleh *lauric acid* selaku asam lemak dengan komposisi terbesar, diikuti *myristic acid* dan *oleic acid*.

### 2.2.2 Etanol (C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>OH)

Sifat fisis

Nama	: Etanol
Rumus Molekul	: C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH
Berat Molekul	: 46,07 g/mol
Wujud	: Cair
Warna	: Tidak Berwarna
Densitas	: 0,789 kg/m <sup>3</sup>
Viskositas	: 1,2 cP
Specific Gravity	: 0,787
Boiling Point	: 78,37 °C
Melting Point	: -14 °C

Critical Temperature : 243 °C

Kemurnian : 95 – 96 %

Fungsi alkohol yang menggantikan gugus hidroksil pada struktur ester di proses esterifikasi biasanya menggunakan metanol sebagai konvensional pabrik biodiesel. Walaupun penggunaan metanol telah terbukti menghasilkan perolehan biodiesel yang lebih tinggi dibandingkan dengan etanol, akan tetapi etanol mempunyai *solvent property* yang lebih baik dan penggunaannya dapat mengurangi pemakaian bahan sintesis karena etanol dapat dihasilkan dari biomassa yang ketersediannya sangat melimpah.

### 2.2.3 Asam Klorida (HCl)

Sifat fisis

Nama : Asam Klorida

Rumus Molekul : HCl

Berat Molekul : 36,46 g/mol

Wujud : Cair

Warna : Tidak Berwarna

Densitas : 1,18 kg/m<sup>3</sup>

Viskositas : 1,9 cP

Specific Gravity : 1,18

Boiling Point : 110 °C

Melting Point : -74 °C

Critical Temperature : 108,6 °C

Kelarutan : Dapat dicampur

## 2.2.4 Kalium Hidroksida (KOH)

Sifat fisis

Nama	: Kalium hidroksida
Rumus Molekul	: KOH
Berat Molekul	: 56,11 g/mol
Wujud	: Padat
Warna	: Putih
Densitas	: 2,044 kg/m <sup>3</sup>
Boiling Point	: 1327 °C
Melting Point	: 360 °C
Kelarutan	: 162,9 g/100 ml (100 °C) dalam air. : 55 g/100 g (28 °C) dalam alkohol.

## 2.3 Pengendalian Kualitas

### 2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku dilakukan dengan tujuan untuk mengetahui bahan baku yang digunakan telah sesuai dengan spesifikasi yang telah ditentukan. Proses evaluasi untuk pengendalian kualitas bahan baku dilakukan berdasarkan standar yang sesuai atau mendekati standar ASTM 1972. Parameter yang diukur untuk kualitas bahan baku antara lain :

- a. Kemurnian bahan baku minyak kelapa sawit, dan Methanol.



- b. Kandungan yang terdapat di dalam minyak kelapa sawit, dan Methanol.
- c. Kadar air
- d. Kadar zat pengotor

### **2.3.2 Pengendalian Kualitas Produk**

Pengendalian kualitas produk bertujuan untuk menjaga mutu produk selama proses produksi, dimana dilakukan dari mulai pengendalian bahan baku sampai menjadi produk antara lain pengawasan mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi hingga produk penunjang mutu proses. Semua proses untuk pengawasan mutu dapat dilakukan dengan cara analisa di laboratorium dan menggunakan alat kontrol.

Pengendalian dan pengawasan dilakukan di dalam control room ,dimana semua perjalanan dan peralatan pengendalian berpusat di dalamnya. Proses pengendalian dan pengawasan dilakukan secara automatic control dengan menggunakan suatu indikaor. Jika terjadi penyimpangan pada indikator maka dapat diketahui dari sinyal yang diberikan yaitu nyala lampu,bunyi alarm dan sebagainya. Adapun indikator yang telah ditetapkan atau di sett yaitu flowrate bahan baku atau produk, level control, dan temperature control. Apabila terjadi penyimpangan terhadap indikator di atas, maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi (sett) awal baik secara manual maupun otomatis.

Alat kontrol yang dijalankan yaitu kontrol yang dilakukan terhadap kondisi operasi baik pada tekanan maupun tempertaur selama proses berlangsung. Pada kondisi tertentu alat proses yang harus diset antara lain :

**a. Level Control.**

Level control merupakan alat yang dipasang pada bagian atas tangki digunakan untuk mengetahui bahwa bahan baku sudah sesuai dengan kondisi yang diinginkan atau belum, jika level yang diinginkan belum sesuai terjadi kekurangan atau kelebihan maka akan timbul tanda nyala lampu atau suara.

**b. Flow Rate**

Alat yang dipasangkan pada aliran masuk dan keluar bahan baku, serta aliran masuk dan keluarnya proses selama produksi.

**c. Temperature Control**

TC merupakan alat yang dipasang di dalam setiap alat proses, yang bertujuan untuk mengetahui proses berjalan sesuai dengan kondisi temperature yang diinginkan atau tidak, jika tidak sesuai dengan kondisi yang sudah ditetapkan maka akan timbul tanda berupa nyala lampu atau suara.

Untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk sudah sesuai dengan spesifikasi yang telah ditetapkan maka perlu dilakukan proses pengendalian mutu. Pengawasan dan pengendalian proses perlu dilakukan setelah proses produksi dan perencanaan produksi telah disusun dengan tujuan agar proses yang dilakukan berjalan sesuai dengan standard an jumlah produksi yang diharapkan, dimana proses berjalan pada waktu yang sesuai dengan penjadwalan.

Penyebab utama terjadinya penyimpangan kualitas yaitu terjadi karena mutubhan baku yang kurang baik, kesalahan dalam perjalanan proses selama

produksi serta kerusakan yang terjadi pada alat yang dapat diketahui dari hasil monitor atau analisa pada bagian Laboraturium pemeriksaan.

Pengendalian kualitas pada pabrik Biodiesel ini antara lain :

a. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Bertujuan untuk kwalotas dari bahan baku yang digunakan, sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan atau belum untuk proses produksi. Jika tidak sesuai maka bahan baku akan dikembalikan kepada supplier.

b. Pengendalian Kualitas Bahan Pembantu

Bahan pembantu merupakan bahan-bahan lain yang digunakan untuk menunjang proses pembuatan Biodiesel. Bahan pembantu dipabrik ini juga perlu dilakukan analisa untuk mengetahui sifat fisisnya sudah sesuai atau belum dengan spesifikasi yang diharapkan yang bertujuan untuk membantu kelancaran proses produksi Biodiesel.

c. Pengendalian Kualitas Produk

Dilakukan terhadap produk Biodiesel.

d. Pengendalian Kualitas Produk Saat Proses Pemindahan

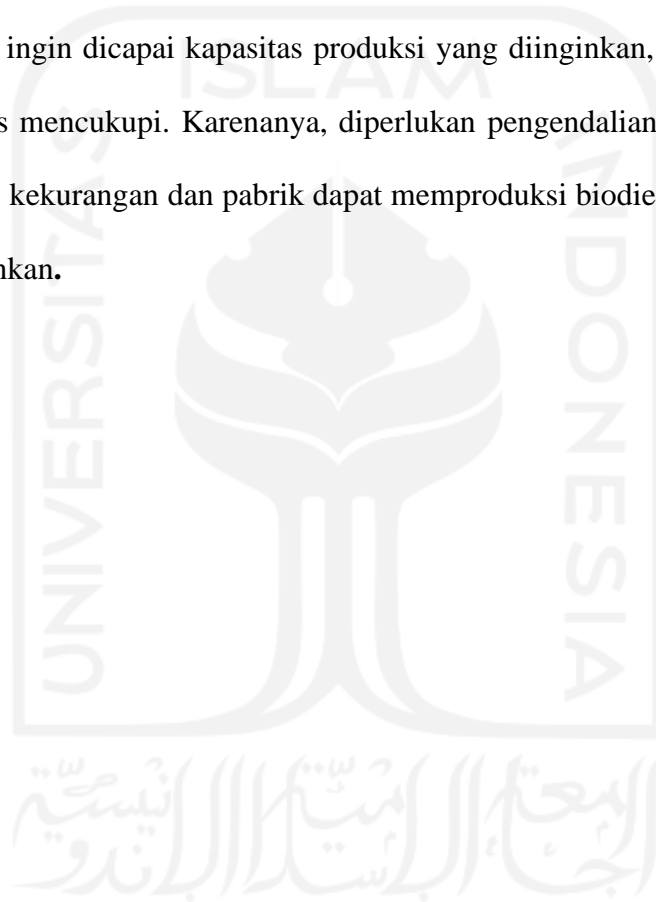
Dilakukan pengawasan terhadap produk utama pada saat produk akan dipindahkan dari tangka penyimpanan sementara menuju tangka penyimpana tetap, dilanjutkan pemindahan ke mobil truk dan ke kapal.

### **2.3.3 Pengendalian Waktu**

Untuk mencapai kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula. Maka dari itu pengendalian waktu dibutuhkan untuk memaksimalkan waktu yang digunakan selama proses produksi berlangsung.

### **2.3.4 Pengendalian Bahan Proses**

Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan untuk proses harus mencukupi. Karenanya, diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan dan pabrik dapat memproduksi biodiesel sesuai kapasitas yang diinginkan.



## BAB III

### PERANCANGAN PROSES

#### 3.1. Uraian Proses

Proses pembuatan biodiesel ini menggunakan bahan baku minyak inti kelapa sawit atau *Crude Palm Kernel Oil* dan ethanol. Dalam proses pembuatan biodiesel ini melibatkan reaksi utama yaitu reaksi transesterifikasi yang bertujuan mengubah gugus trigliserida menjadi ethyl ester dan gliserol dengan bantuan alcohol dan katalis KOH. Dengan proses transesterifikasi ini memaksimalkan minyak inti kelapa sawit ini yang terdiri dari 80% trigliserida dan 6% *free fatty acid*. Reaksi ini berjalan pada suhu 60°C dan tekanan 1 atm secara kontinyu. Berikut ini adalah tahap-tahap pembuatan biodiesel (*ethyl ester*).

##### 3.1.1. Persiapan dan Pemurnian Bahan Baku

Pada proses ini minyak inti kelapa sawit mentah (CPKO) dalam tangki dialirkan menuju *Degummer* (DG-01) untuk menghilangkan gum pada minyak inti kelapa sawit dengan menambahkan asam fosfat (H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>). Namun sebelum kedua bahan tersebut masuk ke dalam *Degummer*, CPKO dan H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> dialirkan melewati *Heater* (HE-01 dan HE-02) hingga mencapai suhu 60°C. Senyawa-senyawa pengotor yang ada di dalam minyak mentah diikat oleh H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> sekitar 200 ppm sehingga mudah untuk dipisahkan. Setelah itu dialirakan menuju *Washing Tower* (WT-01) untuk proses pencucian yang mana bertujuan untuk membantu memisahkan kembali CPKO dengan zat pengotor atau *gum* menggunakan air. Lalu komponen CPKO, gum, dan air dialirkan ke dalam *Decanter* (DC-01) untuk

dilakukan pemisahan. Karena *Decanter* beroperasi pada suhu 40°C, komponen-komponen itu diturunkan suhunya menggunakan *Cooler* (CO-01). CPKO yang telah melewati tahap pemurnian di *Decanter* dianggap sebagai CPKO murni yang bebas dari air dan pengotor.

### 3.1.2. Tahap Reaksi Transesterifikasi

Reaksi transesterifikasi berlangsung pada suhu 60°C dan tekanan 1 atm dengan penambahan ethanol dan katalis KOH. Sebelum masuk ke *Reaktor* (R-01), ethanol (C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>OH) dan KOH dicampurkan terlebih dahulu di dalam *Mixer* (MI-01). Pencampuran ini dilakukan karena KOH yang berbentuk solid dari *Gudang* (G-01) harus dilarutkan dan bereaksi dengan ethanol. Proses di *Mixer* (MI-01) berlangsung pada suhu 30°C. Hasil keluarannya harus dinaikkan suhunya di *Heater* (HE-) sebelum masuk ke *Reaktor* (R-01).

Reaksi transesterifikasi berlangsung pada fasa cair dengan menggunakan *Reaktor Alir Tangki Berpengaduk* (RATB) sebanyak dua buah dengan kondisi operasi isothermal serta sifat reaksi eksotermis sehingga suhu reaksi harus dipertahankan untuk menghindari terjadinya efek samping lainnya. Maka dari itu, untuk menjaga suhu reaksi tetap 60°C maka reaktor transesterifikasi dilengkapi dengan jaket pendingin dengan air sebagai medium pendingin.

Senyawa yang terbentuk dari hasil reaksi transesterifikasi ini berupa biodiesel (*ethyl ester* atau RCOOCH<sub>3</sub>) dan Gliserol. Hasil dari reaksi transesterifikasi dinetralkan di *Neutralizer* (NT-01) dengan kondisi operasi yang sama. Di dalam *Neutralizer* (NT-01) ditambahkan larutan HCl untuk menetralkan

KOH yang terkandung dalam campuran produk transesterifikasi. Reaksi netralisasi juga bersifat eksotermis sehingga perlu dilengkapi jaket pendingin untuk menjaga suhu agar tetap  $60^{\circ}\text{C}$ . Senyawa yang dihasilkan dari reaksi di dalam NT-01 adalah KCl dan  $\text{H}_2\text{O}$ .

### 3.1.3 Tahap Pemurnian dan Pemisahan Produk

Campuran yang keluar dari *Neutralizer* (NT-01) akan dilakukan pencucian kembali di *Washing Tower* (WT-2) dan kemudian dimurnikan lebih lanjut di dalam *Decanter* (DC-02). Tahap pemurnian ini bertujuan untuk memisahkan senyawa-senyawa pengotor yang mungkin masih tersisa selepas proses transesterifikasi dan mendapatkan kemurnian biodiesel yang diinginkan sebesar %. Pemisahan yang dilakukan di *Decanter* (DC-02) dengan kondisi operasi 1 atm dan  $40^{\circ}\text{C}$  dapat memisahkan ethyl ester dari campuran yang langsung dialirkan untuk disimpan di dalam *Tangki Biodiesel* (T-05). Lalu campuran yang masih berisikan *free fatty acids*, Ethanol, KCl, Gliserol dan Air dialirkan ke dalam *Menara Distilasi* (MD-01) untuk dilakukan pemisahan dengan berdasarkan titik didih komponen. Sebelum masuk MD-01, campuran tersebut harus dipanaskan dahulu di *Heater* HE-05) sehingga suhunya naik menjadi  $60^{\circ}\text{C}$ . Di dalam *Menara Distilasi*, komponen yang akan menjadi produk atas adalah Ethanol dan air. Yang mana Ethanol langsung dilirkan kembali ke *Mixer* (M-01) sebagai *reused* Ethanol. Campuran lain yang merupakan hasil bawah MD-01, dialirkan untuk disimpan di dalam *Tangki Gliserol* (T-06) yang akan dijual kembali karena mengandung Gliserol sebanyak 12%.

### 3.2 Spesifikasi Alat Proses

Spesifikasi alat proses pada pabrik biodiesel dirancang dengan pertimbangan efisiensi dan optimasi proses. Adapun spesifikasi masing-masing alat yang digunakan pada pabrik biodiesel dari minyak inti kelapa sawit meliputi:

#### 3.2.1. Tangki (T-)

**Tabel 3. 1** Spesifikasi Tangki

Spesifikasi	Nama Tangki Penyimpanan					
	Etanol (T-01)	Asam Fosfat (T-02)	CPKO (T-03)	HCl (T-04)	Biodiesel FAEE (T-05)	Gliserol (T-06)
Fungsi	Menyimpan kebutuhan etanol untuk proses selama 7 hari.	Menyimpan kebutuhan asam fosfat untuk proses selama 14 hari.	Menyimpan kebutuhan CPKO untuk produksi selama 7 hari.	Menyimpan kebutuhan HCl untuk proses selama 7 hari.	Menyimpan hasil produk yaitu biodiesel untuk proses selama 14 hari.	Menyimpan hasil samping gliserol.
Jenis	Tangki Silinder Tegak dengan Flat Bottomed dan Torispherical Head.	Tangki Silinder Tegak dengan Flat Bottomed dan Conical Head.	Tangki Silinder Tegak dengan Flat Bottomed dan Conical Head.	Tangki Silinder Tegak dengan Flat Bottomed dan Conical Head.	Tangki Silinder Tegak dengan Torispherical Bottomed dan Head.	Tangki Silinder Tegak dengan Torispherical Bottomed dan Head.
Jumlah	1 buah.	1 buah.	1 buah.	1 buah.	1 buah.	1 buah.
Kondisi Operasi	Suhu : 30 °C Tekanan :1 atm.	Suhu : 30 °C Tekanan :1 atm.	Suhu : 30 °C Tekanan :1 atm.	Suhu : 30 °C Tekanan :1 atm.	Suhu : 35 °C Tekanan :1 atm.	Suhu : 30 °C Tekanan :1 atm.
Bahan	Carbon Steel SA-283 C	Carbon Steel SA-283 C	Carbon Steel SA-283 C	Carbon Steel SA-283 C	Carbon Steel SA-283 C	Carbon Steel SA-283 C



Dimensi						
Diameter	7,62 m	4,57 m	9,14 m	10,66 m	9,14 m	9,14 m
Tinggi	10,98 m	7,49 m	14,63 m	17,44 m	12,80 m	14,63 m
Tebal <i>Head</i>	0,024 m	0,188 m	0,188 m	0,188 m	0,188 m	0,188 m
Tebal <i>Shel</i>	0,188 m	0,188 m	0,188 m	0,188 m	0,188 m	0,188 m
<i>Course Plate</i>	8	8	9	3	9	10
Jenis Head	Torispherical	Conical	Conical	Conical	Torispherical	Conical
Kapasitas	4.667.681,33 kg	15.559,53 kg	15.559.531,54 kg	78.262,78 kg	6.026.177,93 kg	128.429,96 kg
Volume	3.535,71 m <sup>3</sup>	126,70 m <sup>3</sup>	9.727,99 m <sup>3</sup>	1.176,92 m <sup>3</sup>	8.374,53 m <sup>3</sup>	1.784,22 m <sup>3</sup>
Harga	\$ 196.374	\$ 52.667	\$ 451,717	\$ 144.158	\$ 203.126	\$ 28.697

### 3.2.2 Gudang Penyimpanan KOH (G-01)

Fungsi : Menyimpan Gliserol untuk proses *Mixer* (M-01)

Bentuk : Prisma Segi Empat Beraturan

Jumlah : 1 buah.

Kondisi Operasi : 30 °C, 1 atm.

Bahan : Beton

Dimensi

Panjang 5,133

	Tinggi	5,133 m
	Lebar	2,566 m
Volume	:	67,647 m <sup>3</sup>
Harga	:	\$ 46.590

### 3.2.3 *Bucket Elevator (BE-01)*

Fungsi	:	Mengangkut KOH dari Gudang ke <i>Mixer</i> (M-01)
Jenis	:	Supercapacity Continuous Bucket
Jumlah	:	1 buah.
Kondisi Operasi	:	30 °C, 1 atm.
Bahan	:	Malleable Iron
Dimensi		
	Tinggi <i>elevator</i>	7,62 m
	Ukuran <i>bucket</i>	8 x 5(1/2) x 7(3/4) in <sup>3</sup>
Jarak antar <i>bucket</i>	:	0,203 m
Kapasitas	:	8,953 kg/jam
Kecepatan	:	225 ft/min
Kecepatan Putaran	:	68,6 rpm
Lebar <i>belt</i>	:	0,177 m
Daya motor	:	0,05 HP
Harga	:	\$ 13.842

### 3.2.4 Mixer (M-01)

Fungsi	:	Mencampurkan $C_2H_5OH$ dan $KOH$ sebelum dialirkan menuju reaktor.
Jenis	:	Tangki Silinder Tegak dengan Head & Bottom Berbentuk Torispherical yang dilengkapi pengaduk.
Fasa	:	Padat-Cair
Jumlah	:	1 buah.
Kondisi Operasi	:	30 °C, 1 atm.
Bahan	:	Stainless Steel SA-316
Dimensi		
	Diameter	1,992 m
	Tinggi	2,988 m
Pengaduk		
	Jenis	Six Blade Flat Turbine
	Jumlah <i>baffle</i>	4
	Diameter	0,707 m
	Lebar <i>baffle</i>	0,120 m
	Efisiensi	80 %
	Daya Motor	1,850 HP
Volume	:	10,65 m <sup>3</sup>
Harga	:	\$ 22.957

### 3.2.5 Mixer 2 (M-02)

Fungsi	: Mencampurkan HCl dan Air sebelum masuk ke NT-01
Jenis	: Tangki Silinder Tegak dengan Head & Bottom Berbentuk Torispherical yang dilengkapi pengaduk.
Fasa	: Cair-Cair
Jumlah	: 1 buah.
Kondisi Operasi	: 30 °C, 1 atm.
Bahan	: Stainless Steel SA-316
Dimensi	
	Diameter 0,441 m
	Tinggi 0,662 m
Pengaduk	
Jenis	Six Blade Flat Turbine
Jumlah <i>baffle</i>	4
Diameter	0,200 m
Lebar <i>baffle</i>	0,050 m
Efisiensi	80 %
Daya Motor	0,247 HP
Volume	: 0,116 m <sup>3</sup>
Harga	: \$ 22.957

### 3.2.6 *Degummer (DG-01)*

Fungsi	: Mengikat kotoran CPKO dengan $H_3PO_4$
Jenis	: Tangki Silinder Tegak Berpengaduk dengan tutup <i>Flanged dished head</i> .
Jumlah	: 1 buah.
Kondisi Operasi	: 60 °C, 1 atm.
Bahan	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Dimensi	
	Diameter 2,891 m
	Tinggi 4,337 m
Pengaduk	
Jenis	Six Blade Flat Turbine
Jumlah <i>baffle</i>	4
Diameter	1,010 m
Lebar <i>baffle</i>	0,252 m
Efisiensi	80 %
Daya Motor	3,78 HP
Volume	: 32,56 m <sup>3</sup>
Harga	: \$ 247.803

### 3.2.7 *Washing Tower (WT-01)*

Fungsi	: Menghilangkan kotoran yang tersisa dari keluaran <i>Degummer</i> .
--------	--

Jenis : Tangki Silinder Tegak Berpengaduk dengan tutup *torispherical dished head*.

Jumlah : 1 buah.

Kondisi Operasi : 60 °C, 1 atm.

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Dimensi

Diameter 3,261 m

Tinggi 4,892 m

Pengaduk

Jenis Six Blade Flat Turbine

Jumlah *baffle* 4

Diameter 1,113 m

Lebar *baffle* 0,189 m

Efisiensi 80 %

Daya Motor 4,70 HP

Volume : 27,23 m<sup>3</sup>

Harga : \$ 122.214

### 3.2.8 *Washing Tower 2 (WT-02)*

Fungsi : Mencuci produk keluaran dari NT-01

Jenis : Tangki Silinder Tegak Berpengaduk dengan tutup *torispherical dished head*.

Jumlah : 1 buah.

Kondisi Operasi : 60 °C, 1 atm.

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Dimensi

Diameter	3,406 m
Tinggi	5,109 m

Pengaduk

Jenis	Six Blade Flat Turbine
Jumlah <i>baffle</i>	4
Diameter	1,164 m
Lebar <i>baffle</i>	0,197 m
Efisiensi	80 %
Daya Motor	5 HP

Volume : 31,01 m<sup>3</sup>

Harga : \$ 122.214

### 3.2.9 *Decanter* (DC-01)

Fungsi : Memisahkan CPKO dari gum dan air.

Jenis : Tangki Silinder Horizontal

Jumlah : 1 buah.

Kondisi Operasi : 40 °C, 1 atm.

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Dimensi

	Diameter	0,957 m
	Tinggi	3,313 m
Waktu Tinggal	:	10 menit
Volume	:	2,068 m <sup>3</sup>
Harga	:	\$ 326.352

### 3.2.10 *Decanter 2 (DC-02)*

Fungsi	:	Memisahkan Biodiesel dari produk NT-01
Jenis	:	Tangki Silinder Horizontal
Jumlah	:	1 buah.
Kondisi Operasi	:	40 °C, 1 atm.
Bahan	:	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Dimensi		
	Diameter	2,294 m
	Tinggi	6,882 m
Waktu Tinggal	:	27,96 menit
Volume	:	28,44 m <sup>3</sup>
Harga	:	\$ 326.352

### 3.2.11 Reaktor Transesterifikasi (R-01/02)

Fungsi	:	Mereaksikan trigliserida dengan Ethanol dan katalis KOH.
Jenis	:	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)



Jumlah : 2 buah.  
 Kondisi Operasi : 60 °C, 1 atm.  
 Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*  
 Dimensi

	Diameter	1,867 m		
	Tinggi	2,801 m		
Pengaduk				
	Jenis	Six Blade	Flat	
Turbine				
	Jumlah <i>baffle</i>	4		
	Diameter	0,605 m		
	Lebar <i>baffle</i>	0,151 m		
	Tebal <i>baffle</i>	0,121 m		
	Panjang <i>baffle</i>	2,801 m		
	Jumlah <i>blade</i>	6		
	Tenaga	2,65 HP		
	Tinggi <i>head</i>	0,364 m		
	Tinggi <i>shell</i>	2,724 m		
	Tinggi total reaktor	3,452 m		

Jenis Head : *Flanged dished head*

Jaket Pendingin : 1,536 m

Volume : 8,771 m<sup>3</sup>

Harga : \$ 437.537 (1 Reaktor)

### 3.2.11 Neutralizer (NT-01)

Fungsi	:	Menetralkan KOH sisa reaksi transesterifikasi dengan HCl.
Jenis	:	Reaktor Tangki Alir Berpengaduk.
Jumlah	:	1 buah.
Kondisi Operasi	:	60 °C, 1 atm.
Bahan	:	Carbon Steel SA 283 Grade C
Dimensi		
	Diameter	2,953 m
	Tinggi	4,430 m
Jenis <i>Head</i>	:	Torispherical
Pengaduk		
	Jenis	Six Blade Flat Turbine
	Jumlah <i>baffle</i>	4
	Jumlah <i>blade</i>	6
	Diameter	1,01 m
	Lebar <i>baffle</i>	0,252 m
	Efisiensi	80 %
	Daya Motor	8,05 HP
Volume	:	34,70 m <sup>3</sup>
Jaket Pendingin	:	1,81 m
Harga	:	\$ 182.357

### 3.2.12 Menara Distilasi (MD-01)

Fungsi	: Meimisahkan Ethanol dengan campuran Gliserol 12% berdasarkan titik didih komponen.
Bentuk	: <i>Cylinder with torispherical dished head</i>
Tipe	: <i>Sieve Tray</i>
Bahan	: <i>Stainless Steel SA 167 type 304</i>
Jumlah	: 1 buah
Kondisi Operasi	
	Suhu <i>TOP</i> 78,59 °C
	Suhu <i>Bottom</i> 180,69 °C
	Tekanan 1 atm
Dimensi Menara	
	Diameter 1,17 m
	Tinggi 12,03 m
	Tebal <i>head</i> 0,1875 m
	Tebal <i>shell</i> 0,1875 m
	<i>Plate spacing</i> 0,45 m
	Jumlah <i>tray</i> 14
	<i>Feed plate</i> Plate 5 – 6
Harga	: \$ 117.674

### 3.2.12.a Reboiler Menara Distilasi (R.MD-01)

Fungsi : sebagian produk bawah MD-01.

Kondisi Operasi

Suhu 180,6 °C

Tekanan 1 atm

Jenis : *Double pipe heat exchanger*

Bahan : *Carbon Steel SA 385 Grade C*

Jumlah : 1 buah

Luas Transfer Panas : 134,64 ft<sup>2</sup>

Dimensi pipa NPS 1¼

Sch No 40

Pressure Drop 0,535 psi

Dimensi anulus NPS 2

Sch No 40

Pressure Drop 5,396 psi

Koef. Transfer Panas (Uc) : 15695,83 btu/jam.ft<sup>2</sup>.F

Koef. Transfer Panas (Ud) : 197,19 btu/jam.ft<sup>2</sup>.F

Rd : 0,005 jam.ft<sup>2</sup>.F/Btu

Jumlah Hairpin : 21

Harga : \$ 3.714

### 3.2.12.b Kondensor Menara Distilasi (R.MD-01)

Fungsi : Mengkondensasi produk atas MD-01.

### Kondisi Operasi

Suhu	78,6 °C
Tekanan	1 atm
Jenis	: <i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA 385 Grade C</i>
Jumlah	: 1 buah
Luas Transfer Panas	: 79,72 ft <sup>2</sup>
Dimensi pipa	<i>NPS</i> 1¼
	<i>Sch No</i> 40
	<i>Pressure Drop</i> 5,723 psi
Dimensi anulus	<i>NPS</i> 2
	<i>Sch No</i> 40
	<i>Pressure Drop</i> 6,527 psi
Koef. Transfer Panas (Uc)	: 4443,15 btu/jam.ft <sup>2</sup> .F
Koef. Transfer Panas (Ud)	: 94,28 btu/jam.ft <sup>2</sup> .F
Rd	: 0,0103 jam.ft <sup>2</sup> .F/Btu
Jumlah Hairpin	: 13
Harga	: \$ 72.698

### 3.2.13 Heater (HE-)

**Tabel 3. 2** Spesifikasi Heater

Spesifikasi	Nama Heater					
	Heater 1 (HE-01)	Heater 2 (HE-02)	Heater 3 (HE-03)	Heater 4 (HE-04)	Heater 5 (HE-05)	Heater 6 (HE-06)
Fungsi	Menaikkan suhu CPKO dari T-03 ke DG-01.	Menaikkan suhu H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> dari T-02 ke DG-01.	Menaikkan suhu komponen dari D-01 ke R-01/02.	Menaikkan suhu komponen dari M-02 ke NT-01.	Menaikkan suhu komponen dari DC-02 ke MD-01.	Menaikkan suhu komponen dari M-01 ke R-01/02.
Jenis	<i>Double pipe heat exchanger</i>	<i>Double pipe heat exchanger</i>	<i>Double pipe heat exchanger</i>	<i>Double pipe heat exchanger</i>	<i>Double pipe heat exchanger</i>	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Jumlah	1 buah.	1 buah.	1 buah.	1 buah.	1 buah.	1 buah.
Kondisi Operasi	Suhu T1 : 30 °C Suhu T2 : 60 °C Tekanan :1 atm.	Suhu T1 : 30 °C Suhu T2 : 60 °C Tekanan :1 atm.	Suhu T1 : 40 °C Suhu T2 : 60 °C Tekanan :1 atm.	Suhu T1 : 30 °C Suhu T2 : 60 °C Tekanan :1 atm.	Suhu T1 : 40 °C Suhu T2 : 60 °C Tekanan :1 atm.	Suhu T1 : 30 °C Suhu T2 : 60 °C Tekanan :1 atm.
Bahan	Carbon Steel SA-283 C	Carbon Steel SA-283 C	Carbon Steel SA-283 C	Carbon Steel SA-283 C	Carbon Steel SA-283 C	Carbon Steel SA-283 C
Luas Transfer Panas	169,57 ft <sup>2</sup>	0,084 ft <sup>2</sup>	122,865 ft <sup>2</sup>	2,387 ft <sup>2</sup>	4,6 ft <sup>2</sup>	13,9 ft <sup>2</sup>
Dimensi Pipa NPS Sch. No Pressure Drop	1¼ 40 1,93 psi	1¼ 40 0,0003 psi	1¼ 40 1,56 psi	1¼ 40 0,07 psi	1¼ 40 0,02 psi	1¼ 40 1,915 psi
Dimensi Annulus						

<i>NPS</i>	2	2	2	2	2	2
<i>Sch. No</i>	40	40	40	40	40	40
<i>Pressure Drop</i>	1,76 psi	0,004 psi	1,80 psi	0,148 psi	16,34 psi	0,50 psi
Koef. Transfer Panas (Uc)	793,36 btu/jam.ft <sup>2</sup> .F	394,72 btu/jam.ft <sup>2</sup> .F	207,16 btu/jam.ft <sup>2</sup> .F	181,57 btu/jam.ft <sup>2</sup> .F	207,10 btu/jam.ft <sup>2</sup> .F	676,09 btu/jam.ft <sup>2</sup> .F
Koef. Transfer Panas (Ud)	292,37 btu/jam.ft <sup>2</sup> .F	44,37 btu/jam.ft <sup>2</sup> .F	847,34 btu/jam.ft <sup>2</sup> .F	54,89 btu/jam.ft <sup>2</sup> .F	31,10 btu/jam.ft <sup>2</sup> .F	1.121,92 btu/jam.ft <sup>2</sup> .F
Rd	0,002 jam.ft <sup>2</sup> .F/Btu	0,203 jam.ft <sup>2</sup> .F/Btu	-0,0036 jam.ft <sup>2</sup> .F/Btu	0,012 jam.ft <sup>2</sup> .F/Btu	0,027 jam.ft <sup>2</sup> .F/Btu	-0,0006 jam.ft <sup>2</sup> .F/Btu
Jumlah Haipin	12	1	10	1	1	12
Harga	\$ 3.151	\$ 3.151	\$ 3.151	\$ 3.151	\$ 3.151	\$ 3.151

### 3.2.14 Cooler 1 (CO-01)

Fungsi : Menurunkan suhu komponen dari WT-01 ke DC-01.

Kondisi Operasi

Suhu T1 60 °C

Suhu T2 40 °C

Tekanan 1 atm

Jenis : *Double pipe heat exchanger*

Bahan	: <i>Carbon Steel SA 385 Grade C</i>	
Jumlah	: 1 buah	
Luas Transfer Panas	: 124,3 ft <sup>2</sup>	
Dimensi pipa	<i>NPS</i>	1¼
	<i>Sch No</i>	40
	<i>Pressure Drop</i>	0,555 psi
Dimensi anulus	<i>NPS</i>	2
	<i>Sch No</i>	40
	<i>Pressure Drop</i>	0,404 psi
Koef. Transfer Panas (Uc)	: 1722,39 btu/jam.ft <sup>2</sup> .F	
Koef. Transfer Panas (Ud)	: 48,58 btu/jam.ft <sup>2</sup> .F	
Rd	: 0,001 jam.ft <sup>2</sup> .F/Btu	
Jumlah Hairpin	: 8	
Harga	: \$ 51.429	

### 3.2.15 Cooler 2 (CO-02)

Fungsi : Menurunkan suhu komponen dari WT-02 ke DC-02.

Kondisi Operasi

Suhu T1                    60 °C

Suhu T2                    40 °C

Tekanan                    1 atm

Jenis : *Double pipe heat exchanger*



Bahan	: <i>Carbon Steel SA 385 Grade C</i>	
Jumlah	: 1 buah	
Luas Transfer Panas	: 153,6 ft <sup>2</sup>	
Dimensi pipa	<i>NPS</i>	1¼
	<i>Sch No</i>	40
	<i>Pressure Drop</i>	8,153 psi
Dimensi anulus	<i>NPS</i>	2
	<i>Sch No</i>	40
	<i>Pressure Drop</i>	0,409 psi
Koef. Transfer Panas (Uc)	: 1921,73 btu/jam.ft <sup>2</sup> .F	
Koef. Transfer Panas (Ud)	: 48,73 btu/jam.ft <sup>2</sup> .F	
Rd	: -0,001 jam.ft <sup>2</sup> .F/Btu	
Jumlah Hairpin	: 6	
Harga	: \$ 51.429	



### 3.2.16 Pump (P-)

**Tabel 3. 3** Spesifikasi Pump 01-06

Spesifikasi	Nama Pump					
	Pump 1 (P-01)	Pump 2 (P-02)	Pump 3 (P-03)	Pump 4 (P-04)	Pump 5 (P-05)	Pump 6 (P-06)
Fungsi	Mengalirkan CPKO dari T-03 ke DG-01	Mengalirkan H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> dari T-02 ke DG-01	Memompa aliran dari DG-01 ke WT-01	Memompa aliran dari Tangki Utilitas ke WT-01	Memompa aliran dari WT-01 ke DC-01	Memompa aliran dari DC-01 ke R-01
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	1 buah.	1 buah.	1 buah.	1 buah.	1 buah.	1 buah.
Kondisi Operasi	Suhu : 30 °C Tekanan :1 atm.	Suhu : 30 °C Tekanan :1 atm.	Suhu : 60 °C Tekanan :1 atm.	Suhu : 30 °C Tekanan :1 atm.	Suhu : 40 °C Tekanan :1 atm.	Suhu : 40 °C Tekanan :1 atm.
Kapasitas	213,15 gall/min	0,16 gall/min	269,12 gall/min	0,043 gall/min	269,64 gall/min	217,78 gall/min
Dimensi						
Head	2,94 m	3,0 m	3,11 m	2,64 m	3,33 m	2,87 m
NPS	5 in	0,25 in	5 in	0,12 in	5 in	5 in
Sch. No	40	40	40	40	40	40
Tenaga Standar	15 HP	7,5 HP	20 HP	1,5 HP	20 HP	15 HP
Putaran Standar	3500 rpm	3500 rpm	3500 rpm	3500 rpm	3500 rpm	3500 rpm
Harga	\$ 3.489	\$ 3.489	\$ 900	\$ 1.238	\$ 5.627	\$ 5.627

**Tabel 3. 4** Spesifikasi Pump 07-12

Spesifikasi	Nama Pump					
	Pump 7 (P-07)	Pump 8 (P-08)	Pump 9 (P-09)	Pump 10 (P-10)	Pump 11 (P-11)	Pump 12 (P-12)
Fungsi	Mengalirkan C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH dari T-01 ke M-01	Mengalirkan HCl ke M-02	Memompa aliran dari M-01 ke R-01	Memompa aliran dari R-01 ke NT-01	Memompa aliran dari Tangki Utilitas ke M-02.	Memompa aliran dari M-02 ke NT-01.
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	1 buah.	1 buah.	1 buah.	1 buah.	1 buah.	1 buah.
Kondisi Operasi	Suhu : 30 °C Tekanan :1 atm.	Suhu : 30 °C Tekanan :1 atm.	Suhu : 30 °C Tekanan :1 atm.	Suhu : 60 °C Tekanan :1 atm.	Suhu : 30 °C Tekanan :1 atm.	Suhu : 30 °C Tekanan :1 atm.
Kapasitas	93,78 gall/min	1,00 gall/min	92,94 gall/min	69,25 gall/min	1,20 gall/min	2,75 gall/min
Dimensi						
Head	2,32 m	2,11 m	3,97 m	3,54 m	2,65 m	12,5 m
NPS	3 in	0,5 in	3 in	3 in	0,5 in	0,5 in
Sch. No	40	40	40	40	40	40
Tenaga Standar	15 HP	20 HP	30 HP	20 HP	10 HP	100 HP
Putaran Standar	3500 rpm	3500 rpm	3500 rpm	3500 rpm	3500 rpm	3500 rpm
Harga	\$ 5.627	\$ 5.627	\$ 4.389	\$ 4.389	\$ 2.251	\$ 4.389

**Tabel 3. 5** Spesifikasi Pump 13-17

Spesifikasi	Nama <i>Pump</i>				
	Pump 13 (P-13)	Pump 14 (P-14)	Pump 15 (P-15)	Pump 16 (P-16)	Pump 17 (P-17)
Fungsi	Memompa aliran dari WT-02 ke DC-02	Memompa aliran dari MD-01 ke T-06	Memompa aliran dari NT-01 ke WT-02	Memompa aliran dari Tangki Utilitas ke WT-02.	Memompa aliran dari DC-02 ke T-05.
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	1 buah.	1 buah.	1 buah.	1 buah.	1 buah.
Kondisi Operasi	Suhu : 60 °C Tekanan :1 atm.	Suhu : 40 °C Tekanan :1 atm.	Suhu : 40 °C Tekanan :1 atm.	Suhu : 30 °C Tekanan :1 atm.	Suhu : 40 °C Tekanan :1 atm.
Kapasitas	51,96 gall/min	33,51 gall/min	301,15 gall/min	0,52 gall/min	220,08 gall/min
Dimensi					
Head	3,79 m	3,34 m	3,24 m	2,68 m	1,82 m
<i>NPS</i>	3 in	2 in	6 in	0,5 in	5 in
<i>Sch. No</i>	40	40	40	40	40
Tenaga Standar	15 HP	15 HP	20 HP	5 HP	75 HP
Putaran Standar	3500 rpm	3500 rpm	3500 rpm	3500 rpm	3500 rpm
Harga	\$ 4.389	\$ 2.251	\$ 4.389	\$ 5.627	\$ 4.389

### 3.2.17 *Screw Conveyor (SC-01)*

Fungsi	: Untuk mengangkut KOH dari G-01 ke BC-01 untuk keperluan <i>mixer</i> .
Tipe	: <i>Horizontal Screw Conveyor</i>
Jumlah	: 1 buah
Kondisi Operasi	
	Suhu 30 °C
	Tekanan 1 atm
Bahan	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Kapasitas	: 0,428 ton/jam
Dimensi	
	Diameter <i>flight</i> 0,228 m
	Diameter <i>shaft</i> 0,050 m
	Diameter umpan 0,152 m
	Panjang 4,572 m
Kecepatan Putaran	: 40 rpm
Power Motor	: 1 HP
Harga	: \$ 2.926

### 3.3. Analisa Kebutuhan Bahan Baku

Analisa kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Bahan baku minyak inti kelapa sawit diperoleh dari salah satu pabrik pengolahan minyak inti kelapa sawit yang terdapat di PT Sinar Jaya Agro Investama, Provinsi Bandar Lampung. Sedangkan ethanol diperoleh dari PT. Indonesia Ethanol, Lampung, Bandar Lampung. Bahan baku pembuatan biodiesel *ethyl ester* dengan proses transesterifikasi terdiri dari minyak inti kelapa sawit,  $C_2H_5OH$ ,  $H_3PO_4$ ,  $KOH$ , dan  $HCl$ . Berikut adalah tabel kebutuhan bahan baku.

**Tabel 3. 6** Kebutuhan Bahan Baku

Komponen	Kebutuhan (ton/tahun)
CPKO	404.283,64
$C_2H_5OH$	121.280,46
$H_3PO_4$	404,28
$KOH$	3.119,89
$HCl$	2.033,50

### 3.4 Analisa Kebutuhan Alat Proses

Analisis kebutuhan peralatan proses meliputi kemampuan peralatan untuk proses dan umu atau jam kerja peralatan dan juga *maintenance*. Dengan adanya analisis kebutuhan peralatan proses maka dapat diketahui anggaran yang diperlukan untuk peralatan proses, baik pembelian maupun perawatannya.

## **BAB IV**

### **PERANCANGAN PABRIK**

#### **4.1 Lokasi Pabrik**

Lokasi pabrik merupakan salah satu hal yang paling penting dalam pendirian suatu pabrik untuk kelangsungan operasi pabrik tersebut. Terdapat beberapa pertimbangan dalam menentukan lokasi pabrik, seperti faktor primer yang meliputi pendekatan dengan bahan baku, pendekatan dengan konsumen, dan mempunyai infrastruktur yang baik. Kemudian faktor sekunder, yaitu ketersediaan sumber air, mudah memperoleh tenaga kerja, iklim letak geografis baik, peraturan pemerintah mendukung, dan harga tanah dan bangunan murah.

Berdasarkan faktor-faktor tersebut, maka lokasi pabrik biodiesel ditetapkan di RT 12, Desa Segendis, Kelurahan Bontang Lestari, Kecamatan Bontang Selatan

#### **FAKTOR PRIMER**

##### **4.1.1 Ketersediaan Bahan Baku**

Lokasi dimana pabrik akan didirikan harus berdekatan dengan lokasi sumber bahan baku utama maupun bahan baku samping umumnya. Kondisi tersebut merupakan pilihan untuk pengamanan ketersediaan bahan baku dan perolehan bahan baku yang ekonomis. Bahan baku yang digunakan yaitu *Crude Palm Kernel Oil* yang dipasok

dari pabrik-pabrik pengolahan minyak kelapa sawit yang berada di sekitar lokasi.

Di Bontang terdapat pabrik pengolahan kelapa sawit menjadi *crude palm kernel oil* (CPKO), yaitu pabrik PT. Energi Unggul Persada (EUP).

#### **4.1.2 Pemasaran Produk**

Lokasi pabrik harus mendekati keberadaan konsumen. Pemilihan tersebut untuk mempermudah pendistribusian dan pemasaran produk. Pemasaran merupakan salah satu hal yang sangat mempengaruhi studi kelayakan proses. Pemasaran yang tepat akan menghasilkan keuntungan dan menjamin kelangsungan pabrik.

Berdasarkan pemasaran, lokasi pabrik relatif strategis karena dekat dengan konsumen yang membutuhkan bahan baku biodiesel, misalnya SPBU dan beberapa perkantoran yang ada di wilayah Bontang.

#### **4.1.3 Infrastruktur**

Lokasi pabrik harus sudah mempunyai infrastruktur yang baik, terutama dalam hal mobilitas. Lokasi pabrik harus memiliki infrastruktur transportasi seperti jalan, pelabuhan, serta lapangan terbang. Sarana transportasi pengangkutan bahan baku dan produk dikelilingi sarana transportasi darat yang memadai.



## **FAKTOR SEKUNDER**

### **4.1.4 Utilitas**

Lokasi pabrik yang dipilih harus mempunyai sumber air untuk utilitas yang memadai, baik dari segi kualitas maupun kuantitas. Utilitas yang diperlukan meliputi air, bahan bakar, dan listrik. Kebutuhan air digunakan sebagai air proses, air sanitasi, dan air umpan *heat exchanger* dapat dipenuhi dengan menggunakan air sungai. Bahan bakar yang digunakan adalah tandan kosong kelapa sawit (TKKS). Sedangkan listrik menggunakan jasa PLN. Untuk memenuhi sumber air, air yang digunakan berasal dari Sungai Nyereket, dan bahan bakar yang digunakan berasal dari PT. PERTAMINA (Persero).

### **4.1.5 Tenaga Kerja**

Lokasi pabrik yang dipilih harus mudah untuk memperoleh tenaga kerja, baik sumber daya manusia skill (operator, engineer, dll), maupun sumber daya manusia non skill (satpam, buruh, cleaning service, dll). Tenaga kerja merupakan modal utama dalam pendirian suatu pabrik. Sebagian besar tenaga kerja yang dibutuhkan yaitu tenaga kerja yang berpendidikan kejuruan atau menengah dan sebagian sarjana. Kalimantan Timur memiliki beberapa universitas, yang mana lembaga pendidikan formal ini akan meningkatkan potensi tenaga kerja ahli maupun non ahli dalam segi kualitas dan kuantitasnya.

#### **4.1.6 Keadaan Iklim**

Lokasi pabrik harus mempunyai iklim dan letak geografis yang baik, stabil, serta bebas bencana. Lokasi yang dipilih merupakan lokasi yang cukup stabil karena memiliki iklim rata-rata yang cukup baik. Seperti daerah lain di Indonesia yang beriklim tropis dengan suhu udara 20 – 30 °C. Bencana alam seperti tanah longsor dan banjir jarang terjadi di Blitar sehingga operasi pabrik dapat berjalan lancar.

#### **4.1.7 Peraturan Pemerintah**

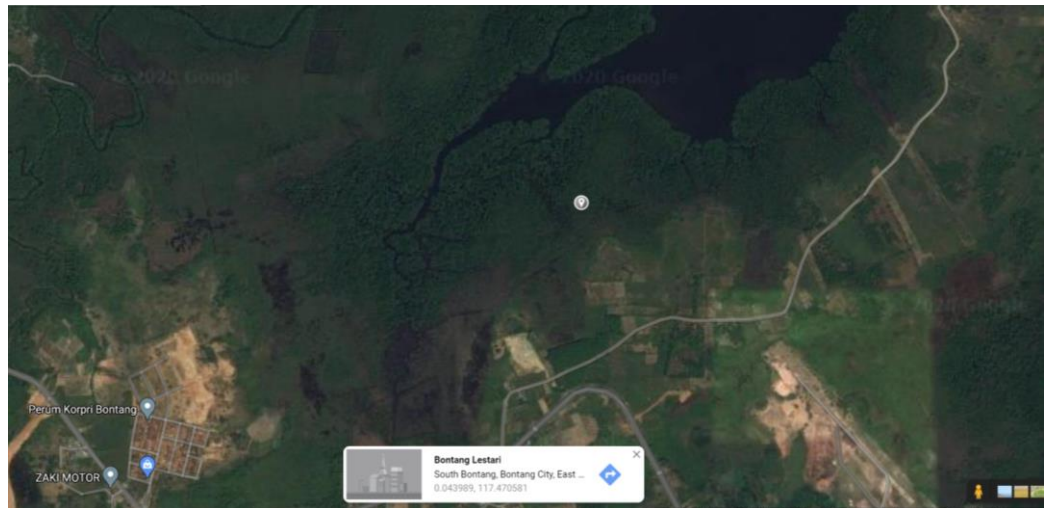
Pada daerah lokasi pabrik, peraturan pemerintah daerah mendukung dan memfasilitasi masuknya investor untuk pendirian dan pengoperasian pabrik. Selain itu, di Kalimantan Timur sudah terdapat banyak pabrik yang berdiri, sehingga pendirian pabrik akan lebih mudah.

#### **4.1.8 Harga Tanah dan Bangunan**

Pada daerah lokasi pembangunan pabrik, harga tanah dan bangunan terjangkau, serta masih tersedia lahan/tanah untuk perluasan pabrik dan pengolahan limbah. Penambahan bangunan dan perluasan pabrik dimasa yang akan datang harus sudah masuk dalam pertimbangan awal. Sehingga jumlah area khusus sudah harus dipersiapkan sebagai perluasan pabrik bila suatu saat dimungkinkan

pabrik menambah peralatannya untuk menambah kapasitas produksi pabrik.

Lokasi pembangunan pabrik dapat dilihat pada Gambar 4.1.



**Gambar 4. 1** Lokasi Pabrik

## **4.2 Tata Letak Pabrik**

Tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik harus dipikirkan dan dipersiapkan untuk meningkatkan keselamatan, keamanan, dan kenyamanan dalam segala aspek. Secara umum, tujuan dari perencanaan tata letak pabrik yaitu untuk mendapatkan kombinasi yang optimal antara fasilitas-fasilitas produksi yang ada. Dengan adanya kombinasi yang optimal, diharapkan proses produksi akan berjalan lancar dan para karyawan juga selalu merasa senang dengan pekerjaannya.

Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik yaitu:

1. Kemudahan operasi dan proses produksi yang disesuaikan dengan kemudahan dalam pemeliharaan peralatan proses, serta kemudahan dalam mengontrol hasil produksi.
2. Distribusi utilitas yang tepat dan efisien.
3. Keselamatan kerja para pekerja terjamin melalui penerapan tata letak pabrik yang tepat.
4. Memberikan kebebasan bergerak yang cukup leluasa bagi personil, diantaranya peralatan proses dan peralatan yang menyimpan bahan berbahaya.
5. Adanya kemungkinan perluasan pabrik.
6. Adanya service area, seperti lahan parkir dan kantin yang tidak terlalu jauh dari tempat kerja, masjid, dan gedung pertemuan, serta gedung olahraga yang dapat dimanfaatkan oleh umum.
7. Harus memperhatikan masalah pengolahan limbah agar tidak mengganggu atau mencemari lingkungan.
8. Penggunaan ruang yang efektif dan ekonomis.

Secara garis besar, *layout* pabrik terbagi atas beberapa daerah utama, yaitu:

1. Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium, dan fasilitas pendukung.

Area ini terdiri dari:

- a. Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik yang mengatur kelancaran operasi.
- b. Laboratorium sebagai pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual.
- c. Fasilitas-fasilitas bagi karyawan, seperti poliklinik, kantin, aula, dan masjid.

2. Daerah proses dan ruang kontrol

Daerah proses dan ruang kontrol merupakan tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Ruang kontrol sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

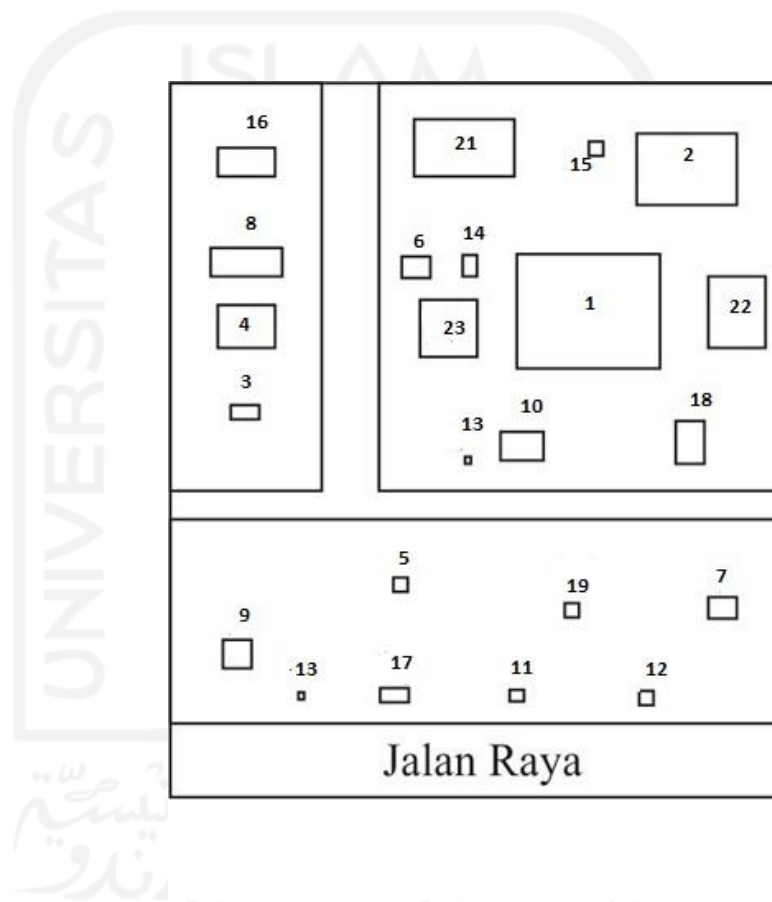
3. Daerah pergudangan, umum, bengkel, dan garasi

Daerah pergudangan, umum, bengkel, dan garasi merupakan lokasi penyimpanan bahan baku serta alat penunjang mesin lainnya. Bengkel digunakan apabila terjadi kerusakan pada mesin serta alat-alat penunjang produksi.

4. Daerah utilitas dan pemadam kebakaran

Daerah utilitas dan pemadan kebakaran merupakan pusat lokasi kegiatan penyediaan air, steam, air pendingin, dan tenaga listrik

Tata letak pabrik dapat dilihat pada gambar 4.2 dengan keterangan tata letak pabrik pada Tabel 4.1.



**Gambar 4. 2** Tata letak Pabrik Skala 1:10000

Keterangan tata letak pabrik:

**Tabel 4. 1** Keterangan Tata Letak Pabrik

No.	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m <sup>2</sup> )
1	Area Proses	100	80	8000
2	Area Utilitas	70	50	3500
3	Bengkel	20	10	200

4	Gudang Peralatan	40	30	1200
5	Kantin	10	10	100
6	Kantor Teknik dan Produksi	20	15	300
7	Kantor Utama	20	15	300
8	Laboratorium	50	20	1000
9	Parkir Utama	20	20	400
10	Parkir Truk	30	20	600
11	Perpustakaan	10	8	80
12	Poliklinik	10	10	100
13	Pos Keamanan	4	5	20
14	Control Room	10	15	150
15	Control Utilitas	10	10	100
16	Area Mess	40	20	800
17	Masjid	20	10	200
18	Unit Pemadam Kebakaran	10	10	100
19	Taman	20	30	600
20	Jalan	40	20	800
21	Daerah perluasan	70	40	2800
22	Gudang Bahan Baku	40	50	2000
23	Gudang Produk	40	40	1600
Luas Bangunan				20750
Luas Tanah				24950

### 4.3 Tata Letak Alat Proses

Perancangan pengaturan letak peralatan proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga efisien. Beberapa pertimbangan yang perlu diperhatikan yaitu:

#### 1. Aliran bahan baku dan produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar. Selain itu dapat menunjang kelancaran dan keamanan pada saat produksi berlangsung.

## 2. Aliran udara

Kelancaran aliran udara di dalam maupun sekitar area proses perlu diperhatikan untuk menghindari stagnasi udara pada suatu tempat. Stagnasi tersebut berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja. Selain itu, arah hembusan angin juga perlu diperhatikan.

## 3. Operasi

Peralatan yang memerlukan perhatian lebih dari operator harus diletakkan di dekat *control room*. *Valve*, tempat pengambilan sampel, dan instrumen harus diletakkan pada posisi dan ketinggian yang mudah dijangkau oleh operator.

## 4. Pencahayaan

Tempat-tempat proses yang berbahaya dan beresiko tinggi untuk keselamatan harus diberikan pencahayaan tambahan. Selain itu, pencahayaan seluruh pabrik harus memadai demi keselamatan para pekerja.

## 5. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Lalu lintas manusia dan kendaraan perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan mudah dan cepat. Sehingga apabila terjadi gangguan dapat segera menjangkau alat proses dan memberbaikinya. Selain itu, keamanan menjadi prioritas utama.



## 6. Keamanan

Alat-alat proses harus diletakkan dengan tepat dan sebaik mungkin. Sehingga apabila terjadi kebakaran, tidak ada pekerja yang terperangkap dan mudah dijangkau oleh kendaraan atau alat pemadam kebakaran. Selain itu, tata letak alat proses dirancang dengan tepat dan sebaik mungkin agar:

- a. Kelancaran proses produksi terjamin.
- b. Penggunaan luas lantai menjadi efektif.
- c. Menurunkan biaya *material handling*, sehingga pengeluaran untuk *capital* yang tidak penting menjadi turun.
- d. Melancarkan urutan proses produksi, sehingga perusahaan tidak perlu alat angkut tambahan dengan biaya mahal.
- e. Karyawan mendapatkan kepuasan kerja.

## 7. Perawatan

Letak alat proses harus memperhatikan ruangan untuk perawatan. Misalnya pada *heat exchanger* memerlukan ruangan yang cukup untuk pembersihan tube.

## 8. Perluasan dan pengembangan pabrik

Setiap pabrik yang didirikan diharapkan dapat berkembang dengan penambahan unit sehingga diperlukan susunan pabrik yang memungkinkan adanya perluasan.

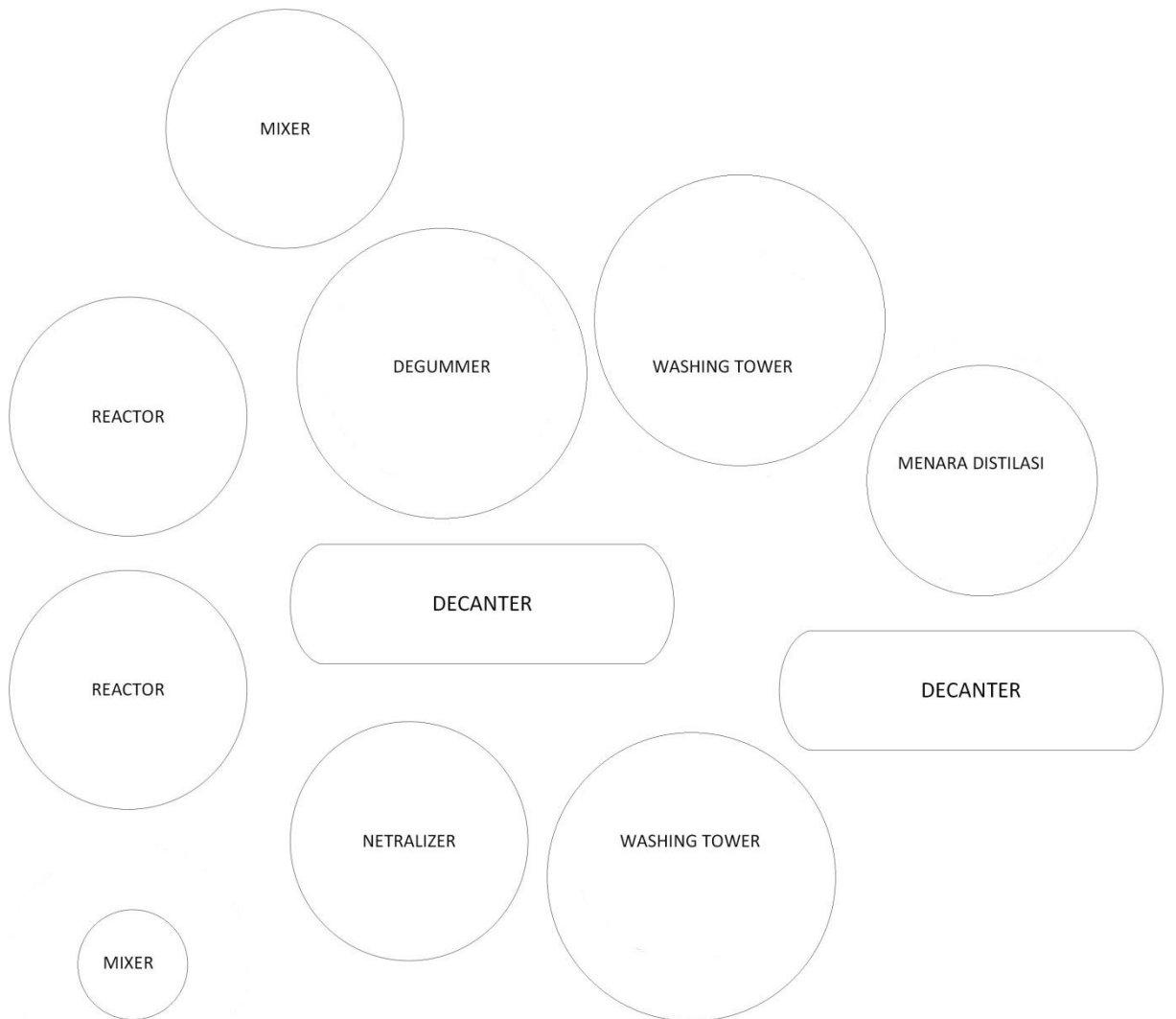
## 9. Pertimbangan ekonomi

Letak alat proses harus sebaik mungkin, sehingga memberikan biaya konstruksi dan biaya operasi yang minimal. Biaya konstruksi dapat diminimalkan dengan mengatur letak alat sehingga menghasilkan pemipaan yang terpendek dan membutuhkan bahan konstruksi paling sedikit.

## 10. Jarak antar alat proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya diberi jarak aman dari alat proses lainnya. Sehingga apabila terjadi ledakan atau kepakaran pada alat, tidak membahayakan alat proses lainnya.

Tata letak alat proses dapat dilihat pada Gambar 4.3.

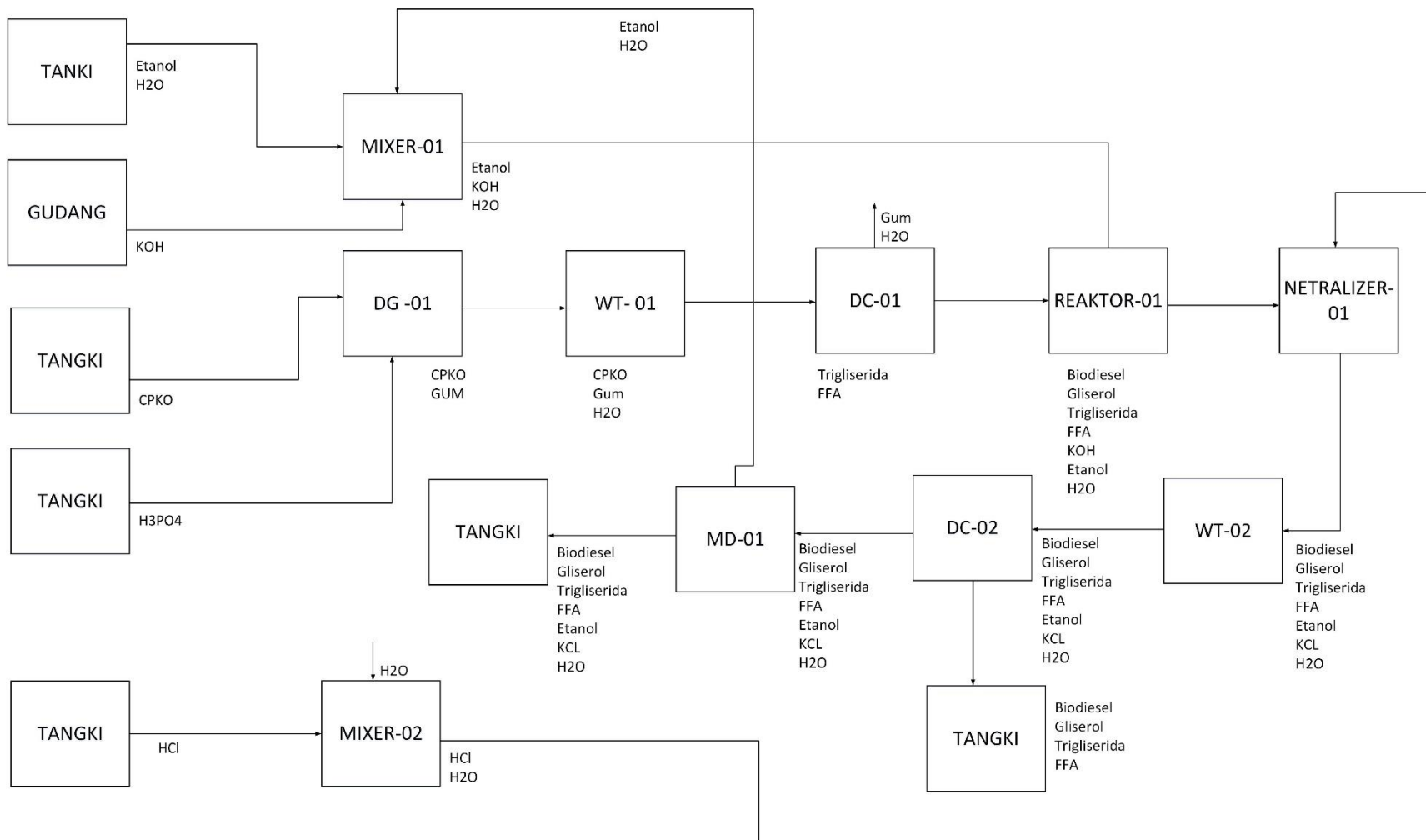


**Gambar 4.3** Tata Letak Alat Proses skala 1:100

#### 4.4 Diagram Alir Proses dan Material

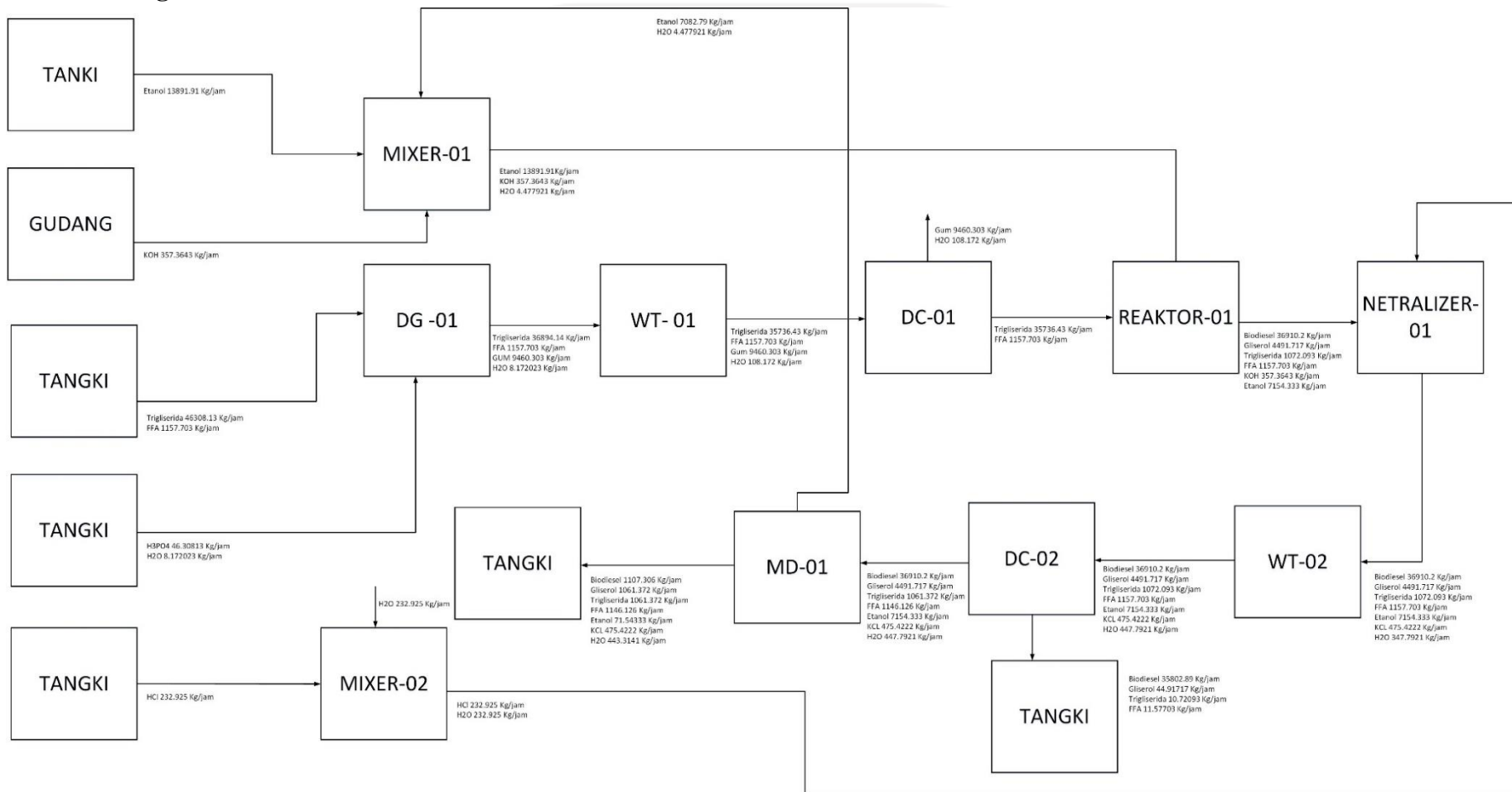
##### 4.4.1 Diagram Alir Kualitatif





**Gambar 4. 4** Diagram Alir Kualitatif

### 4.4.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4.5 Diagram Alir Kuantitatif

#### 4.4.3 Neraca Massa

##### 1. Degummer 01

**Tabel 4. 2 Neraca Massa DG-01**

Senyawa	Input (Kg/Jam)		Output (Kg/Jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
CPKO	46308,12		36894,13
H3PO4		46,30	
H2O		8,17	8,17
Gum			9460,30
<b>Total</b>	<b>46362,60</b>		<b>46362,60</b>

##### 2. Washing Tower 01

**Tabel 4. 3 Neraca Massa WT-01**

Senyawa	Input (Kg/Jam)		Output (Kg/Jam)
	Arus 4	Arus 5	Arus 6
CPKO	36894,13		36894,13
H2O	8,17	100	108,17
Gum	9460,30		9460,30
<b>Total</b>	<b>46462,60</b>		<b>46462,60</b>

##### 3. Decanter 01

**Tabel 4. 4 Neraca Massa DC-01**

Senyawa	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Arus 7	Arus 8	Arus 9
CPKO	36894,13		36894,13
H2O	108,17	108,17	
Gum	9460,30	9460,30	
<b>Total</b>	<b>46462,60</b>	<b>46462,60</b>	

#### 4. Mixer 01

Tabel 4. 5 Neraca Massa M-01

Senyawa	Input (Kg/Jam)		Output (Kg/Jam)
	Arus 10	Arus 11	Arus 12
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	13891,90		13891,90
KOH		357,36	357,36
<b>Total</b>	<b>14249,27</b>		<b>14249,27</b>

#### 5. Reaktor 01

Tabel 4. 6 Neraca Massa Reaktor

Senyawa	Input (Kg/Jam)		Output (Kg/Jam)
	Arus 13	Arus 14	Arus 15
Trigliserida	35736,43		1072,09
FFA	1157,70		1157,70
KOH		357,36	357,36
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH		13891,91	7154,33
Ethyl ester			36910,19
Gliserol			4491,71
<b>Total</b>	<b>51143,40</b>		<b>51143,40</b>

#### 6. Mixer 02

Tabel 4. 7 Neraca Massa M-02

Senyawa	Input (Kg/Jam)		Output (Kg/Jam)
	Arus 10	Arus 11	Arus 12
HCL	232,92		232,92
H <sub>2</sub> O		232,92	232,92
<b>Total</b>	<b>465,84</b>		<b>465,84</b>



## 7. Netralizer 01

**Tabel 4. 8** Neraca Massa NT-01

Senyawa	Input (Kg/Jam)		Output (Kg/Jam)
	Arus 16	Arus 17	Arus 18
H <sub>2</sub> O		232,92	347,79
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	7154,33		7154,33
Ethyl ester	36910,19		36910,19
FFA	1157,70		1157,70
Trigliserida	1072,09		1072,09
KOH	357,36		
Gliserol	4491,71		4491,71
HCl		232,92	
KCL			475,42
<b>Total</b>	<b>51609,25</b>		<b>51609,25</b>

## 8. Washing Tower 02.

**Tabel 4. 9** Neraca Massa WT-02

Senyawa	Input (Kg/Jam)		Output (Kg/Jam)
	Arus 19	Arus 20	Arus 21
H <sub>2</sub> O	347,79	100	447,79
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	7154,33		7154,33
Ethyl ester	36910,19		36910,19
FFA	1157,70		1157,70
Trigliserida	1072,09		1072,09
Gliserol	4491,71		4491,71
KCL	475,42		475,42
<b>Total</b>	<b>51709,25</b>		<b>51709,25</b>

## 9. Decanter 02

**Tabel 4. 10** Neraca Massa DC-02

Senyawa	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Arus 22	Arus 23	Arus 24
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	7154,33	7154,33	
Ethyl ester	36910,19	1107,30	35802,89
FFA	1157,70	1146,12	11,57
Trigliserida	1072,09	1061,37	10,72
KCL	475,42	475,42	
Gliserol	4491,71	4446,80	44,91
H <sub>2</sub> O	447,79	447,79	
<b>Total</b>	<b>51709,25</b>	<b>51709,25</b>	

## 10. Menara Distilasi 01

**Tabel 4. 11** Neraca Massa MD-01

Senyawa	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)	
	Arus 25	Arus 26	Arus 27
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	7154,33	7082,78	71,54
FFA	1146,12		1146,12
Trigliserida	1061,37		1061,37
KCL	475,42		475,42
Gliserol	4446,80		4446,80
H <sub>2</sub> O	447,79	4,47	443,31
<b>Total</b>	<b>14731,84</b>	<b>14731,84</b>	

Maka biodiesel yang didapat sebanyak 35802.8916 kg/jam, atau sama dengan 300.000 ton/tahun, dengan kemurnian 97%.

#### 4.4.2 Neraca Panas

##### 1. Degummer 01

**Tabel 4. 12** Neraca Panas DG-01

Senyawa	Input		Output
	Q1 (kJ/Jam)	Q2 (kJ/Jam)	Q3 (kJ/Jam)
Trigliserida	11251,83		11251,83
Free fatty acid	500,74		500,74
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>		137,77	137,77
H <sub>2</sub> O		34,09	34,09
<b>Total</b>	<b>11924,44</b>		<b>11924,44</b>

##### 2. Mixer 01

**Tabel 4. 13** Neraca Panas M-01

Senyawa	Input		Output
	Q4 (kJ/jam)	Q5 (kJ/jam)	Q6 (kJ/jam)
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	36172,76		36172,76
KOH		598,74	598,74
<b>Total</b>	<b>36771,51</b>		<b>36771,51</b>

##### 3. Mixer 02

**Tabel 4. 14** Neraca Panas M-02

Senyawa	Input		Output
	Q7 (kJ/jam)	Q8 (kJ/jam)	Q9 (kJ/jam)
HCL	763,51		763,51
H <sub>2</sub> O		971,70	971,70
<b>Total</b>	<b>1735,22</b>		<b>1735,22</b>

#### 4. Washing Tower 01

**Tabel 4. 15** Neraca Panas WT-01

`Senyawa	Input		Output
	Q10 (Kj/Jam)	Q11 (Kj/Jam)	Q12 (Kj/Jam)
Trigliserida	9194,30		9194,30
Free Fatty Acid			
H2O	34,09	417,17	451,26
Gum	28146,14		28146,14
<b>Total</b>	<b>37791,71</b>		<b>37791,71</b>

#### 5. Washing Tower 02

**Tabel 4. 16** Neraca Panas WT-02

Senyawa	Input		Output
	Q13 (Kj/Jam)	Q14 (Kj/Jam)	Q15 (Kj/Jam)
CH3OH	18628,97		18628,97
RCOOHCH <sub>3</sub>	15434,72		15434,72
Free Fatty Acid	500,74		500,74
Trigliserida	267,17		267,17
Gliserol	13002,34		13002,34
H2O	1450,90	417,17	1868,08
<b>Total</b>	<b>49702,05</b>		<b>49702,05</b>

#### 6. Decanter 01

**Tabel 4. 17** Neraca Panas DC-01

Senyawa	Input	Output	
	Q16 (Kj/Jam)	Q17 (Kj/Jam)	Q18 (Kj/Jam)
Trigliserida	9194,30		9194,30
FFA			
H <sub>2</sub> O	451,26	451,26	
gum	28146,14	28146,14	
<b>Total</b>	<b>37791,71</b>	<b>37791,71</b>	

## 7. Decanter 02

**Tabel 4. 18** Neraca Panas DC-02

Senyawa	Input	Output	
	Q19 (Kj/Jam)	Q20 (Kj/Jam)	Q21 (Kj/Jam)
CH <sub>3</sub> OH	18628,97	18628,97	
RCOOCH <sub>3</sub>	15434,72	463,04	14971,68
Free Fatty Acid	500,74	495,74	5,00
Trigliserida	267,17	264,50	2,67
KCl	690,59	690,59	
Gliserol	13002,34	12872,32	130,02
H <sub>2</sub> O	1868,08	1868,08	
<b>Total</b>	<b>50392,64</b>	<b>50392,64</b>	

## 8. Reaktor 01

**Tabel 4. 19** Neraca Panas Reaktor

Komponen Energi	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
H in	2442743,05	
H out		1282019,93
ΔHR	2286479,32	
Q Pendinginan		3447202,44
<b>Total</b>	<b>4729222,38</b>	<b>4729222,38</b>

## 9. Netralizer 01

**Tabel 4. 20** Neraca Panas NT-01

Komponen Energi	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
H in	4706980,54	
H out		4735892,94
ΔHR	665303,87	
Q Pendinginan		636391,47
<b>Total</b>	<b>5372284,41</b>	<b>5372284,41</b>

## 10. Menara Distilasi 01

**Tabel 4. 21** Neraca Panas MD-01

Arus	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
Feed (25)	2298557,65	
Destilat (26)		978845,04
Bottom (27)		2947932,53
Heat Condensor		16900904,62
Heat Reboiler	18529124,54	
<b>Total</b>	<b>20827682,19</b>	<b>20827682,19</b>

### 4.4.3 Perawatan (*Maintenance*)

*Maintenance* berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas dari peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar proses produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi. Sehingga target produksi akan tercapai dan spesifikasi produk sesuai yang diharapkan. Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menghindari kerusakan alat dan menjaga kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapatkan perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat berproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dapat dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada setiap alat. Perawatan mesin tiap-tiap alat meliputi:

1. *Overhead* 1x1 tahun

*Overhead* merupakan jenis pengecekan dan perbaikan serta *levelling* alat secara keseluruhan, meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang sudah rusak, dan pengembalian alat seperti kondisi semula.

2. *Repairing*

*Repairing* merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian dari alat. *Repairing* biasanya dilakukan setelah pemeriksaan. Beberapa faktor yang mempengaruhi *maintenance* yaitu:

- a. Umur alat

Semakin tua alat yang digunakan, maka semakin banyak pula perawatan yang perlu dilakukan, dan menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.

- b. Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas menjadi salah satu penyebab kerusakan alat, sehingga alat lebih sering dibersihkan.

c. Tenaga manusia

Pemanfaatan tenaga kerja terdidik, terlatih, dan berpengalaman akan menghasilkan pekerjaan yang baik pula.

#### 4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Unit pendukung proses, atau unit utilitas merupakan bagian penting yang menunjang berlangsungnya suatu proses dalam suatu pabrik. Unit pendukung proses meliputi unit penyediaan air (air proses, air pendingin, air sanitasi, air umpan boiler, dan air untuk perkantoran serta perumahan), *steam*, listrik, dan pengadaan bahan bakar.

Unit pendukung proses yang dibutuhkan pada perancangan pabrik ini antara lain meliputi:

1. Unit penyediaan dan pengolahan air

Unit penyediaan dan pengolahan air berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air umpan, dan air sanitasi untuk perkantoran dan perumahan. Proses pendinginan digunakan di *cooler*.

2. Unit penyediaan *steam*

Unit penyediaan *steam* digunakan untuk proses pemanasan di evaporator.

3. Unit penyediaan bahan bakar

Unit penyediaan bahan bakar berfungsi sebagai penyedia bahan bakar untuk furnace dan generator.



#### 4. Unit penyediaan listrik

Unit penyediaan listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak untuk peralatan proses maupun penerangan. Listrik diperoleh dari PLN dan generator set sebagai cadangan apabila PLN mengalami gangguan.

#### 5. Unit penyediaan udara bertekanan

Unit penyediaan udara bertekanan berfungsi sebagai penyedia udara tekan untuk menjalankan sistem instrumentasi. Udara tekan diperlukan untuk alat alat kontrol *pneumatic*. Alat penyediaan udara tekan berupa kompresor dan tangki udara.

#### 6. Unit pengolahan limbah

Unit pengolahan limbah berfungsi untuk mengolah limbah pabrik, baik berupa padat, cair, maupun gas.

### **4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Supply Section*)**

#### **1. Unit Penyediaan Air**

Unit penyediaan air merupakan salah satu unit utilitas yang bertugas menyediakan air untuk kebutuhan industri maupun rumah tangga. Unit penyediaan air sangat berpengaruh dalam kelancaran

produksi dari awal hingga akhir proses. Dalam memenuhi kebutuhan air suatu pabrik, pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau, maupun air laut sebagai sumber. Dalam perancangan pabrik ini, sumber air baku yang digunakan berasal dari Sungai Nyerekat Desa Segendis, Kabupaten Bontang, Kalimantan Timur. Pertimbangan penggunaan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air yaitu:

- a. Pengolahan air sungai relative lebih mudah, sederhana, dan biaya pengolahan relative murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya yang lebih besar.
- b. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relative tinggi jika dibandingkan dengan air sumur, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- c. Jumlah air sungai lebih banyak dibandingkan air sumur, dengan debit air sebesar  $123,66 \text{ m}^3/\text{detik}$ .
- d. Letak sungai berada tidak terlalu jauh dengan pabrik.

Air yang berada dalam lingkungan pabrik, digunakan untuk:

- a. Air proses

Hal-hal yang diperhatikan dalam air proses yaitu:

- Kesadahan (*hardness*) yang dapat menyebabkan kerak.

- Oksigen yang dapat menimbulkan korosi.
- Minyak yang dapat menyebabkan terbukanya lapisan film, yang mengakibatkan terganggunya koefisien transfer panas, serta menimbulkan endapan.

b. Air pendingin

Beberapa faktor yang menyebabkan air digunakan sebagai media pendingin yaitu:

- Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah yang besar.
- Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya.
- Dapat menyerap sejumlah panas per satuan volume yang tinggi dan tidak terdekomposisi.
- Tidak mengalami penyusutan yang berarti dalam batasan dengan adanya temperatur pendinginan.

c. Air boiler

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler yaitu:

- Zat-zat yang menyebabkan korosi

Korosi disebabkan oleh air yang mengandung larutan-larutan asam maupun gas-gas terlarut, seperti O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, dan H<sub>2</sub>S yang masuk ke badan air.

- Zat-zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale reforming*)

Pembentukan kerak disebabkan karena adanya kesadahan dan suhu tinggi. Biasanya berupa garam-garam karbonat dan silikat.

- Zat-zat yang menyebabkan *doaming* dan *priming*

*Foaming* merupakan terbentuknya gelembung atau busa di permukaan air dan keluar bersama steam. Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan foaming pada boiler karena adanya zat-zat organik dan anorganik dalam jumlah cukup besar. Efek pembusaan terjadi pada alkalinitas tinggi.

Sedangkan *priming* merupakan adanya tetes air dalam *steam* (buih dan kabut) yang menyebabkan turunnya efisiensi energi *steam* dan menghasilkan deposit Kristal garam. *Priming* dapat disebabkan oleh konstruksi boiler yang kurang baik, kecepatan alir yang berlebihan, atau fluktuasi tiba-tiba dalam aliran.

d. Air sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan kantor dan rumah tangga perusahaan, yaitu air minum, laboratorium, dan lain-lain. Air sanitasi yang digunakan harus memenuhi syarat-syarat tertentu, antara lain:

- Syarat fisik:

- Suhu normal di bawah suhu udara luar.
- Warna jernih.
- Tidak berasa.
- Tidak berbau.

- Syarat kimia:

- Tidak mengandung zat organik maupun anorganik.
- Tidak beracun.

- Syarat bakteriologis:

Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri patogen, seperti *Salmonella*, *Pseudomonas*, *Escherichia coli*.

## 2. Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air pabrik diperoleh dari air sungai dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan dapat meliputi secara fisik dan kimia. Adapun tahapan-tahapan dalam pengolahan air adalah sebagai berikut:

a. Penyaringan awal

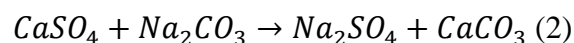
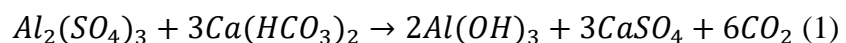
Sebelum mengalami proses pengolahan, air dari sungai harus mengalami pembersihan awal agar proses selanjutnya dapat berlangsung dengan lancar. Air sungai dilewatkan *screening* untuk menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar, seperti daun, ranting, dan sampah-sampah lainnya.

b. Bak pengendap

Air sungai setelah melalui *screening*, dialirkan ke bak pengendap awal untuk mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan proses sedimentasi. Kemudian dialirkan ke bak penggumpal yang dilengkapi dengan pengaduk.

c. Bak penggumpal

Air yang sudah melalui bak pengendap awal keudian dialirkan ke bak penggumpal untuk menggumpalkan kotoran yang tidak mengendap di bak sedimentasi, dengan menambahkan alum dan soda kaustik. Adapun reaksi yang terjadi dalam bak penggumpal yaitu:



d. *Clarifier*

Setelah melewati bak penggumpal, air kemudian dialirkan ke *clarifier* untuk menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang ada pada air dari bak penggumpal. Air baku yang telah dialirkan ke dalam *clarifier* yang alirannya telah diatur ini akan diaduk dengan *agitator*. Air *clarifier* keluar dari bagian pinggir secara *overflow*. Sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di-*blow down* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan.

e. Bak penyaring

Setelah keluar dari *clarifier*, air dialirkan ke pak penyaring, atau *sand filter*, dengan tujuan untuk menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai yang masih lolos dan belum terendapkan dengan menggunakan *sand filter* yang terdiri dari antrasit, pasir, dan kerikil sebagai media penyaring.

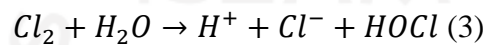
f. Bak penampung sementara

Air yang telah keluar dari bak penyaring dialirkan ke tangka penampung yang siap didistribusikan sebagai air perumahan/perkantoran, air umpan boiler, air pendingin, dan air proses.

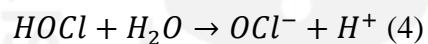
g. Tangki karbon aktif

Setelah melalui bak penampung, air kemudian dialirkan ke tangki karbon aktif. Air harus ditambahkan dengan klorin atau kaporit

untuk membunuh kuman dan mikroorganisme, seperti amoeba, ganggang, dan lain-lain, yang terkandung dalam air sehingga aman untuk dikonsumsi. Klorin merupakan zat kimia yang sering dipakai karena harganya murah dan masih mempunyai daya desinfeksi sampai beberapa jam setelah pembubuhannya. Klorin dalam air membentuk asam hipoklorit, reaksinya yaitu:



Selanjutnya, asam hipoklorit pecah sesuai reaksi berikut:



Kemudian air dialirkan ke tangki air bersih untuk keperluan air minum dan perkantoran.

h. Tangki air bersih

Tangki air bersih berfungsi untuk menampung air bersih yang telah diproses, dimana air bersih ini digunakan untuk keperluan air minum dan perkantoran.

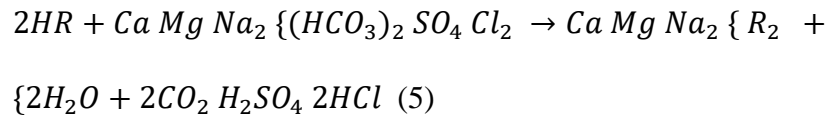
i. Tangki *kation exchanger*

Air dari bak penampung berfungsi sebagai *make up boiler*. Selanjutnya air diumpankan ke tangki *kation exchanger*. Tangki ini berisi resin pengganti kation-kation yang terkandung dalam air, diganti dengan ion  $\text{H}^+$ , sehingga air yang akan keluar dari

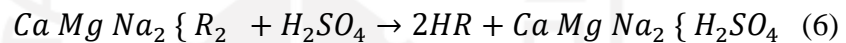


*kation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion  $H^+$ .

adapun reaksinya adalah sebagai berikut:

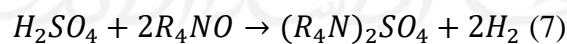


Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasi kembali dengan asam sulfat ( $H_2SO_4$ ). Adapun reaksinya yaitu:

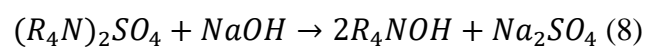


j. Tangki *anion exchanger*

Air yang keluar dari tangki *kation exchanger* kemudian diumpankan ke tangki *anion exchanger*. Tangki ini berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti  $CO_3^{2-}$ ,  $Cl^-$ , dan  $SO_4^{2-}$  akan terikat dengan resin. Adapun reaksinya sebagai berikut:



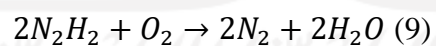
Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan  $NaOH$ . Adapun reaksinya yaitu:



Sebelum masuk *boiler*, air diproses dalam unit deaerator dan unit pendingin.

k. Unit deaerator

Deaerasi merupakan proses pembebasan air umpan boiler dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi pada boiler, seperti oksigen dan karbondioksida. Air yang telah mengalami demineralisasi (*kation exchanger* dan *anion exchanger*) dipompakan menuju deaerator. Pada pengolahan air untuk boiler tidak boleh mengandung gas terlarut dan padatan terlarut, terutama yang dapat menimbulkan korosi. Unit deaerator ini berfungsi menghilangkan gas O<sub>2</sub> dan CO<sub>2</sub> yang dapat menimbulkan korosi. Di dalam deaerator diinjeksikan bahan kimia berupa hidrazin (N<sub>2</sub>H<sub>2</sub>) yang berfungsi untuk mengikat oksigen berdasarkan reaksi:



Sehingga dapat mencegah terjadinya korosi pada *tube boiler*. Air yang keluar dari *deaerator* dialirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler (*boiler feed water*).

l. Bak air pendingin

Pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air yang telah digunakan dalam pabrik, kemudian didinginkan dalam *cooling tower*. Kehilangan air karena penguapan, terbawa

udara, maupun dilakukannya *blow down* di *cooling tower* diganti dengan air yang disediakan di bak air perish.

Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak, dan tidak mengandung mikroorganisme lumut. Untuk mengatasi hal tersebut, maka ke dalam air pendingin diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut:

- Fosfat, untuk mencegah timbulnya kerak.
- Klorin, untuk membunuh mikroorganisme.
- *Zat dispersant*, untuk mencegah timbulnya penggumpalan

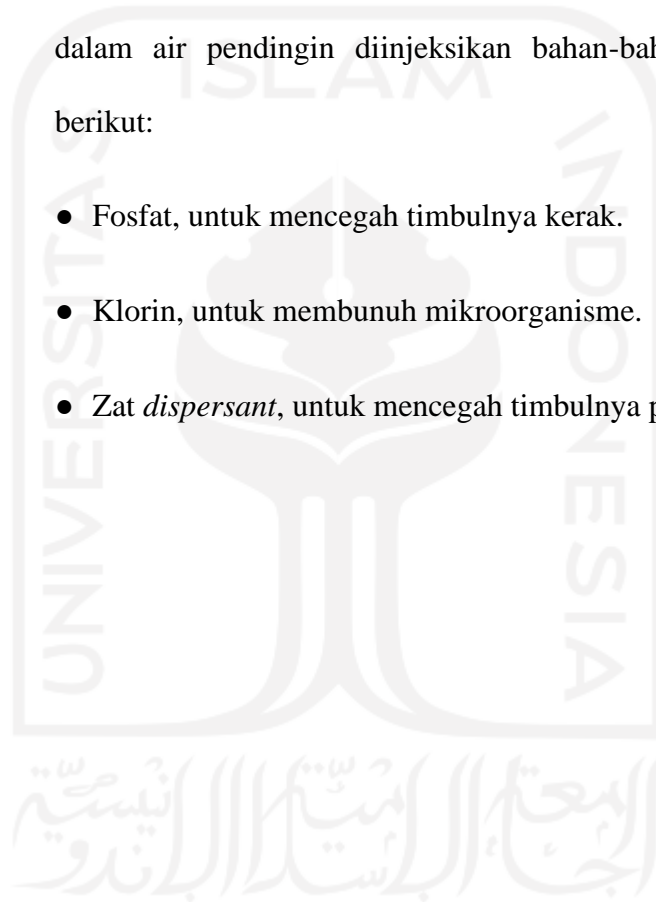
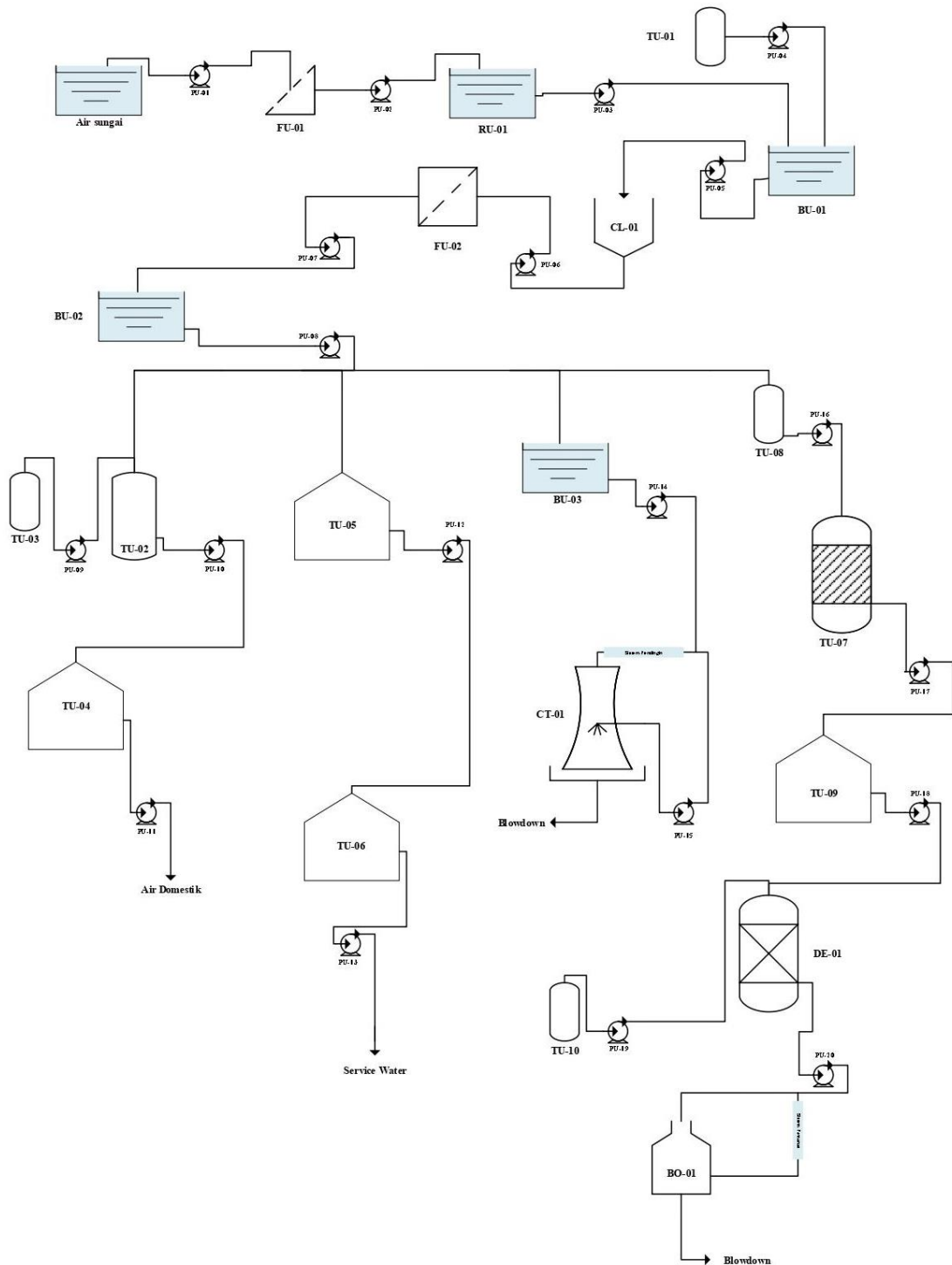


Diagram alir proses pengolahan air:



Gambar 4. 6 Diagram Alir Proses Pengolahan Air

### 3. Kebutuhan Air

#### a. Kebutuhan Air Proses

**Tabel 4. 22** Kebutuhan Air Proses

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Mixer 02	232,92
Washing Tower 01	4.350
Wash Tower 02	9.140
Total	13.722,92

#### b. Kebutuhan Air Pendingin

**Tabel 4. 23** Kebutuhan Air Pendingin

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
Cooler 01	12.673,39
Cooler 02	43.510,83
Reaktor 01	54.645,94
Reaktor 02	54.645,94
Netralizer 01	10.088,24
Total	273.591,81

*Overdesign* 20% menjadi 328.310,18 kg/jam.

#### c. Kebutuhan Air *Steam*

**Tabel 4. 24** Kebutuhan Air *Steam*

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
Heater 01	458,95
Heater 02	1,90
Heater 03	305,97
Heater 04	440,28
Heater 05	965,68
Total	2.172,79

*Overdesign* 20% menjadi 2.607,35 kg/jam.

d. Kebutuhan Air Domestik

**Tabel 4. 25** Kebutuhan Air Domestik

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
Kantor	895
Rumah	1.250
Service	700
Total	2.845

Maka kebutuhan air total yaitu  $13.722,92 + 328.310,18 + 2.607,35 + 2,845 = 347.485,44$  kg/jam.

#### 4.5.2 Unit Penyediaan Steam

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan steam pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (boiler) dengan kebutuhan steam 3.513,5 kg/jam. Sebelum masuk ke boiler, umpan dimasukkan terlebih dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari boiler. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 145°C, kemudian diumpankan ke boiler.

Di dalam boiler, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan tungku pembakaran dan lorong api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui

cerobong asap, sehingga air di dalam boiler menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa air menjadi mendidih.

#### 4.5.3 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit penyediaan bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada boiler dan generator. Bahan bakar untuk boiler menggunakan TKKS (tandan kosong kelapa sawit) yang dibakar, yang disuplai dari pabrik pengolahan minyak kelapa sawit dengan total sebanyak 262,3 kg/jam. Sedangkan untuk generator menggunakan bahan bakar solar, yang disuplai dari PT. PERTAMINA (Persero) sebesar 525 kg/jam dengan asumsi dalam setahun listrik mati sebanyak 14 hari.

#### 4.5.4 Unit Penyediaan Listrik

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi:

1. Kebutuhan Listrik Alat Proses

**Tabel 4. 26** Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bucket Elevator-01	BE-01	1,5	1.118,55
Screw Conveyer	SC-01	1	745,7
Degummer-01	DG-01	1	745,7
Washing Tower-01	WT-01	5	3728,5
Washing Tower-02	WT-02	5	3728,5

Reaktor-01	R-01	3	2.237,1
Reaktor-02	R-02	3	2.237,1
Netralizer-01	N-01	5	3.728,5
Mixer-01	M-01	2	1.491,4
Mixer-02	M-02	0,25	186,42
Pompa-01	P-01	20	14.914
Pompa-02	P-02	20	14.914
Pompa-03	P-03	40	29.828
Pompa-04	P-04	25	18.642,5
Pompa-05	P-05	25	18.642,5
Pompa-06	P-06	20	14.914
Pompa-07	P-07	40	29.828
Pompa-08	P-08	2	14.914
Pompa-09	P-09	40	29.828
Pompa-10	P-10	25	18.642,5
Pompa-11	P-11	0,05	37.280
Pompa-12	P-12	0,5	37.280
Pompa-13	P-13	25	18.642,5
Pompa-14	P-14	10	7.457
Pompa-15	P-15	15	11.185,5
Pompa-16	P-16	10	7.457
Pompa-17	P-17	10	7.457
Pompa-18	P-18	10	7.457
Pompa-19	P-19	15	11.185,5
Pompa-20	P-20	40	29.828
<b>Total</b>		<b>419,3</b>	<b>312.672,01</b>

## 2. Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

**Tabel 4. 27** Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)	BU-01	2	1.491,4
Tangki Alum	TU-01	0,5	372,85
Tangki Klorin	TU-02	2	1.491,4
Tangki Kaporit	TU-	5	3.728,5



	03		
Blower Cooling Tower	BL-01	10	7.457
Kompresor Udara	CU-01	7,5	5.592,75
Pompa-01	PU-01	10	7.457
Pompa-02	PU-02	10	7.457
Pompa-03	PU-03	10	7.457
Pompa-04	PU-04	2	1.491,4
Pompa-05	PU-05	7,5	5.592,75
Pompa-06	PU-06	7,5	5.592,75
Pompa-07	PU-07	5	3.728,5
Pompa-08	PU-08	5	3.728,5
Pompa-09	PU-09	0,05	37,28
Pompa-10	PU-10	0,75	559,27
Pompa-11	PU-11	0,75	559,27
Pompa-12	PU-12	0,5	372,85
Pompa-13	PU-13	0,5	372,85
Pompa-14	PU-14	5	3.728,5
Pompa-15	PU-15	5	3.728,5
Pompa-16	PU-16	0,25	186,42
Pompa-17	PU-17	0,05	37,28
Pompa-18	PU-18	0,25	186,42
Pompa-19	PU-19	0,25	186,42
Pompa-20	PU-20	0,75	559,27

Pompa-21	PU-21	0,25	186,42
<b>Total</b>		<b>98,35</b>	<b>73.339,59</b>

Maka total kebutuhan listrik yaitu 517,65 hp atau sama dengan 386,01 kW. Kebutuhan listrik akan disuplai dari PLN dan sebagai cadangan listrik digunakan generator set dengan kapasitas 100 kVA.

#### 4.5.5 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 80,372 m<sup>3</sup>/jam dengan besarnya tekanan udara sebesar 5,428 atm.

#### 4.5.6 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dalam pabrik ini meliputi limbah cair dan padat. Limbah cair berasal dari pembuangan air sanitasi, seperti air bekas pencucian, air masak, dan lain-lain. Limbah air sanitasi tidak membutuhkan penanganan khusus karena sama seperti limbah rumah tangga lainnya, tidak mengandung bahan kimia berbahaya. Yang perlu diperhatikan yaitu volume buangan dan tempat pembuangan limbah. Limbah cair yang lain yaitu limbah laboratorium dan limbah proses, dimana limbah-limbah tersebut berasal dari setiap kegiatan di pabrik biodiesel, sehingga harus diolah agar sesuai dengan peraturan pemerintah yaitu nilai COD maksimal 100 mg/l, BOD maksimal 20

mg/l, TSS maksimal 80 mg/l, *oil* maksimal 5 mg/l, dan pH berkisar antara 6,5 – 8,5.

## 4.6 Organisasi Perusahaan

### 4.6.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik biodiesel yang akan didirikan, direncanakan mempunyai klasifikasi sebagai berikut:

1. Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
2. Status perusahaan : Swasta
3. Kapasitas produksi : 300.000 ton/tahun

Alasan dipilihnya bentuk Perseroan Terbatas pada perusahaan ini dilatarbelakangi atas beberapa pertimbangan-pertimbangan, antara lain:

1. Mudah mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staff yang diawasi oleh dewan komisaris.

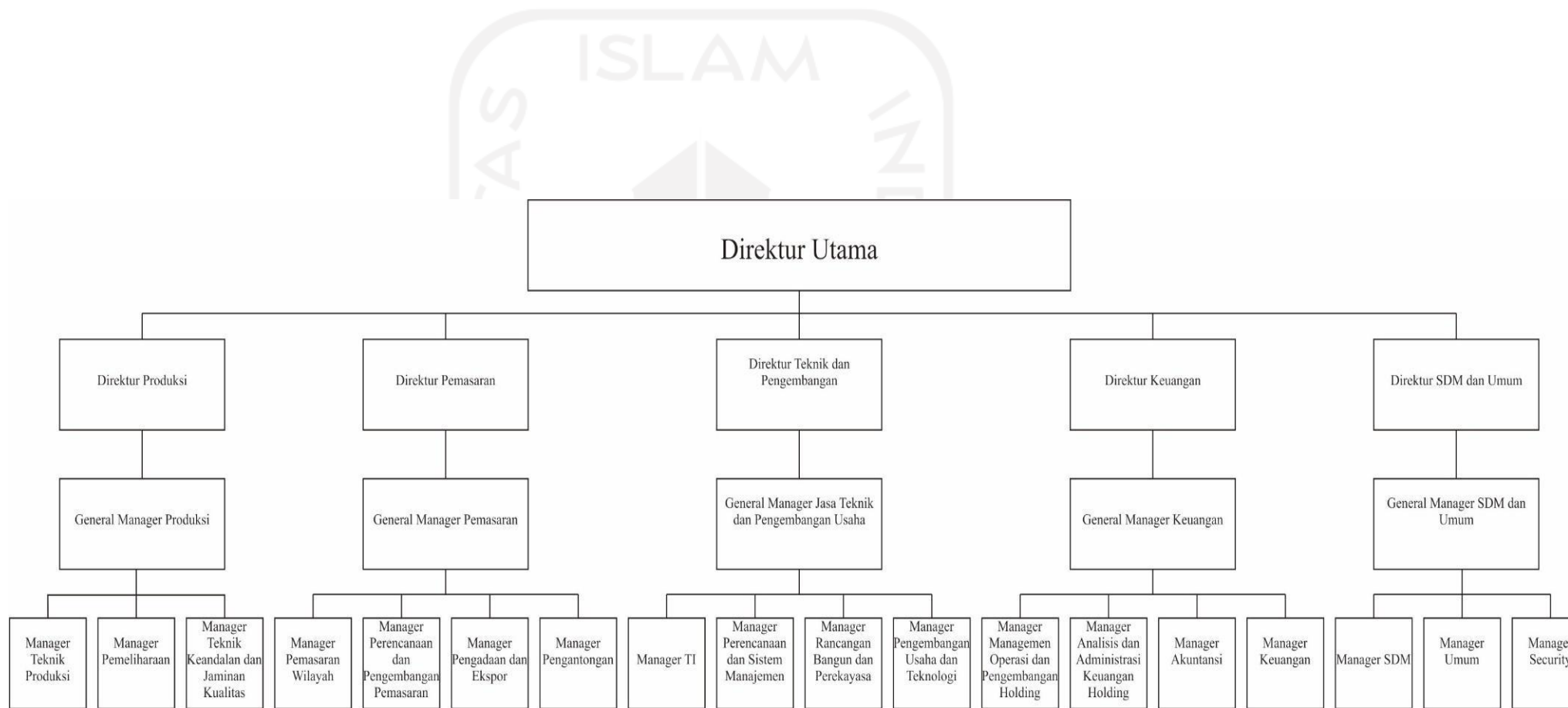
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi, beserta staff dan karyawan perusahaan.
5. Efisiensi dari manajemen, para pemegang saham duduk dalam dewan komisaris. Dewan komisaris dapat memilih dewan direksi diantaranya direktur yang cukup berpengalaman.
6. Lapangan usaha lebih luar. Suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.
7. Kekayaan yang terpisah. Suatu PT merupakan badan hukum yang kekayaan perusahaan terpisah dengan kekayaan para pemegang sahamnya, sehingga apabila terjadi kerugian yang bertanggung jawab adalah PT itu sendiri tidak menjangkau harta pribadi dari pemegang saham.

#### **4.6.2 Struktur Organisasi**

Dalam rangka menjalankan suatu proses pabrik dengan baik, dalam hal ini di suatu perusahaan, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan masing-masing perusahaan. Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

1. Pemegang saham.
2. Dewan komisaris.
3. Direktur utama.
4. Direktur.
5. General manager.
6. Manager.
7. Karyawan dan operator.

Tanggung jawab, tugas, dan wewenang dari masing-masing jenjang kepemimpinan tentu saja berbeda-beda. Tanggung jawab, tugas, serta wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan, yaitu dewan komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada rapat umum pemegang saham. Struktur organisasi perusahaan ditunjukkan oleh gambar 4.7.



**Gambar 4. 7** Struktur organisasi perusahaan

### 4.6.3 Tugas dan Wewenang

#### 1. Pemegang Saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Rapat umum pemegang saham dilakukan untuk:

- a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
- b. Mengangkat dan memberhentikan Direktur.
- c. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

#### 2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga Dewan Komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi:

- a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana, dan pengarahannya pemasaran.
- b. Mengawasi tugas-tugas direktur utama.

c. Membantu direktur utama dalam hal-hal penting.

### **3. Direktur Utama**

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi, Direktur Pemasaran, Direktur Teknik dan Pengembangan, Direktur Keuangan, serta Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum.

### **4. Direktur**

Direktur merupakan pemimpin pelaksanaan kegiatan perusahaan yang dibawahi oleh Direktur Utama. Adapun tugas masing-masing Direktur adalah:

#### **a. Direktur Produksi**

Tugas Direktur Produksi yaitu memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi.

#### **b. Direktur Pemasaran**

Tugas Direktur Pemasaran yaitu memimpin pelaksanaan pemasaran dan strategi bisnis.

#### **c. Direktur Teknik dan Pengembangan**



Tugas Direktur Teknik dan Pengembangan adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

d. Direktur Keuangan

Tugas Direktur Keuangan yaitu bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi dan keuangan.

e. Direktur Sumber Daya Manusia (SDM) dan Umum

Tugas Direktur SDM dan Umum yaitu bertanggung jawab terhadap personalia, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

**5. General Manager (GM)**

Secara umum, tugas General Manager adalah mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. General Manager dapat juga bertindak sebagai staff direktur. General Manager bertanggung jawab kepada Direktur masing-masing. General Manager (GM) terdiri dari:

a. GM Produksi

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku serta produksi.

b. GM Pemasaran

Tugas : Bertanggungjawab terhadap kegiatan penjualan dan pemasaran produk.

c. GM Jasa Teknik dan Pengembangan Usaha

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

d. GM Keuangan

Tugas : mengkoordinasikan kegiatan pembukuan keuangan.

e. GM Sumber Daya Manusia dan Umum

Tugas : bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia, dan rumah tangga perusahaan.

**6. Manager**

Manager adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh General Manager masing-masing. Setiap Manager bertanggung jawab terhadap General Manager masing-masing sesuai dengan tugasnya.

a. Manager Teknik Produksi

Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi

b. Manager Teknik Keandalan dan Jaminan Kualitas

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.

c. Manager Pemeliharaan

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.

d. Manager Pemasaran Wilayah

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan pemasaran wilayah.

e. Manager Perencanaan dan Pengembangan Pemasaran

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perencanaan dan pengembangan pemasaran.

f. Manager Pengadaan dan Ekspor

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan pengadaan produk dan ekspor.

g. Manager Pengantongan

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan pengantongan pasar.

h. Manager TI

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perencanaan dan pengembangan teknologi informasi serta hal-hal yang berhubungan dengan pengolahan *big data* perusahaan.

i. Manager Perencanaan dan Managemen

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perencanaan pengelolaan perusahaan terutama dalam pengelolaan sumber daya.

j. Manager Rancangan Bangun dan Perekayasa

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perencanaan pembangunan pabrik serta perekayasa proses produksi.

k. Manager Pengembangan Usaha dan Teknologi

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perencanaan pengembangan usaha dan teknologi yang digunakan perusahaan.

l. Manager Managemen Operasi dan Pengembangan Holding

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan manajemen pengoperasian perusahaan serta pengembangan *stake holder*.

m. Manager Analisis dan Administrasi Keuangan Holding

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan analisis keuangan serta administrasi dengan penanam modal perusahaan.

n. Manager Akuntansi

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan pembukuan arus keuangan perusahaan.

o. Manager Keuangan

Tugas : Bertanggung jawab atas alur keluar masuknya keuangan perusahaan.

p. Manager SDM

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

q. Manager Umum

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.

r. Manager Keamanan

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

#### **4.6.4 Catatan**

##### **1. Cuti Tahunan**

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu.

##### **2. Hari Libur Nasional**

Bagi karyawan harian (nonshift), hari libur nasional tidak masuk kerja. Sedangkan bagi karyawan shift, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai hari kerja lembur (*overtime*).

##### **3. Kerja Lembur (*Overtime*)**

Kerja lembur dapat dilakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan kepala bagian.

##### **4. Sistem Gaji Karyawan**

Gaji karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 1. Apabila pada tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan hari sebelumnya. Untuk sistem gaji karyawan dapat dilihat pada Tabel 4.28.

**Tabel 4. 28** Sistem Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
Direktur Utama	1	Rp 40.000.000	Rp 40.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 35.000.000	Rp 35.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 35.000.000	Rp 35.000.000
Staff Ahli	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
Ka. Bag. Produksi	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
Ka. Bag. Teknik	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
Ka. Bag. Administrasi dan Umum	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
Ka. Bag. Litbang	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
Ka. Bag. Humas dan Keamanan	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
Ka. Bag. K3	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
Ka. Sek. Utilitas	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Ka. Sek. Proses	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Ka. Sek. Bahan Baku dan Produk	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Ka. Sek. Pemeliharaan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Ka. Sek. Laboratorium	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Ka. Sek. Keuangan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Ka. Sek. Pemasaran	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Ka. Sek. Personalia	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Ka. Sek. Humas	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Ka. Sek. Keamanan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Ka. Sek. K3	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Karyawan Personalia	5	Rp 8.000.000	Rp 40.000.000
Karyawan Humas	5	Rp 8.000.000	Rp 40.000.000
Karyawan Litbang	5	Rp 8.000.000	Rp 40.000.000
Karyawan Pembelian	5	Rp 8.000.000	Rp 40.000.000
Karyawan Pemasaran	5	Rp 8.000.000	Rp 40.000.000
Karyawan Administrasi	4	Rp 8.000.000	Rp 32.000.000
Karyawan Kas/Anggaran	4	Rp 8.000.000	Rp 32.000.000
Karyawan Proses	15	Rp 8.000.000	Rp 120.000.000
Karyawan Pengendalian	6	Rp 8.000.000	Rp 48.000.000

Karyawan Laboratorium	6	Rp 8.000.000	Rp 48.000.000
Karyawan Pemeliharaan	6	Rp 8.000.000	Rp 48.000.000
Karyawan Utilitas	12	Rp 8.000.000	Rp 96.000.000
Karyawan K3	6	Rp 8.000.000	Rp 48.000.000
Operator proses	42	Rp 5.000.000	Rp 212.000.000
Operator Utilitas	21	Rp 5.000.000	Rp 106.000.000
Sekretaris	6	Rp 7.000.000	Rp 42.000.000
Dokter	2	Rp 8.000.000	Rp 16.000.000
Perawat	5	Rp 5.000.000	Rp 25.000.000
Satpam	8	Rp 3.500.000	Rp 28.000.000
Supir	8	Rp 3.500.000	Rp 28.000.000
Cleaning Service	10	Rp 3.500.000	Rp 35.000.000
Total	210	Rp 596.300.000	Rp 1.614.000.000

## 5. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik direncanakan beroperasi 330 hari dalam setahun dan 24 jam dalam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan *shut down*. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan pada pabrik ini terbagi menjadi dua, yaitu karyawan non shift dan karyawan shift.

### a. Karyawan non shift

Karyawan non shift merupakan karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk dalam karyawan non shift yaitu Direktur, Staff Ahli, General Manager, Manager, serta Administrasi. Akaryawan non shift bekerja dengan rincian:



- Hari Senin – Kamis

Pukul 08.00 – 12.00 (jam kerja)

Pukul 12.00 – 13.00 (istirahat)

Pukul 13.00 – 16.00 (jam kerja)

- Hari Jum'at

Pukul 08.00 – 11.30 (jam kerja)

Pukul 11.30 – 13.00 (istirahat)

Pukul 13.00 – 16.00 (jam kerja)

- Hari Sabtu, Minggu, dan hari besar libur

b. Karyawan shift

Karyawan shift merupakan karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan shift yaitu operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan, dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan dan keamanan pabrik. Karyawan shift bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi dalam 3 shift dengan pengaturan sebagai berikut:

Shift pagi : pukul 08.00 – 16.00

Shift sore : pukul 16.00 – 00.00

Shift malam : pukul 00.00 – 08.00

Tabel 4.29 menunjukkan pembagian jadwal hari kerja karyawan yang bekerja sebagai operator.

**Tabel 4. 29** Pembagian Jam Kerja Karyawan

Hari ke- / jam	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
08.00 – 16.00	A	A	A	B	B	B	C	C	C	D
16.00 – 00.00	B	B	B	C	C	C	D	D	D	A
24.00 – 8.00	C	C	C	D	D	D	A	A	A	B
Libur	D	D	D	A	A	A	B	B	B	C

Keterangan:

A sampai D merupakan nama regu.

#### 4.7 Evaluasi Ekonomi

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, bersarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan, dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu, analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan, dan layak atau tidak untuk didirikan.

Dalam evaluasi ekonomi, terdapat beberapa faktor yang harus ditinjau, yaitu:

1. *Return On Investment (ROI)*
2. *Pay Out Time (POT)*
3. *Discounted Cash flow (Rate DFCR)*
4. *Break Even Point (BEP)*
5. *Shut Down Point (SDP)*

Sebelum dilakukan analisa terhadap faktor-faktor tersebut, perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal berikut:

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*)
  - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
  - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*)
  - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
  - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expense*)
3. Pendapatan modal
  - a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
  - b. Biaya variabel (*Variabel Cost*)
  - c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

#### 4.7.1 Pernaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Pabrik biodiesel beroperasi selama satu tahun produksi, yaitu 330 hari, dan tahun evaluasi pada tahun 2022. Di dalam analisa ekonomi, harga-harga alat maupun harga-harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari indeks pada tahun analisa.

Harga indeks tahun 2022 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1990 sampai 2022, dapat dilihat pada Tabel 4.30 dan dicari dengan persamaan regresi linear.

**Tabel 4. 30** Data Index berdasar tahun

No	(Xi)	Indeks (Yi)
1	1987	324
2	1988	343
3	1989	355
4	1990	356
5	1991	361,3
6	1992	358,2
7	1993	359,2
8	1994	368,1
9	1995	381,1

10	1996	381,7
11	1997	386,5
12	1998	389,5
13	1999	390,6
14	2000	394,1
15	2001	394,3
16	2002	395,6
17	2003	402
18	2004	444,2
19	2005	468,2
20	2006	499,6
21	2007	525,4
22	2008	575,4
23	2009	521,9
24	2010	550,8
25	2011	585,7
26	2012	584,6
27	2013	567,3
28	2014	576,1
29	2015	556,8
30	2016	589,0
31	2017	598,9
32	2018	608,8
33	2019	618,6
34	2020	628,5
35	2021	638,4
36	2022	648,3
37	2023	658,1
38	2024	668,0
39	2025	677,9

Persamaan yang diperoleh yaitu:

$$y = 9,878x - 19325 \text{ (10)}$$

Dengan menggunakan persamaan di atas, dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan. Sehingga indeks pada tahun 2022 sebesar 645,06. Harga-harga alat lainnya diperhitungkan pada tahun

evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi (Peters & Timmerhaus, 1990 dan Aries & Newton, 1995).

Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

$$Ex = Ey \times \frac{Nx}{Ny}$$

Dimana:

Ex : Harga pembelian pada tahun 2022

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi 2014

Nx : Index harga pada tahun 2022

Ny : Index harga pada tahun referensi 2014

#### 4.7.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas pabrik biodiesel : 300.000 ton/tahun

Satu tahun operasi : 330 hari

Umur pabrik : 10 tahun

Pabrik didirikan tahun : 2025

Kurs mata uang : 1 US\$ = Rp 14.450,00

### 4.7.3 Perhitungan Biaya

#### 1. *Capital Investment*

*Capital investment* merupakan banyaknya pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan mengoperasikannya. *Capital investment* terdiri dari:

##### a. *Fixed Capital Investment*

*Fixed capital investment* merupakan biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

##### b. *Working Capital Investment*

*Working capital investment* merupakan biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha, atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

#### 2. *Manufacturing Cost*

*Manufacturing cost* merupakan jumlah *direct*, *indirect*, dan *fixed manufacturing cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut Aries & Newton Tabel xxx, *manufacturing cost* meliputi:

a. *Direct Cost*

*Direct cost* merupakan pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Cost*

*Indirect cost* merupakan pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

c. *Fixed Cost*

*Fixed cost* merupakan biaya-biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak. Dengan kata lain pengeluaran yang bersifat tetap, tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

**3. *General Expense***

*General expense* atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

**4.7.4 Analisa Kelayakan**

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan suatu analisa atau evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:



1. *Percent Return On Investment (ROI)*

*Return on investment* merupakan tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

$$ROI = \frac{\text{keuntungan}}{\text{fixed capital}} \times 100\%$$

2. *Pay Out Time (POT)*

*Pay out time* merupakan:

- a. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.
- b. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanam atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
- c. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$POT = \frac{\text{fixed capital investment}}{(\text{keuntungan tahunan} + \text{depresiasi})}$$

### 3. *Break Even Point* (BEP)

*Break even point* merupakan:

- a. Titik impas produksi (suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian).
- b. Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dari BEP, dapat diketahui harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.
- c. Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan akan untung jika beroperasi di atas BEP.

$$BEP = \frac{(Fa + 0,3.Ra)}{(Sa - Va - 0,7.Ra)} \times 100\%$$

Dimana:

Fa : *Annual fixed manufacturing cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual regulated expense* pada produksi maksimum

Va : *Annual variable value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual sales value* pada produksi maksimum

#### 4. *Shut Down Point (SDP)*

*Shut down point* merupakan:

- a. Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit).
- b. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun, maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
- c. Level produksi dimana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.
- d. Titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

#### 5. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)*

*Discounted cash flow rate of return* merupakan:

- a. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.

- b. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman serta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
- c. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1 + i)^N + WC + SV$$

Dimana:

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : *Cash flow: profit after taxes + depresiasi + finance*

N : Umur pabrik (10 tahun)

i : Nilai DCFR

#### 4.7.5 Hasil Perhitungan

##### 1. *Fixed Capital Investment (FCI)*

###### a. *Physical Plant Cost (PPC)*

**Tabel 4. 31** Physical Plant Cost (PPC)

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Purchased Equipment Cost</i>	Rp 62.268.527.170	\$ 4.309.240,63
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 15.567.131.793	\$ 1.077.310,16

3	Instalasi cost	Rp	11.120.857.306	\$	769.609,50
4	Pemipaan	Rp	15.078.571.635	\$	1.043.499,77
5	Instrumentasi	Rp	15.705.312.700	\$	1.089.641,45
6	Insulasi	Rp	2.535.449.458	\$	175.463,63
7	Listrik	Rp	9.340.279.075	\$	646.386,10
8	Bangunan	Rp	136.875.000.000	\$	9.472.318,34
9	<i>Land &amp; Yard Improvement</i>	Rp	135.400.000.000	\$	9.370.242,21
Total			Rp 403.931.135.331		\$ 27.953,71

b. *Direct Plant Cost (DPC)*

**Tabel 4. 32** Direct Plant Cost (DPC)

No	Type of Capital Investment		Biaya (Rp)		Biaya (\$)
1	<i>Engineering &amp; Constrution</i>	Rp	80.786.227.066	\$	5.590.742
Total			Rp 484.717.362.398		\$ 33.544.454

c. *Fixed Capital Investment (FCI)*

**Tabel 4. 33** Fixed Capital Investment (FCI)

No	Fixed Capital		Biaya (Rp)		Biaya, \$
1	<i>Direct Plant Cost</i>	Rp	484.717.362.398	\$	33.544.454
2	<i>Cotractor's fee</i>	Rp	48.471.736.240	\$	3.354.445
3	<i>Contingency</i>	Rp	48.471.736.240	\$	3.354.445
Total			Rp 581.660.834.877		\$ 40.253.345

**2. Working Capital Investment (WCI)**

**Tabel 4. 34** Working Capital Investment (WCI)

No	Type of Expenses		Biaya (Rp)		Biaya (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp	291.809.282.717	\$	20.194.414
2	<i>Inproses Onventory</i>	Rp	185.000.192.972	\$	12.802.782
3	<i>Product Inventory</i>	Rp	123.333.461.982	\$	8.535.188
4	<i>Extended Credit</i>	Rp	470.540.488.930	\$	38.319.908

5	<i>Available Cash</i>	Rp 370.000.385.945	\$ 25.605.563
Total		Rp 1.523.865.993.350	\$ 105.457.854

*Modal total = FCI + WCI*

*Modal total = 581,660,834,877 + 1.523.865.993.350*

*Modal total = Rp 2.880.534.075.146,85*

*Modal total = \$ 19.934.4918,7*

### 3. *Manufacturing Cost (MC)*

#### a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

**Tabel 4. 35** Direct Manufacturing Cost (DMC)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 1.069.967.369.961	\$ 74.046.185
2	<i>Labor</i>	Rp 1.970.400.000	\$ 136.360
3	<i>Supervision</i>	Rp 4.926.000.000	\$ 340.900
4	<i>Maintenance</i>	Rp 23.266.433.395	\$ 1.610.134
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 3.489.965.009	\$ 241.520
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 20.303.164.557	\$ 1.405.063
7	<i>Utilities</i>	Rp 23.101.417.556	\$ 1.598.714
Total		Rp 1.214.887.774.858	\$ 84.075.279

#### b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

**Tabel 4. 36** Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 2.955.600.000	\$ 204.540

2	<i>Laboratory</i>	Rp	1.970.400.000	\$	136.360
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp	9.852.000.000	\$	681.799
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp	101.515.822.785	\$	7.025.316
Total			Rp 116.293.822.784,81		\$ 8.048.015.418

c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

**Tabel 4. 37** Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	Type of Expenses		Biaya (Rp)		Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp	58.166.083.488	\$	4.025.334
2	<i>Propertu taxes</i>	Rp	11.633.216.698	\$	805.067
3	<i>Insurance</i>	Rp	5.816.608.349	\$	402.533
Total			Rp 75.615.908.534		\$ 5.232.935

$$MC\ total = DMC + IMC + FMC$$

$$MC\ total = 1.214.887.774.858 + 116.293.822.784,81 + 75.615.908.534$$

$$MC\ total = Rp\ 1.406.797.506.176,81$$

$$MC\ total = \$\ 97.356.228,8$$

**General Expense (GE)**

**Tabel 4. 38** General Expense (GE)

No	Type of Expenses		Biaya (Rp)		Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp	67.833.404.090	\$	4.694.353
2	<i>Sales Expense</i>	Rp	230.633.573.905	\$	15.960.801
3	<i>Research</i>	Rp	88.183.425.317	\$	6.102.659
4	<i>Finance</i>	Rp	42.110.536.565	\$	2.914.224
Total			Rp 428.760.939.877		\$ 29.672.037

$$\text{Biaya total} = MC + GE$$

$$\text{Biaya total} = 1.356.668.081.796,67 + 428.760.939.876,59$$

$$\text{Biaya total} = \text{Rp } 1.785.429.021.673,26$$

$$\text{Biaya total} = \$ 123.559.102$$

#### 4. Analisa Keuntungan

$$\text{Total penjualan} = \text{Rp } 2.030.316.455.696$$

$$\text{Total production cost} = \text{Rp } 1.785.429.021.673$$

$$\text{Keuntungan sebelum pajak} = \text{total penjualan} - \\ \text{total production cost}$$

$$\text{Keuntungan sebelum pajak} = 2.030.316.455.696 - \\ 1.785.429.021.673$$

$$\text{Keuntungan sebelum pajak} = \text{Rp } 244.887.434.022,94$$

$$\text{Keuntungan setelah pajak } 52\% = \text{Rp } 244.887.434.022,94$$

$$\text{Keuntungan setelah pajak } 52\% = \$ 8.473.613,63$$

#### 5. Analisa Kelayakan

##### a. Return On Investment (ROI)

$$\text{ROI sebelum pajak} = \frac{\text{keuntungan sebelum pajak}}{\text{fixed capital}} \times 100\%$$

$$\text{ROI sebelum pajak} = \frac{244887434022.94}{581660834877.1230} \times 100\%$$



*ROI sebelum pajak* = 42%

$$ROI \text{ setelah pajak} = \frac{\text{keuntungan setelah pajak}}{\text{fixed capital}} \times 100\%$$

$$ROI \text{ setelah pajak} = \frac{122443717011}{581660834877.123} \times 100\%$$

*ROI setelah pajak* = 21%

b. *Pay Out Time (POT)*

$$POT \text{ sebelum pajak} = \frac{\text{fixed capital}}{\text{keuntungan sebelum pajak} + \text{depresiasi}}$$

$$POT \text{ sebelum pajak} = \frac{581660834877.123}{244887434022.94 + 58166083487.71}$$

*POT sebelum pajak* = 2 tahun

$$POT \text{ setelah pajak} = \frac{\text{fixed capital}}{\text{keuntungan setelah pajak} + \text{depresiasi}}$$

$$POT \text{ setelah pajak} = \frac{581660834877.123}{122443717011 + 58166083487.71}$$

*POT setelah pajak* = 3 tahun

c. *Break Even Point (BEP)*

**Fixed Cost (Fa)**

**Tabel 4. 39** Fixed Cost (Fa)

Depresiasi	Rp	58.166.083.488	\$	4.025.334
<i>Property Taxes</i>	Rp	11.633.216.698	\$	805,067
Asuransi	Rp	5.816.608.349	\$	402.533
Total	Rp	75.615.908.534	\$	5.232.935

**Regulated Cost (Ra)**

**Tabel 4. 40** Regulated Cost (Ra)

Gaji Karyawan	Rp	19.704.000.000	\$	1.363.599
Payroll Overhead	Rp	2.955.600.000	\$	204.540
Supervision	Rp	4.926.000.000	\$	340.900
Plant Overhead	Rp	9.852.000.000	\$	681.799
Laboratorium	Rp	1.970.400.000	\$	136.360
General Expense	Rp	428.760.939.877	\$	29.672.037
Maintenance	Rp	23.266.433.395	\$	1.610.134
Plant Supplies	Rp	3.489.965.009	\$	241.520
Total		Rp 494.925.338.281		\$ 34.250.888

**Variable Cost (Va)**

**Tabel 4. 41** Variable Cost (Va)

Raw Material	Rp	1.069.967.369.961	\$	74.046.185
Packaging and Shipping	Rp	101.515.822.785	\$	7.025.316
Utilities	Rp	23.101.417.556	\$	1.598.714
Royalty & Patent	Rp	20.303.164.557	\$	1.405.063
Total		Rp 1.214.887.774.858		\$ 84.075.279

**Sales Cost (Sa)**

*Sales cost = Rp 2.030.316.455.696*

*Sales cost = \$ 256.353.088*

$$BEP = \frac{Fa+0,3.Ra}{Sa-Va-0,7Ra} \times 100\%$$

$$BEP = \frac{75,615,908,534+0,3 \times 494,925,338,281}{2,030,316,455,696-1,214,887,774,858-0,7 \times 494,925,338,281} \times 100\%$$

$$BEP = 47,78\%$$

d. *Shut Down Point (SDP)*

$$SDP = \frac{0,3.Ra}{Sa - Va - 0,7.Ra} \times 100\%$$

$$SDP = \frac{0,3 \times 494,925,338,281}{2,030,316,455,696 - 1,214,887,774,858 - 0,7 \times 494,925,338,281} \times 100\%$$

$$SDP = 31,66\%$$

e. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

DCFR dihitung dengan menggunakan *trial and error*.

$$R = S$$

$$R = (WC + FCI) \times ((1 + i)^n)$$

$$S = (((1 + i)^{(n-1)} + (1 + i)^{(n-2)} + (1 + i)^{(n-3)} + \dots +$$

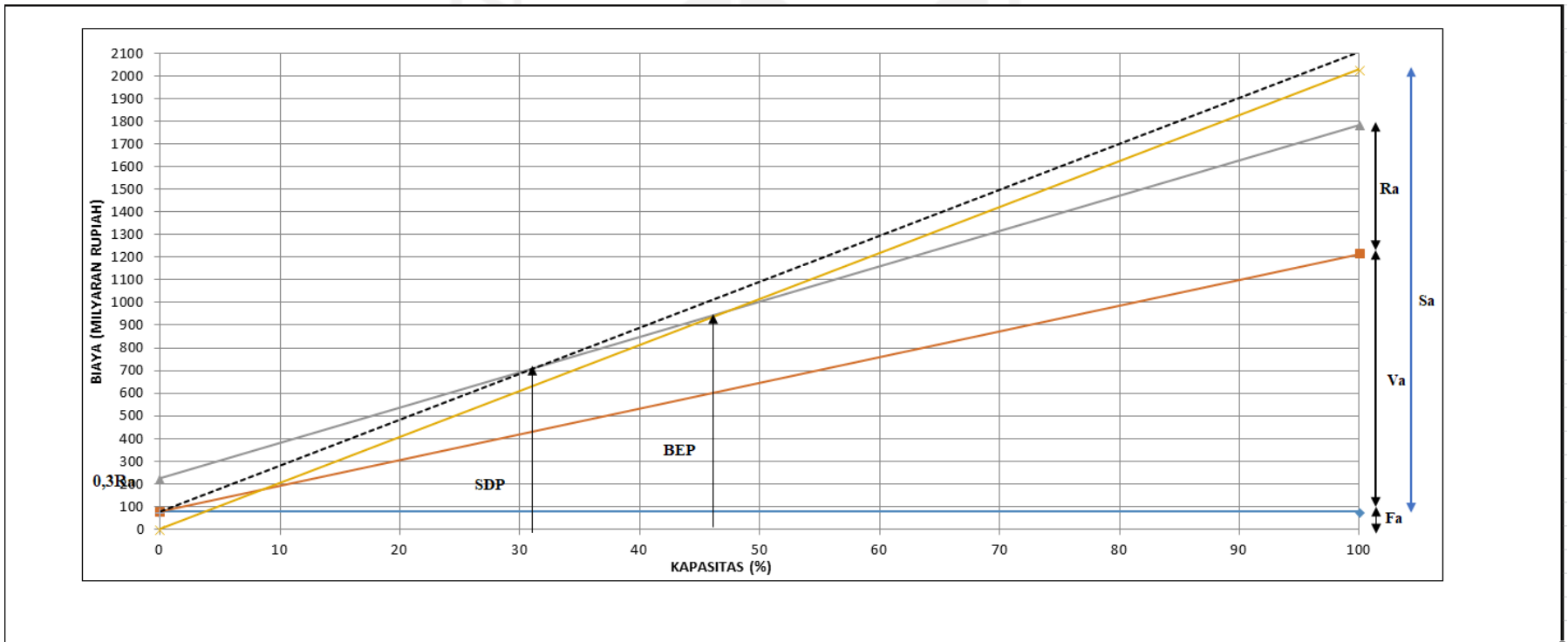
$$(1 + i)^{(n-n)} + (1 + i) + 1) \times CF) + (SV + WCI)$$

$$Error = R - S$$

Setelah dilakukan *goal seek* dengan menge-set *error = 0*, dan merubah nilai *I*, maka didapatkan:

$$DCFR = i \times 100\%$$

$$DCFR = 19,84\%$$



Gambar 4. 8 Grafik Ekonomi



## BAB V

### PENUTUP

#### 5.1 Kesimpulan

1. Berdasarkan bahan-bahan yang diolah, kondisi operasi (suhu, tekanan), dan proses, maka pabrik biodiesel tergolong pabrik beresiko rendah.
2. Perhitungan analisis kelayakan didapatkan hasil sebagai berikut:
  - a. *Return On Investment* (ROI) 42%. Syarat kelayakan pabrik beresiko rendah lebih dari 11% (Aries & Newton), maka pabrik layak didirikan.
  - b. *Pay Out Time* (POT) 2 tahun. Syarat kelayakan yaitu maksimal 5 tahun, maka menurut teori Aries & Newton, pabrik layak didirikan.
  - c. *Break Even Point* (BEP) 47,78%. Pada umumnya, syarat kelayakan didirikannya pabrik (Aries & Newton), nilai BEP berkisar antara 40% sampai 60%.
  - d. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) 14,84%. Syarat kelayakan menurut Aries & Newton yaitu  $\geq 1,5$  dikalikan bunga deposito (simpanan bank), harga deposito bunga bank (Bank Mandiri) 6%, maka  $1,5 \times 6\% = 9\%$ . Untuk DCFR 14,84% lebih dari 9%, maka pabrik layak untuk didirikan.

3. Bahan baku yang dibutuhkan untuk membangun pabrik biodiesel dengan kapasitas 300.000 ton/tahun yaitu *crude palm kernel oil* (CPKO) dengan jumlah sebanyak 366.760.386 ton/tahun.
4. Berdasarkan perhitungan utilitas, didapatkan:
  - a. Kebutuhan air pabrik secara keseluruhan sebesar 4.222.887 kg/jam, dimana terdiri dari kebutuhan air proses sebesar 13.722 kg/jam, kebutuhan air pendingin sebesar 3.503.386 kg/jam, kebutuhan air steam sebesar 2.172 kg/jam, dan kebutuhan air domestik sebesar 2.845 kg/jam.
  - b. Kebutuhan listrik total untuk alat-alat proses dan proses lainnya sebesar 140 hp atau 104,4 kW.
  - c. Kebutuhan untuk bahan bakar untuk boiler berupa tandan kosong kelapa sawit (TKKS) sebesar 319 kg/jam sedangkan untuk generator sebesar 625 kg/jam.

## 5.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia, diantaranya:

1. Optimasi pemilihan, seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.

2. Pra rancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.





## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S and Newton, R.D, 1954, "*Chemical Engineering Cost Estimation*", Mc GrawHill Book Co. Inc, New York.
- Brown, G.G, 1978, "*Unit Operation*", 14th ed, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons. Inc, New York.
- Brownell, L.E and Young, E.H, 1983, "*Process Equipment Design*", John Wiley and Sons. Inc, New York.
- Budiyanto. 2012. Optimalisasi Kinerja Pembuatan dan Peningkatan Kualitas Biodiesel dari Fraksi Minyak Limbah Cair Pengolahan Kelapa Sawit dengan Memanfaatkan Gelombang Ultrasonik. *Jurnal Teknologi Industri Pertanian*. Bengkulu.
- Coulson, J.J and Richardson, J.F, 1983, "*Chemical Equipment Design*", John Wiley and Sons. Inc, New York.
- Coulson, J.J and Richardson, J.F, 1983, "*Chemical Equipment Design*", vol 6, Pergamon Press, Oxford.
- Deublein, D. dan Steinhauser, A., 2008. *Biogas from Waste and Renewable Resources. An Introduction*. WILEY-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Weinheim.
- Europe, I. E. 2006. *Overview and Recommendations on Biofuel Standard for Transport in The EU. Project Biofuel Market Place*. Munchen, Germany: Dominik Rutz.

Furqan, Bagus. 2017. Esterifikasi Asam Lemak Bebas dalam *Palm Oil Mill Effluent* Menggunakan Katalis Karbon Tersulfonasi dari Nasi Aking. FMIPA ITS. Surabaya.

Haryono. 2019. Limbah Cair Industri Minyak Goreng Sawit Sebagai Bahan Baku Pembuatan Biodiesel. EduChemia. Sumedang.

<http://ebtke.esdm.go.id/post/2019/02/25/2144/yuk.kenali.istilah.b20.b100.biofuel.dalam.bioenergi> diakses pada 15 Oktober 2019 pukul 2.53 WIB.

<http://www.aprobi.or.id/data-produksi-dan-distribusi-biodiesel/> diakses pada 26 Oktober 2019 pukul 22.21 WIB.

<http://www.bumn.go.id/ptpn5/berita/11206/Ini.Sebaran.Pabrik.Kelapa.Sawit.di.In.donesia> diakses pada 26 Oktober 2019 pukul 12.09 WIB.

<https://www.bpdp.or.id/id/sawit-berkelanjutan/potensi-limbah-kelapa-sawit-indonesia/> diakses pada 26 Oktober 2019 pukul 10.55 WIB.

<https://gapki.id/news/2519/perkembangan-biodiesel-indonesia-dan-keberatan-indonesia-atas-bea-masuk-anti-dumping-uni-eropa> diakses pada 26 Oktober 2019 pukul 22.21 WIB.

<http://www.labchem.com/tools/msds/msds/LC23900.pdf> diakses pada 05 Maret 2020 pukul 16.30 WIB.

<http://www.labchem.com/tools/msds/msds/LC25550.pdf> diakses pada 05 Maret 2020 pukul 16.05 WIB.

<https://www.labchem.com/tools/msds/msds/VT430.pdf> diakses pada 05 Maret 2020 pukul 15.45 WIB.

<https://media.neliti.com/media/publications/182909-ID-analisis-kelayakan-potensi-pembangunan-p.pdf> diakses pada 04 Desember 2019 pukul 22.22 WIB.

Kangnoo, A., Suksaraj, T., Inthharapat, P., Promtong, T., and Suksaraj, C. 2012. *Decolorization and Organic Removal from Palm Oil Mill Effluent by Fenton's Process*. Environmental Engineering Science Vol 29, No 9.

Kern, D.Q. 1985. "*Process Heat Transfer*". Mc GrawHill Book Co. Ltd. New York.

Leela, Deodata. 2018. *Performance of Palm Oil Mill Effluent (POME) as Biodiesel Source Based on Different Ponds*. E3S Web of Conference. Jakarta Timur

Mahfud. Pengaruh Metode Pencucian pada Pembuatan Biodiesel dari Minyak Jarak Pagar. FTI ITS. Surabaya.

Maisarah, QH. 2019. Transesterifikasi Minyak Jelantah Menjadi Biodiesel Menggunakan Gelombang Ultrasonik. [www.jurnal.upnyk.ac.id](http://www.jurnal.upnyk.ac.id). UPN Veteran Yogyakarta, Yogyakarta.

Matche. 2020. *Equipment Cost* <https://www.matche.com/> diakses pada 15 Oktober 2020 pukul 20.56 WIB.

McCabe, W.L., Smith, J.C., and Harriott, P., 1985, "*Unit Operation of Chemical Engineering*", 4th ed, McGrawHill Book Co. Singapore.

Ngan, M.A., 2000. *Management of Palm Oil Industrial Effluents. Advance in Oil Palm Research* Vol. 2, Malaysian Palm Oil Board, Malaysia.

Peraturan Menteri Lingkungan Hidup Nomor 5 Tahun 2014

Permana, S. dan Mulyani, S. 2008. Proses Gliserolisis CPO Menjadi Mono dan Diacyl Gliserol Dengan Pelarut Ter-Butanol dan Katalis MgO. Teknik Kimia Universitas Diponegoro.

Perry, R.H and Chilton, C.H, "*Chemical engineering's Hand Book*", 6th ed, McGrawHill Book Kogakusha, Tokyo.

Peters, M.S and Timmerhouse, K.D., and West., R.E., 2004, "*Plant Design and Economic's for Chemical engineering's*", 5th ed, McGrawHill Book Co. Ltd., New York.

Putri, FD. 2015. Pembuatan Biodiesel dari Minyak Sawit Off-Grade Menggunakan Katalis CaO. [www.jurnal.unsyiah.ac.id](http://www.jurnal.unsyiah.ac.id), Riau

Rachmadona, Nova. 2017. Produksi Biodiesel dari Limbah Kelapa Sawit dengan Menggunakan *Lipase Thermomyces Lanuginosus* Sebagai Katalis. Kobe University. Japan.

Rofiki. 2018. Proses Pembuatan Biodiesel. UII. Yogyakarta

Setiadi, T. dan Hasanudin, U. 2012. *Sustainable Waste Management in Palm Oil Mills*. Institut Teknologi Bandung: Bandung.

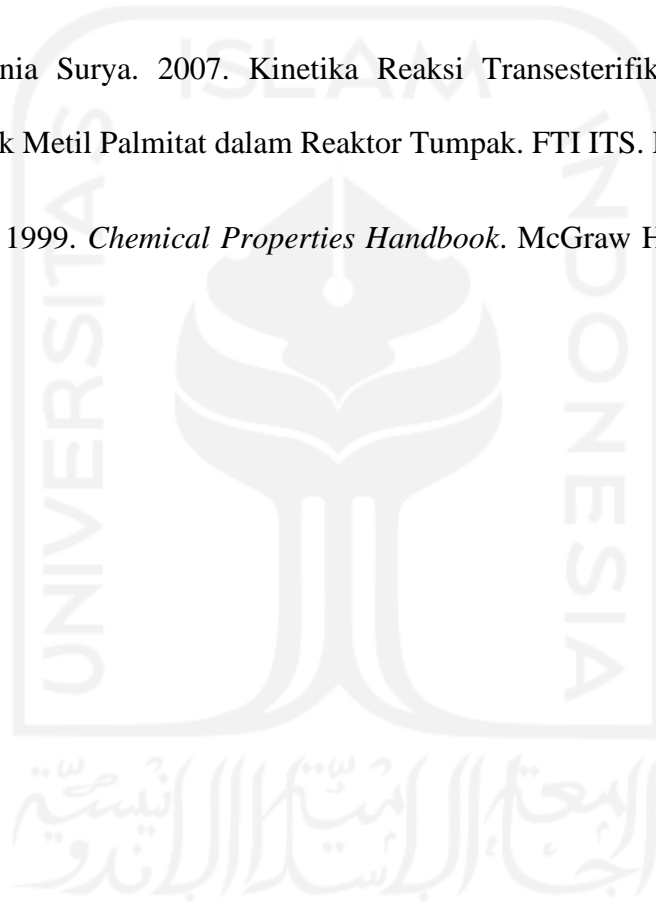
SK Kementrian Energi dan Sumber Daya Mineral Republik Indonesia. 2013.

Smith, J.M, 1973, "*Chemical Engineering Kinetic's*", 3rd ed, Mc GrawHill Book  
Kogakusha, Tokyo.

Smith, J.M and Van Ness, H.C, "*Introduction to Chemical Engineering  
Thermodynamic's*", 2nd ed, Mc GrawHill Book Co. Ltd., New York.

Utami, Tsania Surya. 2007. Kinetika Reaksi Transesterifikasi CPO terhadap  
Produk Metil Palmitat dalam Reaktor Tumpak. FTI ITS. Depok.

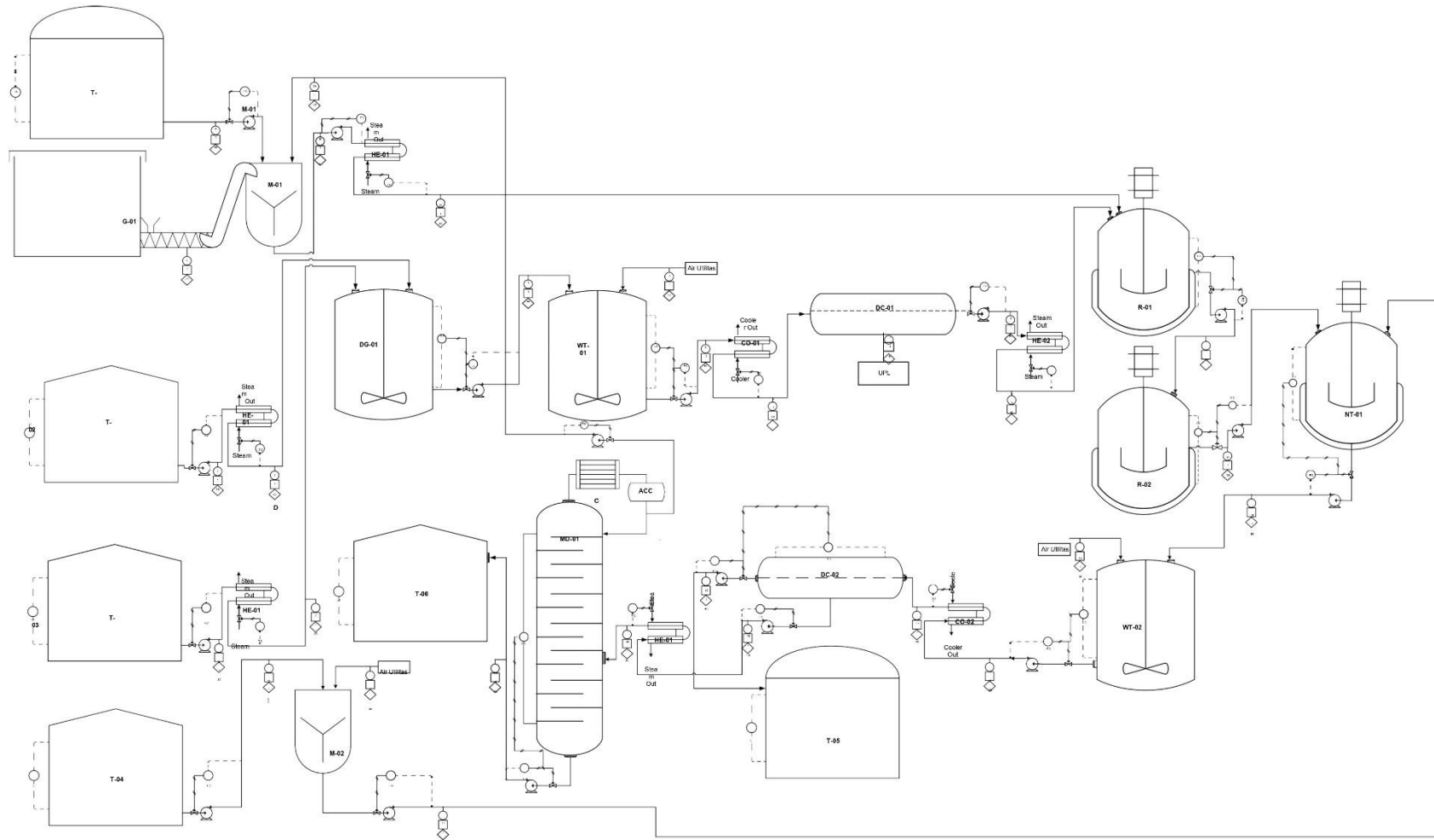
Yaws, C.L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. McGraw Hill Companies Inc.  
USA.




LAMPIRAN A



**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM**  
**PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI CRUDE PALM KERNEL OIL (CPKO) MENGGUNAKAN KATALIS POTASSIUM HIDROKSIDA PADA REAKSI TRANSESTERIFIKASI DENGAN KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN**



KOMPONEN	NOMOR ARUS (KG/JAM)																			
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Trigliserida	46.308,12	-	36.894,13	-	35.736,43	35.736,43	-	-	-	1.072,09	-	-	-	1.072,09	-	1.072,09	1.061,37	10,72	-	1.061,37
FFA	1.157,70	-	1.157,70	-	1.157,70	1.157,70	-	-	-	1.157,70	-	-	-	1.157,70	-	1.146,12	11,57	-	-	1.146,12
Etanol	-	-	-	-	-	-	13.891,90	-	13.891,90	7.154,33	-	-	-	7.154,33	-	7.154,33	7.154,33	-	7.082,78	71,54
Asam Fospat	-	46,30	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Asam Klorida	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	232,92	-	232,92	-	-	-	-	-	-	-
Kalium Hidroksida	-	-	-	-	-	-	-	357,36	357,36	357,36	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Air	-	8,17	8,17	100	108,17	108,17	-	-	-	-	232,92	232,92	347,79	100	447,79	447,79	-	-	4,47	443,31
Ethyl Ester	-	-	-	-	-	-	-	-	-	36.910,19	-	-	-	36.910,19	-	36.910,19	1.107,30	35.802,89	-	1.107,30
Gliserol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	4.491,71	-	-	-	4.491,71	-	4.446,79	44,91	-	-	1.061,37
KCl	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	475,42	-	475,42	475,42	-	-	-
Gum	-	-	9.460,30	-	9.460,30	9.460,30	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>TOTAL</b>	<b>47.465,83</b>	<b>54,48</b>	<b>47.520,31</b>	<b>100</b>	<b>46.462,60</b>	<b>46.462,60</b>	<b>13.891,90</b>	<b>357,36</b>	<b>14.249,27</b>	<b>51.143,40</b>	<b>232,92</b>	<b>232,92</b>	<b>465,84</b>	<b>51.609,25</b>	<b>100</b>	<b>51.709,25</b>	<b>15.839,15</b>	<b>35.870,10</b>	<b>7.087,26</b>	<b>4.891,03</b>



FACULTAS TEKNOLOGI BAHAN  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
2021

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM  
 PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI  
 PALM KERNEL OIL (CPKO) MENGGUNAKAN KATALIS POTASSIUM HIDROKSIDA PADA REAKSI TRANSESTERIFIKASI DENGAN KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN

Dibuat Oleh:  
 1. Rizka Tadiputra (1652153)  
 2. Dika Deviana W.P (1652157)

Dosen Pembimbing:  
 1. Dr. Anji Hidayat, S.T., MT.  
 2. Apriy Yulianty Dwi Liana, S.T., M.T.

KETERANGAN

◇	= TEMPERATURE, °C	DC	= Flow Controller
○	= NOMOR ARUS	LI	= Level Indicator
□	= TEKANAN, ATM	TC	= Temperature Controller
▽	= CONTROL VALVE	T	= Tangki
⊞	= PNEUMATIC	M	= Motor
⊞	= ELECTRIC	HE	= Heat Exchanger
		R	= Reaktor

## LAMPIRAN B

### REAKTOR TRANSESTERIFIKASI

Jenis: RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk)

Fungsi: Mereaksikan Triglicerida dengan  $C_2H_5OH$  dengan katalis OH

Bentuk: Silinder

Bahan: Carbon Steel SA-283 Grade C

Kondisi operasi: Suhu: 60 °C 333 K

Tekanan: 1 atm

Arus Masuk							
Komponen	kmol/jam	Massa (kg/jam)	$\rho$ (kg/L)	Fv (L/jam)	xi Massa	xi . $\rho$ (kg/L)	BM
TG	50.33300265	35736.43188	0.915	39056.2097	0.698749519	0.63935581	710
FFA	5.788516201	1157.70324	0.8785	1317.818145	0.022636412	0.019886088	200
RCOOCH <sub>3</sub>	0	0	0.857	0	0	0	252
Etanol	301.9980159	13891.9	0.789	17606.98191	0.271626574	0.214313367	46
KOH	6.381505693	357.364	1.8623	191.8940658	0.006987495	0.013012812	56
H <sub>2</sub> O	0	0	1	0	0	0	18
Gliserol	0	0	1.2357	0	0	0	92
<b>Total</b>	<b>364.5010404</b>	<b>51143.40817</b>	<b>7.5375</b>	<b>58172.90383</b>	<b>1</b>	<b>0.886568077</b>	

Arus Keluar							
Komponen	kmol/jam	Massa (kg/jam)	$\rho$ (kg/L)	Fv (L/jam)	xi Massa	xi . $\rho$ (kg/L)	BM
TG	1.509990079	1072.092956	0.915	1171.686291	0.020962486	0.019180674	710
FFA	5.788516201	1157.70324	0.8785	1317.818145	0.022636412	0.019886088	200
RCOOCH <sub>3</sub>	146.4690377	36910.1975	0.857	43069.07526	0.721699997	0.618496897	252
Etanol	155.5289782	7154.332996	0.789	9067.595686	0.139887685	0.110371384	46
KOH	6.381505693	357.3643188	1.8623	191.8940658	0.006987495	0.013012812	56
H <sub>2</sub> O	0	0	1	0	0	0	18
Gliserol	48.82301257	4491.717156	1.2357	3634.95764	0.087825926	0.108526496	92
<b>Total</b>	<b>364.5010404</b>	<b>51143.40817</b>	<b>7.5375</b>	<b>58453.02709</b>	<b>1</b>	<b>0.889474351</b>	

k: 37,674 m<sup>3</sup>/kgmol.jam (Yoeswono, et. Al: 2008)

X: 0,97

Fv0 : 57686,95 L/jam

CA0 : 0,62 kmol/L

CA1 : 0.02 kmol/L

(-ra) : k x CA CB





k	=	37674 L/kmol jam
	=	37,674 m3/kmol jam
Xa	=	0,97
M	=	2,572463768
M-Xa	=	1,602463768
$\theta$	=	0,86 jam
Fv	=	57,68694982 m3/jam
Cao	=	0,000619489 kmol/m3

**Mencari Konversi di tiap reaktor :**

Persamaan umum

$$X_{n-1} = \frac{X_n - (V_n \cdot k \cdot C_{ao} (1 - X_n)(M - X_n))}{F_v}$$

I. Jumlah Reaktor :		<b>1</b>						
XA1	=	0,97						
k	=	37,674 m3/kmol jam						
Fv	=	57,68694982 m3/jam						
Vcoba	=	49872,9	L					
X <sub>A0</sub>	=	X <sub>A1</sub>	-	$\frac{V \cdot k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_{A1})(M - X_{A1})}{F_v}$				
	=	0,97	-	49872,88506	37,674	0,000619489	0,03	1,602463768
						57,68694982		
	=	0,00						

2. Jumlah Reaktor :		2							
XA2	=	0,97							
k	=	37,674	m <sup>3</sup> /kmol jam						
Fv	=	57,68694982	m <sup>3</sup> /jam						
Vcoba	=	7064,26133	L						
XA1	=	XA2	-	$V.K.C_{A0} \cdot (1-X_{A2})(M-X_{A2})$					
				Fv					
	=	0,97	-	7064,26133	37,674	0,000619489	0,03	1,602463768	
						57,68694982			
	=	0,83							
XA0	=	XA1	-	$V.K.C_{A0} \cdot (1-X_{A1})(M-X_{A1})$					
				Fv					
XA0	=	0,83	-	7064,26133	37,674	0,000619489	0,17	1,74	
						57,68694982			
	=	0,00							

3. Jumlah Reaktor :		3							
XA3	=	0,97							
k	=	37,674	m <sup>3</sup> /kmol jam						
Fv	=	57,68694982	m <sup>3</sup> /jam						
Vcoba	=	3209,964	L	=					
XA2	=	XA3	-	$V.k.C_{A0} \cdot (1-X_{A3})(M-X_{A3})$					
				Fv					
	=	0,97	-	3209,964036	37,674	0,000619489	0,03	1,602463768	
						57,68694982			
	=	0,907567977							
XA1	=	XA2	-	$V.K.C_{A0} \cdot (1-X_{A2})(M-X_{A2})$					
				Fv					
	=	0,907567977	-	3209,964036	37,674	0,000619489	0,092432023	1,664895791	
						57,68694982			
	=	0,70771646							
XA0	=	XA1	-	$V.K.C_{A0} \cdot (1-X_{A1})(M-X_{A1})$					
				Fv					
	=	0,70771646	-	3209,964036	37,674	0,000619489	0,29228354	1,864747308	
						57,68694982			
	=	0,00							

4. Jumlah Reaktor :		4						
XA4	=	0,97						
k	=	37,674 m3/kmol jam						
Fv	=	57,68694982 m3/jam						
Vcoba	=	2450,844	L	=				
X <sub>A3</sub>	=	X <sub>A4</sub>	-	$\frac{V \cdot k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_{A4})(M - X_{A4})}{Fv}$				
	=	0,97	-	2450,843597	37,674	0,000619489	0,03	1,602463768
	=	0,922332449				57,68694982		
X <sub>A2</sub>	=	X <sub>A3</sub>	-	$\frac{V \cdot k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_{A3})(M - X_{A3})}{Fv}$				
	=	0,922332449	-	2450,843597	37,674	0,000619489	0,077667551	1,650131319
	=	0,795254123				57,68694982		
X <sub>A1</sub>	=	X <sub>A2</sub>	-	$\frac{V \cdot k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_{A2})(M - X_{A2})}{Fv}$				
	=	0,795254123	-	2450,843597	37,674	0,000619489	0,204745877	1,777209645
	=	0,434453573				57,68694982		
X <sub>A0</sub>	=	X <sub>A1</sub>	-	$\frac{V \cdot k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_{A1})(M - X_{A1})}{Fv}$				
	=	0,434453573	-	2450,843597	37,674	0,000619489	0,204745877	2,138010195
	=	0,00				57,68694982		

5. Jumlah Reaktor :		5							
X <sub>A5</sub>	=	0,97							
k	=	37,674	m <sup>3</sup> /kmol jam						
F <sub>v</sub>	=	57,68694982	m <sup>3</sup> /jam						
V <sub>coba</sub>	=	1634,364	L	=					
X <sub>A4</sub>	=	X <sub>A5</sub>	-	$\frac{V \cdot k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_{A5})(M - X_{A5})}{F_v}$					
	=	0,97	-	1634,363948	37,674	0,000619489	0,03	1,602463768	
	=	0,938212526				57,68694982			
X <sub>A3</sub>	=	X <sub>A4</sub>	-	$\frac{V \cdot k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_{A4})(M - X_{A4})}{F_v}$					
	=	0,938212526	-	1634,363948	37,674	0,000619489	0,061787474	1,634251242	
	=	0,87144492				57,68694982			
X <sub>A2</sub>	=	X <sub>A3</sub>	-	$\frac{V \cdot k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_{A3})(M - X_{A3})}{F_v}$					
	=	0,87144492	-	1634,363948	37,674	0,000619489	0,12855508	1,701018848	
	=	0,726852705				57,68694982			
X <sub>A1</sub>	=	X <sub>A2</sub>	-	$\frac{V \cdot k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_{A2})(M - X_{A2})}{F_v}$					
	=	0,726852705	-	1634,363948	37,674	0,000619489	0,273147295	1,845611063	
	=	0,393515621				57,68694982			
X <sub>A0</sub>	=	X <sub>A1</sub>	-	$\frac{V \cdot k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_{A1})(M - X_{A1})}{F_v}$					
	=	0,393515621	-	1634,363948	37,674	0,000619489	0,273147295	2,178948147	
	=	0,00				57,68694982			

n	V1 (L)	V1 (gallon)	V2 (gallon)	V3 (gallon)	V4 (gallon)	V5 (gallon)
1	49872.885	13175.020				
2	7064.261	1866.180	1866.180			
3	3209.964	847.983	847.983	847.983		
4	2450.844	647.444	647.444	647.444	647.444	
5	1634.364	431.753	431.753	431.753	431.753	431.753

n	X0	X1	X2	X3	X4	X5
1	0.00	0.970				
2	0.00	0.833	0.970			
3	0.00	0.708	0.908	0.970		
4	0.00	0.434	0.795	0.922	0.970	
5	0.00	0.394	0.727	0.871	0.938	0.970

## Harga Reaktor

:

Dengan data dr matche

Untuk mengetahui jumlah reaktor dilakukan optimasi :  
 Dengan menggunakan data harga reaktor yang diambil dari <http://www.matche.com/equipcost/Reactor.html> untuk mempertimbangkan jumlah reaktor dengan harga minimal dipilih Stainless Steel tipe 304 sebagai bahan pembuat reaktor  
 Harga reaktor (<http://www.matche.com/equipcost/Reactor.html>)

n	V (gallon)	Harga (\$)	Harga (Rp)	Harga Total (\$)	Harga total (Rp)
1	13175.02	1.470.600	20.588.400.000	1.470.600	20.588.400.000
2	1866.18	439.500	6.153.000.000	879.000	12.306.000.000
3	847.98	273.100	3.823.400.000	819.300	11.470.200.000
4	647.44	230.300	3.224.200.000	921.200	12.896.800.000
5	431.75	183.100	2.563.400.000	915.500	12.817.000.000

Metode Six-Tenth Factor				1 L	0.264172 gallon
$CostA = CostB \left( \frac{SizeA}{SizeB} \right)^{0.6}$	(Brownell & Young, page17)			1 m <sup>3</sup> =	61023.7 in <sup>3</sup> 35.3147 ft <sup>3</sup>
Kondisi Operasi					
Tekanan operasi :					
Dipilih Bahan Stainless Stell 316,	(Timmerhaus, page 538)		Plant Design - Mc-Graw		
Di dapat = Basis Harga pada volume 1000 gallon = \$ 36000	(Timmerhaus, page 731)		Plant Design - Mc-Graw		

Vshell (L)	Vshell (Gallon)	n Reaktor	Cost (USD)	Total Cost (USD)
49872.88506	13175.01979	1	169,104	169,104
7064.26133	1866.180044	2	52,345	104,690
3209.964036	847.9826192	3	32,609	97,826
2450.843597	647.4442548	4	27,735	110,939
1634.363948	431.7531928	5	21,749	108,746

### Menghitung Dimensi Tangki

Untuk perancangan, volume tangki diambil 20% dari volume larutan.

$$V \text{ tangki} = (1.2) \times V \quad (1+0.2) \times V_{\text{larutan}} \quad (\text{Peter and}$$

Timmerhaus, 1991, hal. 37)

$$= 8.7713 \text{ m}^3 \text{ berdasarkan optimasi reaktor}$$

$$= 309.7570 \text{ ft}^3 \quad 55.1702 \text{ bbl}$$

$$= 2317.1032 \text{ gall}$$

Dipilih tangki silinder dengan  $H = 1.5 D$

$$V_t = V_s + 2V_h$$

dengan :

$$V_s = \pi/4 \cdot D^2 \cdot H$$

$$V_h = 0,0847D^3 \quad \text{brownell and young, page 88} \quad (D=\text{ft}, V=\text{ft}^3)$$

sehingga :

$$V_t = \frac{\pi}{4} D^2 H + 2 V_h$$

$$V_t = \left( \frac{\pi}{4} D^2 (1,5 x D) \right) + (2 x 0.0847 D^3)$$

dimana :

$$V_t = \text{Volume Degummer, m}^3$$

$$V_s = \text{Volume Shell, m}^3$$

$$V_h = \text{Volume Head, m}^3$$

Maka :

$$V_s + 2 V_h$$

$$V_{\text{design}} = 309.7570 \text{ ft}^3 = 1.1775 D^3 + 0.1694 D^3$$

$$D^3 = 229.9777 \text{ ft}^3$$

$$D = 6.1267 \text{ ft}$$

$$1.8674 \text{ m} = 73.5207 \text{ in}$$

$$r = 36.7604 \text{ in}$$

maka,  $H = 9.1901 \text{ ft}$

$$2.8011 \text{ m}$$

$$110.2811 \text{ in}$$

sehingga  $V_h = 19.4791 \text{ ft}^3$

$$0.5516 \text{ m}^3$$

### Menentukan Tabel Shell



dipakai persamaan:								
$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C$			(Brownell, 1959, p. 254, eq 13.1)	tinggi liquid		10.5038	ft	
$t_s =$ tebal dinding shell minimum, in				Phidrostatik		4.0400	psi	
P = tekanan, psi								
$P_{total} =$ Tekanan Desain =	22.4881	psi	+	Phidrostatik				
E = efisiensi sambungan las digunakan single welded butt joint,				tekanan desain = 1.2(faktor kelonggaran 20%)tekanan total				
f = tekanan maks yang diizinkan bahan konstruksi reaktor, SA-283 grade C =				E =	0.85			Brownell page 254 table 13.2
C = korosi yang diizinkan								
r = jari-jari tangki								
$t_s =$ 0.2020		in						
jadi, tebal shell minimum yang dibutuhkan adalah						0.2020	in	
maka digunakan ketebalan shell standar						0.25	in	1/4 (tabel
						0.25	in	
ID shell =	73.5207	in						
OD shell =	ID + 2 t							
	73.9247	in						
dari tabel 5,7(Brownell,1959), untuk OD standar maka diambil OD terdekat yaitu:								
OD =	72	in				1.8288	m	

standarisasi dari table 5.7 Brownell & Young, hal. 90, didapat :				Table 5.7			
OD =	72	in		icr =	4.3750	in	
ID =	OD - 2t			r <sub>c</sub> =	72.0000	in	
=	71.5000	in	=				
							1.8161
							m
							5.9583
							ft
Hs =	107.2500	in	=				2.7242
							m

## Menentukan Tebal Head

Untuk menghitung tebal *head* digunakan persamaan :

$$T_h = 0.2579 \text{ in}$$

$$T_{min} = 0,25 \text{ in}$$

$$OD = ID + 2 \text{ th}$$

$$= 68,4975 + (2 \times 0,2561) \text{ in}$$

$$= 74.0364 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 (Brownell & young) untuk OD standar maka di ambil OD terdekat yaitu

OD =	72.0000	in	icr =	4.3750
			r =	72.0000
a =	0,5 x ID		0.0254	konversi
=	35.7500	in =	0.9081	m
=	2.9792	ft	0.3048	konversi
AB =	a - icr			
=	31.3750	in =	0.7969	m
=	2.6146	ft		
BC =	r - icr			
=	67.6250	in =	1.7177	m
=	5.6354	ft		
AC =	$((BC)^2 - (AB)^2)^{0.5}$			
=	59.9062	in =	1.5216	m
b =	r - AC			
=	12.0938	in =	0.3072	m
sf =	2.0000	in =	0.0508	m
OA =	tH + b + sf			
=	14.3438	in =	0.3643	m
	<b>Jadi, tinggi head total =</b>	<b>0.3643</b>	<b>m</b>	
	Volume head, Vh =	0.000049	D <sup>3</sup>	(D=in ; V=ft <sup>3</sup> )
		0.0847	D <sup>3</sup>	(D=ft ; V=ft <sup>3</sup> )
	Vh =	19.4791	ft <sup>3</sup>	
		0.5516	m <sup>3</sup>	

volume flanged, Vsf				
$V_{sf} = \frac{\pi}{4} ID^2 \cdot Sf$				
=	8026.2325	in <sup>3</sup>	=	4.6448 ft <sup>3</sup>
volume total head, Vht				
Vht =	Vh + Vsf			
=	24.1239	ft <sup>3</sup>		
=	0.6831	m <sup>3</sup>		
volume shell, Vs				
Vs =	Vt - (2.Vht)	Volume tangki - (2xVolume head total)		
=	7.4050	m <sup>3</sup>		
tinggi shell, Hs dari standarisasi				
=	107.2500	in		
Tinggi tangki = tinggi shell + (2x tinggi head)				
	$H = Hs + 2OA$			
=		135.9376	in	≈ 3.4528
=		445.9842	ft	≈ 2.8900

Perancangan dimensi pengaduk				
menentukan dimensi pengaduk				
Volume cairan yang diaduk	=	8.7644	m <sup>3</sup>	*
	=	2.315.28	gallon	
Viskositas cairan yang diaduk	=	6.7656	cP	
	=	0.0045	lb/ft-s	
Dari fig. 10.57 hal 372, vol 6 Coulson, dengan viskositas tertentu maka jenis impeller yang disesuaikan dapat ditentukan :				
Dilihat dari nilai viskositas cairan, maka pengaduk mixer dapat dipilih jenis <i>blade turbine</i> .				
dengan spesifikasi pengaduk " <i>six blade flat turbine</i> " karena turbin ini dapat digunakan pada kecepatan tinggi pada cairan yang mempunyai viskositas yang rangenya cukup luas.				
Gabungan dari buku (Brown fig.477 hal.507 dan Geankoplis t.3.4-1 hal.144) didapatkan persamaan-persamaan untuk " <i>Standard Agitation System</i> "				

Antara lain = Dt/Di ; Zi/Di ; L/Di ; w/Di ; baffle				
Dimana,	Dt = diameter dalam mixer		Dd = Diametr batang penyangga impeller	
	Di = Da = diameter pengaduk		Offset 1 = Jarak baffle dari dasar tangki	
	Zi = C = jarak pengaduk dari dasar mixer		Offset 2 = Jarak baffle dari permukaan Cairan	
	ZL = tinggi cairan dalam tangki			
	w = lebar blade			
	L = panjang blade			
	J = lebar baffle			

Sehingga didapatkan nilai :							
Dt =	$\frac{D_t}{3}$	diameter pengaduk	Rumus Lain : $D_a/D_t = 0,3$ (Geankoplis)	diameter ID Shell	standarisasi	Dd = $\frac{2}{3} \times D_t$	Diameter batang penyangga impeller
=	1.8161		Dt =	1.8161 m		=	0.4036 m
=	3			71.5000 in		=	15.8889 in
=	0.6054 m					=	1.3241 ft
=	23.8333 in					Offset 1 = $\frac{1}{2} \times D_t$	jarak baffle dari dasar tangki
=	1.9861 ft					=	0.3027 m
Zi =	$1,3 \times D_t$	jarak pengaduk dari dasar	Rumus Lain : $C/D_t = 1/3$			=	11.9167 in
=	30.98333 in		0.605366667 m			=	0.9931 ft
=	0.78698 m					Offset 2 = $\frac{1}{6} \times w$	jarak baffle dari permukaan cairan
=	2.58194 ft					=	0.0172 m
L =	$0,25 \times D_t$	panjang impeller	panjang blade			=	0.6753 in
=	5.95833 in					=	0.0563 ft
=	0.15134 m						
=	0.49653 ft						
w =	$0,17 \times D_t$	lebar impeller	lebar baffle (Geankoplis)				

=	0.10291 m	Rumus lain : $J/D_t = 1/12$	
=	4.05167 in		0.151341667 m
=	0.33764 ft		
W =	$0,2 \times D_t$	tebal baffle	tebal baffle
=	0.12107 m		
=	4.76667 in		
=	0.39722 ft		
Jumlah Baffle =	4		
Panjang Baffle =	Hl.s - (Offset 1 + Offset 2)		
=	2.8014 m		

**Menentukan tinggi cairan (ZL)**  
Tinggi cairan dapat ditentukan dengan persamaan :

Mencari volume cairan dalam silinder (Vs)  
 $V_s = V \text{ cairan} - V_{ht}$  Karena bentuk tutup bawah merupakan volume head, dan cairan memenuhi tutup bawah

=

= 8.0812 m<sup>3</sup>

= 285.3868 ft<sup>3</sup>

$V_s = \pi/4 \times ID^2 \times H_{liq}$

Sehingga didapatkan tinggi cairan dalam shell :

$H_{liq} = \frac{V_s}{\pi/4 \times ID^2} = \frac{8.0812}{2.5891} = 3.1213 \text{ m}$

ID shell standarisasi = 10.2336 ft

ZL = 3.1213 m

**Menentukan jumlah pengaduk**

Walas, P 288

Viscosity (cP [Pa sec])	Maximum Level h/Dt	Number of Impellers	Impeller Clearance	
			Lower	Upper
<<25, [<<25]	1.4	1	h/3	-
<<25, [<<25]	2.1	2	Dt/3	(2/3)h
>>25, [>>25]	0.8	1	h/3	-
>>25, [>>25]	1.6	2	Dt/3	(2/3)h

Dipilih yang pertama dikarenakan viskositasnya dibawah 25 cP

### Menentukan Power Pengadukan (Walas, Page 292)

Operation	HP/1000 gal	Tip Speed (ft/sec)
Blending	0.2 – 0,5	-
Homogenous Reaction	0,5 – 1,5	7,5 – 10
Reaction with Heat Transfer	1,5 – 5,0	10 – 15
Liquid-Liquid Mixtures	5	15 – 20
Liquid-Gas Mixtures	5,0 – 10	15 -20

Slurries	10	-
----------	----	---

Dipilih no.3 karena terdapat reaksi perpindahan panas.

Table (Trial N untuk mendapatkan Power)

V (ft/sec)	N (rps)	Re	Np (Brown F.477)	P (ft.lbf/sec)	P (Hp)	Standar Hp	K
10	1,6035	73288,3287	7	1.459,0723	2,6529	1.7220 HP – 5.7401 HP	1
11	1,7638	80617,1615	7	1.942,0253	3,5310	1.7220 HP – 5.7401 HP	1
12	1,9242	87945,9944	7	2.521,2770	4,5841	1.7220 HP – 5.7401 HP	1
13	2,0845	95274,8273	7	3.205,5819	5,8283	1.7220 HP – 5.7401 HP	1
14	2,2449	102603,6602	7	4.003,6945	7,2794	1.7220 HP – 5.7401 HP	1
15	2,4052	109932,4930	7	4.924,3691	8,9543	1.7220 HP – 5.7401 HP	1

**Penjabaran mencari P berdasarkan N trial yang didapatkan :**

Kecepatan linier (N)

$$\begin{aligned}
 N &= \frac{V}{\pi \cdot Di} \\
 &= \frac{10 \frac{ft}{sec}}{3,14 \times 1,9861 ft} \\
 &= 1,6035
 \end{aligned}$$

Reynolds Number :

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{NDi^2\rho}{\mu} \\
 &= \frac{1,6035 \times (1,9861)^2 \times 52,6764}{0,0045} \\
 &= 73288,33
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Figure 477 Brown, didapatkan nilai NI sebesar = 7

Sehingga Power dapat dihitung, sebagai berikut :

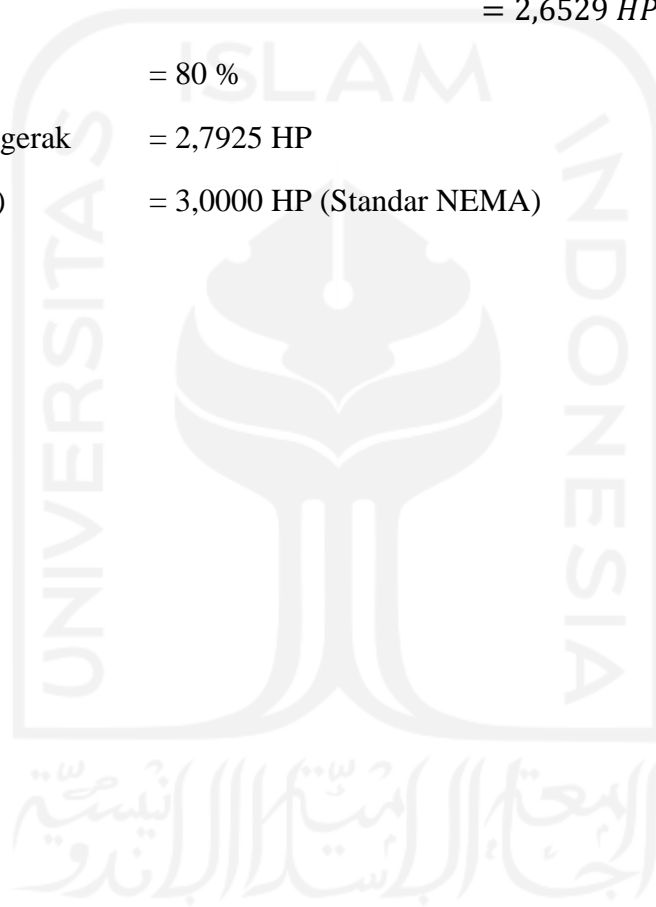
Power Number

$$Np = \frac{P \times g_c}{N^3 \times Di^5 \times \rho}$$

Mencari Power Number di Figure 477 Brown page. 507

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{N_p \times N^3 \times D_i^5 \times \rho}{g_c} \\
 &= \frac{7 \times (1,6035)^3 \times (1,9861)^5 \times 52,6764}{32,2} \\
 &= 1.459,0723 \text{ ft. lbf/sec (conv. To HP /550)} \\
 &= 2,6529 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

Efisiensi = 80 %  
 Daya Penggerak = 2,7925 HP  
 P (Standar) = 3,0000 HP (Standar NEMA)



### Perhitungan Pendingin

Suhu LMTD

Komponen	C	K	F
Suhu fluida panas masuk reaktor	60	333	140
Suhu fluida panas keluar reaktor	60	333	140

Suhu fluida dingin masuk	30	303	86
Suhu fluida dingin keluar	45	318	113

	Fluida Panas (F)	Fluida Dingin (F)	$\Delta T$ , (F)
KELUAR (Temperatur tinggi)	140	113	27
MASUK (Temperatur rendah)	140	86	54

### Menghitung LMTD

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

$$= 38,95276 F$$

Nilai UD untuk Heavy Organic (HOT) dan Air (COLD) sebesar 5 – 75 Btu/ft<sup>2</sup>.F.jam

### Penentuan Jenis Pendingin

Luas Selimut

Diketahui, OD = 72 in  
= 5,9998 ft  
Hs = 107,25 in  
= 8,9371 ft

A = Luas selimut reaktor + Luas penampang bawah reaktor

A = ( $\pi \cdot OD \cdot Hs$ ) + ( $\pi/4 \cdot OD^2$ )

A = 196,62676 ft<sup>2</sup>

Dari Tabel 8 Kern hal. 840

Nilai UD untuk Heavy Organic (HOT) dan Air (COLD) sebesar 5 – 75 Btu/ft<sup>2</sup>.F.jam

Maka Dipilih, Ud = 75 Btu/ft<sup>2</sup>.F.jam

Diketahui, Q = 3.447.202,44 kJ/jam  
= 823.350,515 kkal/jam  
= 3.267.317,08 Btu/jam

$$\Delta T_{LMTD} = 38,9528 \text{ F}$$

$$\begin{aligned} \text{luas transfer panas } (A) &= \frac{Q}{Ud \times \Delta T_{LMTD}} \\ &= 1118,386 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Maka kesimpulannya,

$$1118,386 \text{ ft}^2 < 196,6267 \text{ ft}^2$$

A Luas Perpindahan Panas < A Selimut yang Tersedia

### Perhitungan Jaket Pendingin

Reaksi yang terjadi adalah reaksi eksotermis, maka untuk mempertahankan suhu reaksi tetap  $60^\circ\text{C}$ , dilengkapi dengan jaket pendingin.

$$Q \text{ Serap} = 3.447.202,44 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Rho Air Pendingin Masuk} = 1023,013 \text{ kg/m}^3$$

$$M \text{ Air Pendingin} = 54.645,93 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju Alir Volumetrik} = 53,4167 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume Air Pendingin (a)} = F_v \times \text{Waktu Tinggal}$$

$$= 53,4167 \times (4/60)$$

$$= 3,5611 \text{ m}^3$$

$$= 3561,11 \text{ L}$$

$$= 125,759 \text{ ft}^3$$

### Menghitung Diameter Jaket

$$V_{\text{Jaket}} = V_2 - V_1$$

$$\text{Diketahui, } O_{dt} = 5,99 \text{ ft}$$

$$= 1,828 \text{ m}$$

$$H_s = 8,937 \text{ ft}$$

$$V_{jaket} = \left( \frac{\pi}{4} \times Dj^2 \times H_{cairan} \right) + 0,0847 Dj^3 - \left( \frac{\pi}{4} \times Do^2 \times H_{cairan} \right) + 0,0847 Do^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Jacket 20\% dari Volume Pendingin} &= 1,2 \times 125,759 \text{ ft}^3 \\ &= 150,911 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menentukan Diameter Jacket dari Tinggi Jacket

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Jacket Pendingin 20\% dari Tinggi Total Reaktor} &= 1,2 \times 11,328 \text{ ft} \\ &= 13,593 \text{ ft} \end{aligned}$$

Diameter Jacket Pendingin menggunakan *trial error* dengan Diameter Jacket sebesar 20% Diameter S

$$\begin{aligned} \text{Diameter trial} &= 4,2012 \text{ ft} = 1,2805 \text{ m} \\ &= 5,0415 \text{ ft} = 1,5366 \text{ m} \end{aligned}$$

### Menghitung Tebal Jacket

$$\begin{aligned} H \text{ Jacket} &= 13,5932 \text{ ft} \\ &= 4,1432 \text{ m} \end{aligned}$$

$$P_{hidrostatik} = \frac{H - 1}{144} \times \rho \times g$$

$$P \text{ Hidrostatik} = 5,585 \text{ psia}$$

$$P \text{ Desain} = P \text{ Desain Reaktor} + P \text{ Hidrostatik}$$

$$= 22,488 + 5,585$$

$$= 28,073 \text{ psia}$$

$$t = \frac{PD}{2fE - 1,2P} + nC$$

$$F \text{ (allowable stress)} = 12750 \text{ psia}$$

$$E \text{ (welded joint)} = 0,85$$

$$C \text{ (corrosion allowance)} = 0,125/10 \text{ tahun}$$



D (diameter) = 60,49 in  
 Tj = 0,203 in  
 Diameter Tebal Standar = 0,125 in (*Brownell 1959, table 5.7*)  
 Diameter Luar Jacket = D1 + (2x Tebal Jacket)  
 = 60,997 in  
 = 1,549 m

### Perhitungan Jacket Vessel

#### Heat Capacity

Inner Pipe (60 C / 140 F)							
Komponen	kg/jam	Fraksi Massa (xi)	Cp (J/mol.K)	Cp (kJ/kmol.K)	BM (kg/kmol)	Cp (kJ/kg.K)	Cp camp (kJ/kg.K)
KOH	357,3643	0,0070	80765,0558	80,7651	56,0000	1,4422	0,0
RCOOCH3	36.910,1975	0,7217	666013,2709	666,0133	252,0000	2,6429	1,9
Free Fatty Acid	1.157,7032	0,0226	702945,9420	702,9459	200,0000	3,5147	0,0
Trigliserida	1.072,0930	0,0210	200861,3771	200,8614	710,0000	0,2829	0,0
C2H5OH	7.154,3330	0,1399	112106,4051	112,1064	46,0000	2,4371	0,3
Gliserol	4.491,7172	0,0878	266315,9432	266,3159	92,0000	2,8947	0,2
	-	-					
<b>Total</b>	<b>51.143,4082</b>	<b>1,0000</b>	<b>2029007,99</b>	<b>2.029,0080</b>		<b>13,2146</b>	<b>2,5</b>
							<b>0,6</b>
Anulus (30 C / 86 F)							
Komponen	kg/jam	Fraksi Massa (xi)	Cp (J/mol.K)	Cp (kJ/kmol.K)	BM (kg/kmol)	Cp (kJ/kg.K)	Cp camp (kJ/kg.K)
Air	54.645,9390	1,0000	75.446,8621	75,4469	56,0000	1,3473	1,3
							<b>0,3</b>

## Thermal Conductivity

Inner Pipe (60 C / 140 F)				
Komponen	kg/jam	Fraksi Massa (xi)	k (W/m.K)	k camp (W/m.K)
KOH	357,3643	0,0070	6,8995	0,0482
RCOOCH3	36910,1975	0,7217	0,0962	0,0695
Free Fatty Acid	1157,7032	0,0226	0,1780	0,0040
Trigliserida	1072,0930	0,0210	0,1347	0,0028
C2H5OH	7154,3330	0,1399	0,1594	0,0223
Gliserol	4491,7172	0,0878	0,2946	0,0259
				-
<b>Total</b>	<b>51.143,4082</b>	<b>1,0000</b>		<b>0,1727</b>
				<b>0,0998</b>
				W/m.K
				Btu/ft.jam

Anulus (30 C / 86 F)				
Komponen	kg/jam	Fraksi Massa (xi)	k (W/m.K)	k camp (W/m.K)
Air	54.645,9390	1,0000	0,6131	0,6131
				<b>0,3545</b>
				Btu/ft.jam

### Jaket Vessel (*Kern hal. 718-719*)

$$L = 1,9861 \text{ ft (diameter pengaduk)}$$

$$N = 5.772,57 \text{ rph}$$

$$\rho = 52,676 \text{ lb/ft}^3$$

$$At, T=60^\circ\text{C} = 140,00 \text{ F}$$

$$\mu = 16,372 \text{ lb/ft.jam}$$

$$Cp = 0,6205 \text{ Btu/lb.F}$$

$$k = 0,0998 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.(F/ft)}$$

$$Re I = (L^2 \times N \times \rho) / \mu$$

$$= 73,261$$

$$jh = 16$$

$$Di = 5,041 \text{ ft}$$

$$\frac{h_j D_j}{k} = 0.36 \left( \frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{2/6} \left( \frac{Cp \mu}{k} \right)^{1/5} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (20.1)$$

$$H_i = 86,1968 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

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

$$h_{io} = 85,5982$$

**Anullus Shell (Cold Fluid)**

$$D_2 \text{ (Idj)} = 5,041 \text{ ft}$$

$$D_1 \text{ (Odt)} = 5,999 \text{ ft}$$

$$\alpha_\alpha = \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2)$$

$$= -8,305 \text{ ft}^2$$

Equiv Diameter

$$D_e = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1}$$

$$= -1,763 \text{ ft}$$

Mass Vel

$$G_a = \frac{W}{\alpha_\alpha}$$

$$= 14,506,98 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\text{At, } T=30^\circ\text{C} = 86 \text{ F}$$

$$\mu = 2,105 \text{ lb/ft.jam}$$

$$Re_a = \frac{D_e \times G_a}{\mu}$$

$$Re_a = 12,151$$

$$j_H = 3,5$$

$$C_p = 0,321 \text{ Btu/lb.F}$$

$$K = 0,354 \text{ Btu/jam.ft}^2(\text{F/ft})$$

$$\frac{h_i D_i}{k} = 0.36 \left( \frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{2/6} \left( \frac{c \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (20.1)$$

$$Ho = -52,678 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

### Menentukan Ud Actual

$$Rd = 0,001 \text{ organic}$$

$$hD = 1/Rd = 1.000 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$\frac{1}{Uc} = \frac{1}{hi} + \frac{1}{hoi}$$

$$Uc = \frac{hi \times hoi}{hi + hoi}$$

$$Uc = -136,972 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$Ud = \frac{hD \times Uc}{hD + Uc}$$

$$Ud = -158,711 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud}$$

$$Rd = 0,001$$



## LAMPIRAN C

### KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa: Ardian Syahputra No MHS 16521259
2. Nama Mahasiswa: Dikma Dwiyoga Winggi Pramono No MHS 16521271

Judul Prarancangan)\* : PRA RANCANGAN PABRIK BODIESEL DARI *CRUDE PALM KERNEL OIL* (CPKO)  
MENGUNAKAN KATALIS KALIUM HIDROKSIDA DENGAN KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	8 April 2020	Konsultasi judul tugas akhir	<i>[Signature]</i>
2.	9 April 2020	Konsultasi judul tugas akhir	<i>[Signature]</i> <i>[Signature]</i>
3.	30 April 2020	Penjabaran materi TA	<i>[Signature]</i> <i>[Signature]</i>
4.	31 April 2020	Konsultasi kapasitas pabrik	<i>[Signature]</i> <i>[Signature]</i>
5.	24 Desember 2020	Konsultasi utilitas dan analisa ekonomi	<i>[Signature]</i>
6.	25 Desember 2020	Konsultasi utilitas dan analisa ekonomi	<i>[Signature]</i>

--	--	--	--

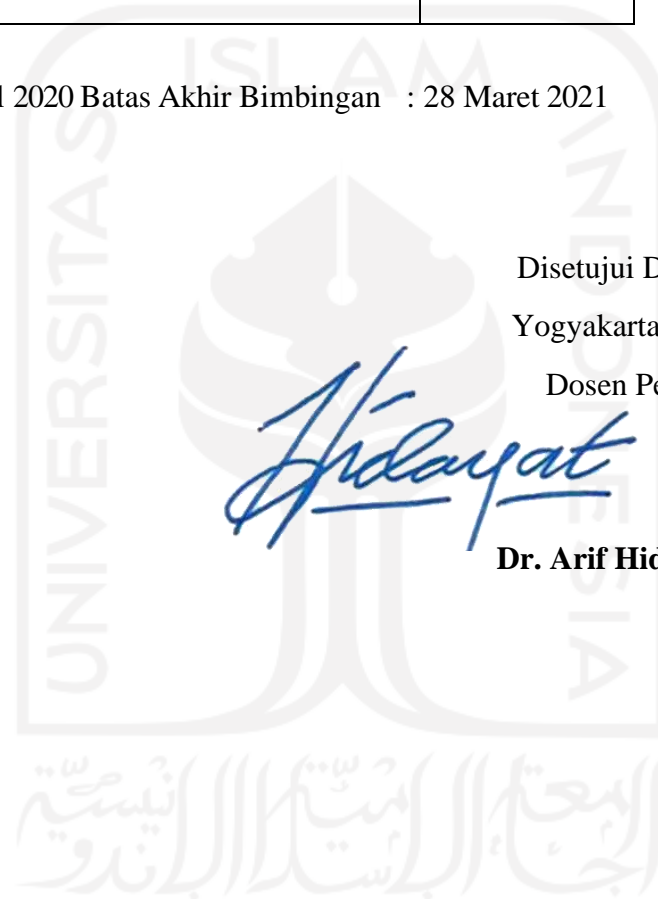
M  
u

lai Masa Bimbingan : 27 April 2020 Batas Akhir Bimbingan : 28 Maret 2021

Disetujui Draft Penulisan :  
Yogyakarta, 4 Januari 2021  
Dosen Pembimbing 1.



**Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.**



### KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Ardian Syahputra No MHS 16521259

2. Nama Mahasiswa : Dikma Dwiyoga Winggi Pramono No MHS  
16521271

Judul Prarancangan)\* : PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI *CRUDE PALM KERNEL OIL* (CPKO)  
MENGUNAKAN KATALIS KALIUM HIDROKSIDA DENGAN KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN







Mulai Masa Bimbingan : 27 April 2020 Batas Akhir Bimbingan : 28  
Maret 2021

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	27 Maret 2020	Konsultasi judul tugas akhir	
2.	15 April 2020	Konsultasi kapasitas pabrik	
3.	16 April 2020	Konsultasi kapasitas pabrik	
4.	20 April 2020	Konsultasi kapasitas pabrik	
5.	1 Mei 2020	Konsultasi mengenai neraca massa	
6.	1 Juni 2020	Konsultasi mengenai proses degumming	onsultas



7.	20 Juni 2020	Konsultasi perihal asam lemak bebas CPKO	ti yang
8.	26 Juni 2020	Konsultasi perihal perancangan alat.	ti yang
9.	8 Agustus 2020	Konsultasi neraca panas.	ti yang
10.	17 Agustus 2020	Konsultasi perkembangan neraca panas.	ti yang
11.	26 Agustus 2020	Konsultasi perkembangan perancangan alat.	ti yang
12.	18 September 2020	Konsultasi perkembangan perancangan alat.	ti yang
13.	25 September 2020	Konsultasi perkembangan perancangan alat	ti yang



No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
14.	28 Oktober 2020	Konsultasi perkembangan perancangan alat	
15.	14 Desember 2020	Konsultasi perkembangan perancangan alat.	
16.	24 Desember 2020	Konsultasi perkembangan perancangan alat.	
17.	25 Desember 2020	Konsultasi desain <i>pefd.</i>	
18.	31 Desember 2020	Konsultasi desain <i>pefd.</i>	
20.	4 Januari 2021	Konsultasi naskah tugas akhir	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 4 Januari 2021

Dosen Pembimbing 2,



Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.



**LAMPIRAN D**

**PERBAIKAN SKRIPSI YANG DISARANKAN  
PADA WAKTU UJIAN PENDADARAN**

---

DOSEN PENGUJI 1

NAMA : Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D

MAHASISWA YANG DIUJI

NAMA MAHASISWA : Ardian Syahputra

NOMOR MAHASISWA : 16521259

---

Saran/Komentar :

- Perbaiki daftar isi, gambar, nomer persamaan, figure caption,
- Gunakan koma bukan titik
- Untuk alat-alat yang jumlahnya dari 4, bisa dibuat dalam tabel
- Spasi tabel dibuat 1 spasi
- Lainnya lihat naskah

Perbaikan/Revisi

Nomor Revisi	Penjelasan/Perbaikan	Keterangan
1.	Merubah dan menyamakan daftar isi, daftar table dan gambar, dll pada naskah.	Sudah diperbaiki pada abstrak naskah.
2.	Merubah koma dan titik sesuai kaidah Bahasa Indonesia	Sudah diperbaiki pada abstrak naskah.
3.	Membuat table pada alat yang jumlah 4	Sudah diperbaiki pada abstrak naskah.
4.	Merubah spasi pada table table di naskah	Sudah diperbaiki pada abstrak naskah.



**PERBAIKAN SKRIPSI YANG DISARANKAN  
PADA WAKTU UJIAN PENDADARAN**

---

DOSEN PENGUJI 2

NAMA : Umi Rofiqah, S.T., M.T.

MAHASISWA YANG DIUJI

NAMA MAHASISWA : Ardian Syahputra

NOMOR MAHASISWA : 16521259

---

Saran/Komentar :



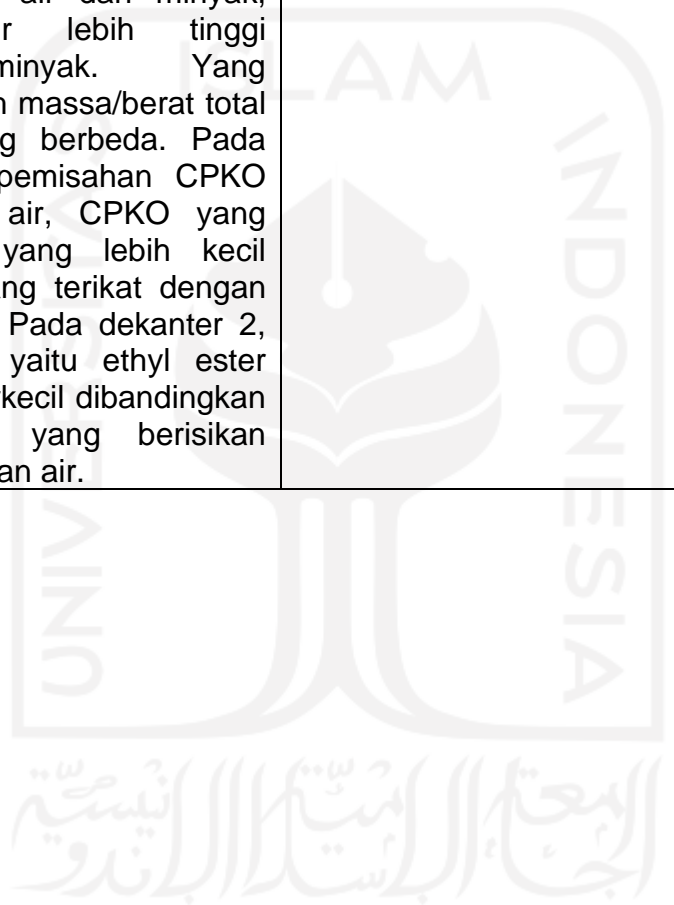
1. abstrak : Di Indonesia sudah dibangun beberapa pabrik biodiesel. Biodiesel pada pabrik yang akan dibangun ini didapatkan dari crude palm kernel oil (CPKO) yang diolah **sedemikian rupa** hingga menghasilkan biodiesel dengan kadar 97% dan produk samping berupa gliserol dengan kemurnian 29%.
2. pertimbangan yang digunakan dalam memilih etanol sbg bahan baku?
3. bagaimana cara pemisahan dengan dekanter? yang mempengaruhi tingkat kesuksesan pemisahan menggunakan dekanter? apakah benar massa jenis minyak lebih tinggi daripada air?

Perbaikan/Revisi

Nomor Revisi	Penjelasan/Perbaikan	Keterangan
1.	Di Indonesia sudah dibangun beberapa pabrik biodiesel. Biodiesel pada pabrik yang akan dibangun ini didapatkan dari crude palm kernel oil (CPKO) yang diolah <b>dengan proses transesterifikasi</b> hingga menghasilkan biodiesel dengan kadar 97% dan produk samping berupa gliserol dengan kemurnian 29%	Sudah diperbaiki pada abstrak naskah.
2.	Etanol mempunyai <i>solvent property</i> yang lebih baik dibandingkan metanol dan penggunaannya dapat mengurangi pemakaian bahan sintesis karena etanol dapat dihasilkan dari biomassa yang	Ditambahkan dalam spesifikasi bahan etanol pada naskah



	<p>ketersediannya sangat melimpah.</p> <p>(sumber: <a href="#">jurnal</a>)</p>	
3.	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Dekanter adalah alat yang digunakan untuk memisahkan liquid-liquid dengan prinsip perbedaan densitas dan kelarutan yang rendah. Prinsip kerjanya adalah cairan atau suspensi yang dimasukkan dalam decanter yang diputar dalam kecepatan tertentu tergantung bahan yang dipisahkan dan menciptakan gaya sentrifugal pada cairan. Makin besar massa zat, maka akan makin besar pula gaya sentrifugal yang diderita, sehingga zat yang berat jenisnya lebih besar akan terpisah dan terdesak kearah dinding decanter dimana terdapat outlet untuk mengeluarkan zat tersebut.</li> <li>• Salah satu faktor penentu keberhasilan kerja dekanter adalah temperature operasi yang rendah karena pada suhu yang tinggi densitas akan semakin kecil dan kelarutan akan semakin tinggi, sehingga campuran sulit dipisahkan.</li> </ul>	

	<ul style="list-style-type: none"><li>• Untuk massa jenis air dan minyak, massa jenis air lebih tinggi dibandingkan minyak. Yang membedakan adalah massa/berat total dari keduanya yang berbeda. Pada dekanter 1 untuk pemisahan CPKO dengan gum dan air, CPKO yang memiliki densitas yang lebih kecil dibandingkan air yang terikat dengan gum akan terpisah. Pada dekanter 2, pemisahan produk yaitu ethyl ester memiliki densitas terkecil dibandingkan komponen lainnya yang berisikan etanol, gliserol, kcl dan air.</li></ul>	
--	---	---

**PERBAIKAN SKRIPSI YANG DISARANKAN  
PADA WAKTU UJIAN PENDADARAN**

---

DOSEN PENGUJI 1

NAMA : Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D

MAHASISWA YANG DIUJI

NAMA MAHASISWA : Dikma Dwiyoga Winggi P

NOMOR MAHASISWA : 16521271

---

Saran/Komentar :

- Lihat komentar partner
- Konsisten menggunakan istilah (bhs. Inggris/bhs. Indonesia)
- Perbaiki perhitungan reaktor karena reaksinya orde 2
- Cek berat jenis fase minyak dan fase air karena ini menentukan posisi arus yang keluar dekanter



---

No.	Saran/Komentar	Status/jawaban Pengerjaan dan Halaman
1.	Lihat komentar partner	Sudah direvisi ( <b>Naskah</b> )
2.	Penggunaan istilah	Sudah direvisi ( <b>Naskah</b> )
3.	Reaktor orde 2	Sudah direvisi ( <b>Lampiran B 166</b> )
4.	Berat jenis pada decanter 2	Dekanter 2 untuk berat jenis fase air dan minyak lebih ringan fase minyak. Maka dari itu hasil atas adalah minyak/ biodiesel. Dan hasil bawah adalah air. Sudah direvisi( <b>Lampiran A 164</b> )



**PERBAIKAN SKRIPSI YANG DISARANKAN  
PADA WAKTU UJIAN PENDADARAN**

---

DOSEN PENGUJI 2

NAMA : Umi Rofiqah, S.T., M.T.

MAHASISWA YANG DIUJI

NAMA MAHASISWA : Dikma Dwiyoğa Winggi P

NOMOR MAHASISWA : 16521271

---

Saran/Komentar :



1. kebutuhan air per jam apakah benar 4 jt sekian? sumber air darimana? debit sumber air?
2. cek kembali nomer aliran dan neraca massa khususnya di bagian UPL dari dekanter satu
3. cek dan lengkapi alat instrumentasi pengendalian proses

No.	Saran/Komentar	Status/jawaban Pengerjaan dan Halaman
1.	Kebutuhan air, sumber air, debit air.	Untuk kebutuhan air setelah di koreksi sebanyak 347.485,44. Dan sumber air berasal dari sungai nyerakat Bontang Kaltim dengan debit air yang didapat sebesar 123,66 m <sup>3</sup> /detik. Dengan ini sangat cukup untuk memenuhi kebutuhan air di pabrik. Sudah di revisi (107-116)
2.	Nomer aliran dan neraca massa.	Sudah direvisi dan sudah ditambahkan untuk nomer aliran. (Lampiran A 164)
3.	Instrumentasi pengendalian proses.	Sudah direvisi (Lampiran A 164)