

**PRA RANCANGAN PABRIK BODIESEL DARI *PALM OIL MILL EFFLUENT*  
(POME) MENGGUNAKAN KATALIS ASAM SULFAT PADA REAKSI  
ESTERIFIKASI DAN NATRIUM HIDROKSIDA PADA REAKSI  
TRANSESTERIFIKASI DENGAN KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN**

**PRA RANCANGAN PABRIK**

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



Oleh:

Nama : Anjanetta Nadya Pasha

Nama : Dzikri Azwaruddin

No. Mhs : 16521195

No. Mhs : 16521184

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA  
JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**

**2020**

## LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRA RANCANGAN PABRIK BODIESEL DARI *PALM OIL MILL EFFLUENT* (POME)  
MENGUNAKAN KATALIS ASAM SULFAT PADA REAKSI ESTERIFIKASI DAN  
NATRIUM HIDROKSIDA PADA REAKSI TRANSESTERIFIKASI DENGAN  
KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Anjanetta Nadya Pasha Nama : Dzikri Azwaruddin  
No. Mhs : 16521195 No. Mhs : 16521184

Yogyakarta, November 2020

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, seoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Penulis



Anjanetta Nadya Pasha

Penulis



Dzikri Azwaruddin

## LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI *PALM OIL MILL EFFLUENT* (POME)  
MENGUNAKAN KATALIS ASAM SULFAT PADA REAKSI ESTERIFIKASI DAN  
NATRIUM HIDROKSIDA PADA REAKSI TRANSESTERIFIKASI DENGAN  
KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat  
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Oleh:

Nama : Anjanetta Nadya Pasha

Nama : Dzikri Azwaruddin

No. Mhs : 16521195

No. Mhs : 16521184

Yogyakarta, November 2020

Pembimbing I



Bachrun Sutrisno, Ir., M.Sc.

Pembimbing II



Umi Rofiqah, S.T., M.T.

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**

**PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI *PALM OIL MILL EFFLUENT* (POME)  
MENGUNAKAN KATALIS ASAM SULFAT PADA REAKSI ESTERIFIKASI DAN  
NATRIUM HIDROKSIDA PADA REAKSI TRANSESTERIFIKASI DENGAN  
KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN PABRIK**

Oleh:

Nama : Anjanetta Nadya Pasha Nama : Dzikri Azwaruddin  
No. Mhs : 16521195 No. Mhs : 16521184

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, November 2020

Tim Penguji

Bachrun Sutrisno, Ir., M.Sc.

Ketua Penguji

Dr. Ifa Puspasari, S.T., M.Eng.

Penguji I

Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng.

Penguji II

(.....)

(.....)

(.....)

Mengetahui,  
Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia



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 *Palm Oil Mill Effluent* (POME) Menggunakan Katalis Asam Sulfat pada Reaksi Esterifikasi dan Natrium Hidroksida pada Reaksi Transesterifikasi dengan Kapasitas 20.000 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. Arif Hidayat, S.T., M.T dan Ibu Ajeng Yulianti, S.T., M.Eng selaku dosen pembimbing akademik yang telah memberikan dorongan dalam penulisan laporan ini
4. Bapak Bachrun Sutrisno, Ir. Msc., selaku dosen pembimbing I dan Ibu Umi Rofiqah, 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, November 2020

Penulis



## LEMBAR PERSEMBAHAN

Karya ini saya persembahkan kepada:

Bapak Indarto dan Ibu Hartanti, yang telah membesarkan saya dengan penuh cinta dan kasih sayang. Terima kasih kepada kedua orang tua saya dan adik saya, Dena, 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.

Dzikri Azwaruddin, sebagai *partner* Pra Rancangan Pabrik ini, yang terus sabar menghadapi saya yang *moody-an* dan suka panik. 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.

Mas Bali, 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. Berly, Amira, Malik, Miqdam, 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. Juga memenuhi salah satu impian saya, menjadi *exchange student*. Terima kasih sudah mengizinkan saya untuk menjadi bagian dari keluarga ini. Semoga kalian juga bisa segera meraih apa yang kalian impikan dan cita-citakan.

- Anjanetta Nadya Pasha -

## LEMBAR PERSEMBAHAN

Teruntuk mereka yang selalu mencintai, menyayangi, mendo'akan, sekaligus menjadi motivasi terbesar dalam hidup saya, **Ayah dan Ibu.**

Dosen Pembimbing 1 & 2 Tugas Akhir, **Bapak Bachrun Sutrisno, dan Ibu Umi Rofiqah, S.T., M.Eng.**

Dosen Pembimbing Penelitian, **Umi Rofiqah, S.T., M.Eng.**

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, **Anjanetta Nadya Pasha.**

Partner KP, yang sudah membantu saya selama menyelesaikan KP, **Fadhli Syaputra.**

Partner penelitian, yang sudah membantu saya selama menyelesaikan penelitian, **M. Shafal Jamil, Aulia Zahra, Kiki, Chorunnisa, Novia Fitri.**

Sahabat saya sedari bangku kuliah, sekaligus teman main, teman belajar, **Anak kontrakan (Ikrom, Deni, Havid, Angga, Asfan, Alif), Putra, Irfansyah, Brian, Malik.**

Teman seperjuangan selama KKN dan keluarga di lokasi KKN, Desa Ringgit, **Farida, Herlina, Sofa, Ivan, Ria, Wisnu, Pramana.**

Teman seperjuangan yang membantu saya selama kuliah, **Bagus, Bambang, Deny, Alfian, dan semua angkatan 2016 yang tidak bisa saya sebutkan satu persatu.**

Sahabat-sahabatku lainnya di kampus IATMI SM UII “Sukses selalu kawan buat kita semua.”

- Dzikri Azwaruddin -

## DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL .....	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL .....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING.....	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iv
KATA PENGANTAR .....	v
LEMBAR PERSEMBAHAN .....	vii
DAFTAR ISI .....	ix
DAFTAR TABEL.....	xiv
DAFTAR GAMBAR.....	xviii
ABSTRAK.....	1
BAB I PENDAHULUAN.....	3
1.1 Latar Belakang .....	3
1.2 Kapasitas .....	4
1.3 Tinjauan Proses .....	8
1.3.1 Transesterifikasi dan Esterifikasi.....	8
1.3.2 Pirolisis .....	10
1.3.3 Mikroemulsi.....	11
1.3.4 Pemanasan dengan Microwave.....	11
1.3.5 Bantuan Katalis Biologis .....	12
1.3.6 Ultrasonik.....	13

1.3.7	Pemilihan Proses.....	14
<b>BAB II PERANCANGAN PRODUK.....</b>		<b>17</b>
2.1	Spesifikasi Produk.....	17
2.2	Spesifikasi Bahan Baku .....	20
2.2.1	Bahan Baku.....	20
2.2.2	Bahan Pendukung .....	22
2.3	Pengendalian Kualitas.....	24
2.3.1	Pengendalian Kualitas Bahan Baku.....	24
2.3.2	Pengendalian Kualitas Proses.....	25
2.3.3	Pengendalian Kualitas Produk.....	28
<b>BAB III PERANCANGAN PROSES.....</b>		<b>29</b>
3.1	Uraian Proses .....	29
3.2	Spesifikasi Alat .....	32
3.2.1	Tangki .....	32
3.2.2	Filter.....	35
3.2.3	Mixer.....	36
3.2.4	Reaktor.....	37
3.2.5	Wash Tank .....	39
3.2.6	Decanter .....	40
3.2.7	Evaporator.....	42
3.2.8	Condenser .....	43
3.2.9	Pompa .....	44

BAB IV PERANCANGAN PABRIK .....	51
4.1 Lokasi Pabrik .....	51
4.1.1 Ketersediaan Bahan Baku.....	51
4.1.2 Pemasaran Produk.....	52
4.1.3 Infrastruktur .....	52
4.1.4 Utilitas.....	52
4.1.5 Tenaga Kerja.....	53
4.1.6 Keadaan Iklim.....	53
4.1.7 Peraturan Pemerintah .....	53
4.1.8 Harga Tanah dan Bangunan.....	54
4.2 Tata Letak Pabrik .....	54
4.3 Tata Letak Alat Proses .....	58
4.4 Diagram Alir Proses dan Material.....	62
4.4.1 Diagram Alir Kualitatif.....	62
4.4.2 Diagram Alir Kuantitatif.....	63
4.4.3 Neraca Massa .....	64
4.4.2 Neraca Panas .....	69
4.4.3 Perawatan ( <i>Maintenance</i> ) .....	75
4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas).....	77
4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air ( <i>Water Supply Section</i> ) .....	78
4.5.2 Unit Penyediaan Steam .....	90
4.5.3 Unit Penyediaan Bahan Bakar .....	90

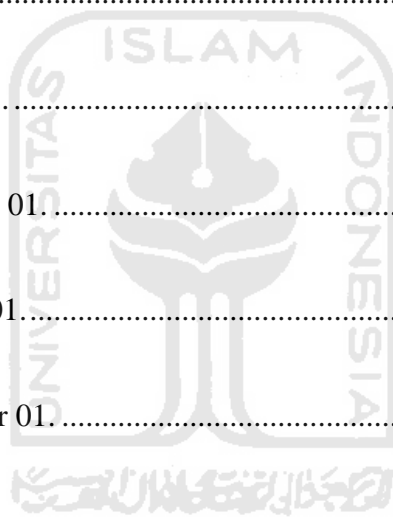


4.5.4	Unit Penyediaan Listrik .....	90
4.5.5	Unit Penyediaan Udara Tekan .....	93
4.5.6	Unit Pengolahan Limbah .....	93
4.6	Organisasi Perusahaan .....	94
4.6.1	Bentuk Perusahaan.....	94
4.6.2	Struktur Organisasi .....	95
4.6.3	Tugas dan Wewenang.....	98
4.6.4	Catatan .....	104
4.7	Evaluasi Ekonomi .....	108
4.7.1	Pernaksiran Harga Peralatan.....	110
4.7.2	Dasar Perhitungan.....	112
4.7.3	Perhitungan Biaya.....	113
4.7.4	Analisa Kelayakan .....	114
4.7.5	Hasil Perhitungan.....	117
BAB IV PENUTUP .....		127
5.1	Kesimpulan .....	127
5.2	Saran.....	128
DAFTAR PUSTAKA.....		129
LAMPIRAN A.....		133
LAMPIRAN B .....		134
LAMPIRAN C .....		166

## DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Kapasitas pabrik kelapa sawit.....	5
Tabel 1. 2 Data supply and demand.....	6
Tabel 1. 3 Perbandingan kondisi operasi.....	14
Tabel 2. 1 Standar biodiesel EN 14214.....	17
Tabel 2. 2 Standar biodiesel SNI 7182:2012.....	18
Tabel 2. 3 Parameter biodiesel standar SNI 04-7182-2006.....	19
Tabel 2. 4 Sifat fisis biodiesel.....	20
Tabel 2. 5 Kandungan limbah POME.....	21
Tabel 2. 6 Baku mutu air limbah untuk industri kelapa sawit.....	21
Tabel 2. 7 Sifat fisis metanol.....	22
Tabel 2. 8 Sifat fisis asam sulfat.....	23
Tabel 2. 9 Sifat fisis natrium hidroksida.....	24
Tabel 3. 1 Spesifikasi alat tangki.....	32
Tabel 3. 2 Spesifikasi alat filter.....	35
Tabel 3. 3 Spesifikasi alat mixer.....	36
Tabel 3. 4 Spesifikasi alat reaktor.....	37
Tabel 3. 5 Spesifikasi alat wash tank.....	39

Tabel 3. 6 Spesifikasi alat decanter.....	40
Tabel 3. 7 Spesifikasi alat evaporator. ....	42
Tabel 3. 8 Spesifikasi alat condenser.....	43
Tabel 3. 9 Spesifikasi alat pompa .....	44
Tabel 4. 1 Keterangan tata letak pabrik. ....	57
Tabel 4. 2 Neraca massa filter 01.....	64
Tabel 4. 3 Neraca massa mixer 01.....	64
Tabel 4. 4 Neraca massa reaktor 01.....	65
Tabel 4. 5 Neraca massa wash tank 01.....	65
Tabel 4. 6 Neraca massa decanter 01.....	66
Tabel 4. 7 Neraca massa evaporator 01.....	66
Tabel 4. 8 Neraca massa mixer 02.....	67
Tabel 4. 9 Neraca massa reaktor 02.....	67
Tabel 4. 10 Neraca massa wash tank 02. ....	68
Tabel 4. 11 Neraca massa decanter 02.....	69
Tabel 4. 12 Neraca panas filter 01. ....	69
Tabel 4. 13 Neraca panas mixer 01.....	70
Tabel 4. 14 Neraca panas reaktor 01.....	70



Tabel 4. 15 Neraca panas wash tank 01.....	71
Tabel 4. 16 Neraca panas decanter 01. ....	72
Tabel 4. 17 Neraca panas evaporator 01.....	72
Tabel 4. 18 Neraca panas mixer 02.....	73
Tabel 4. 19 Neraca panas reaktor 02.....	73
Tabel 4. 20 Neraca panas wash tank 02.....	74
Tabel 4. 21 Neraca panas decanter 02. ....	75
Tabel 4. 22 Kebutuhan air proses. ....	88
Tabel 4. 23 Kebutuhan air pendingin.....	88
Tabel 4. 24 Kebutuhan air steam. ....	89
Tabel 4. 25 Kebutuhan air domestik.....	89
Tabel 4. 26 Kebutuhan listrik alat proses.....	91
Tabel 4. 27 Kebutuhan listrik alat utilitas.....	92
Tabel 4. 28 Sistem gaji karyawan. ....	104
Tabel 4. 29 Pembagian jam kerja karyawan. ....	108
Tabel 4. 30 Data indeks dan tahun ke .....	110
Tabel 4. 31 Physical plant cost. ....	117
Tabel 4. 32 Direct plant cost.....	118

Tabel 4. 33 Fixed capital investment. ....	118
Tabel 4. 34 Working capital investment. ....	119
Tabel 4. 35 Direct manufacturing cost.....	119
Tabel 4. 36 Indirect manufacturing cost. ....	120
Tabel 4. 37 Fixed manufacturing cost.....	120
Tabel 4. 38 General expense.....	121
Tabel 4. 39 Fixed cost.....	123
Tabel 4. 40 Regulated cost.....	123
Tabel 4. 41 Variable cost .....	124



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Data produksi biodiesel dalam negeri.....	6
Gambar 1. 2 Data konsumsi biodiesel dalam negeri .....	7
Gambar 1. 3 Data ekspor biodiesel .....	7
Gambar 1. 4 Reaksi transesterifikasi .....	9
Gambar 1. 5 Reaksi esterifikasi .....	10
Gambar 1. 6 Mekanisme log and key .....	13
Gambar 4. 1 Lokasi pendirian pabrik.....	54
Gambar 4. 2 Tata letak pabrik skala 1:10000 .....	57
Gambar 4. 3 Tata letak alat proses skala 1:100.....	61
Gambar 4. 4 Diagram alir kualitatif .....	62
Gambar 4. 5 Diagram alir kuantitatif .....	63
Gambar 4. 6 Diagram alir pengolahan air.....	87
Gambar 4. 7 Struktur organisasi perusahaan .....	97

## ABSTRAK

Biodiesel atau metil 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 *palm oil mill effluent* (POME) yang diolah sedemikian rupa hingga menghasilkan biodiesel dengan kadar 92,94% dan produk samping berupa gliserol dengan kemurnian 1,5%. Pabrik ini dibangun untuk menghasilkan biodiesel sebanyak 20.000 ton/tahun. Bahan baku ini terdiri dari 13.048,787 kg/jam POME. Utilitas yang diperlukan terdiri dari 2.250.519,031kg/jam kebutuhan air pabrik, 104,4 kW listrik, bahan bakar boiler sebanyak 262 kg/jam, dan 525 kg/jam untuk kebutuhan generator. Lokasi akan didirikannya pabrik yaitu Kembangan, Kembangarum, Sutojayan, Blitar, Jawa Timur-Indonesia. Pabrik ini direncanakan menjadi sebuah perusahaan dalam bentuk manajemen Perseroan Terbatas (PT) dengan 210 karyawan. Luar tanah keseluruhan 24.950 m<sup>2</sup>. Berdasarkan hasil analisa terhadap aspek ekonomi, keuntungan yang didapat sebesar Rp 159.390.068.529 sebelum pajak dan Rp 76.507.232.894 setelah pajak. Persentase *Return On Investment* (ROI) yaitu 29% sebelum pajak dan 14% setelah pajak. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak sebesar 3 tahun dan 5 tahun setelah pajak. Nilai *Break Even Point* (BEP) yaitu 44,01% dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 22,97% dengan *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) yaitu 19,84%. Berdasarkan analisa ekonomi tersebut, pra rancangan pabrik biodiesel dengan kapasitas 20.000 ton/tahun ini layak didirikan.

Kata kunci: Biodiesel, *Palm Oil Mill Effluent*, Esterifikasi, Transesterifikasi.





## ABSTRACT

*Biodiesel or methyl ester ( $R\text{-COOCH}_3$ ) is one of alternative fuels that used for diesel machine, that made from vegetable oil or animal fat. There is some biodiesel's factory that already built in Indonesia. Biodiesel for this factory got from palm oil mill effluent (POME) that processed in such a way until produce biodiesel with level 92,94% with a byproduct of glycerol with a purity of 1,5%. This factory was built to made 20.000 ton/year of biodiesel. The raw material is 13.048,787 kg/hour of POME. Utility required consist of 2.250.519,031kg/hour of water supply, 104,4 kW of electricity, fuels for boiler 262 kg/hour, and 525 kg/hour fuels for generator. This factory will be built in Kembangan, Kembangarum, Sutojayan, Blitar, Jawa Timur-Indonesia. The plant is planned by the company in the form of limited management (PT) with 210 employees. Total of land area is 24.950 m<sup>2</sup>. Based on the results of analysis in economic, pre-tax profit is Rp 159.390.068.529 and Rp 76.507.232.894 after tax. Percentage of Return On Investment (ROI) is 29% before tax and 14% after tax. Pay Out Time (POT) before tax is 3 years and 5 years after tax. Break Even Point (BEP) is 44,01% and Shut Down Point (SDP) is 22,97% with Discounted Cash Flow Rate (DCFR) 19,84%. Based on that economic analysis, the pre-designed biodiesel with 20.000 ton/year of capacity is worth to build.*

*Key words: Biodiesel, Palm Oil Mill Effluent, Esterification, 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 sector tersebut. Selain menggantikan solar peluang biodiesel juga disebabkan oleh kondisi alam Indonesia seperti keberanekaragaman tanaman. Salah satu sumber bahan bakunya yaitu POME (Palm Oil Mill Effluent).

POME merupakan limbah cair kelapa sawit yang berasal dari kondensat, stasiun klarifikasi, dan hydrocyclon yang tidak bersifat *toxic* (tidak beracun), namun memiliki daya pencemaran yang tinggi karena kandungan organiknya dengan nilai BOD berkisar

18.000 – 48.000 mg/L dan nilai COD berkisar 45.000 – 65.000 mg/L (Chin, 1996). Pabrik kelapa sawit merupakan komoditas utama dalam bidang industri makanan, energi, dan bahan baku. Berdasarkan Keputusan Menteri Perindustrian Nomor 620 Tahun 2012 tentang objek vital nasional dibidang industri, kelapa sawit menjadi salah satu dari 12 objek vital nasional. Produksi minyak sawit mentah (Crude Palm Oil (CPO)) di Indonesia mencapai 35,5 juta ton pertahun (Ditjen Pertanian, 2017). Jumlah yang sangat besar tersebut diikuti dengan banyaknya limbah POME yang dihasilkan.

Secara umum, untuk memproduksi 1 ton CPO, dibutuhkan sekitar 5 – 7 ton air, dimana 50% dari proses tersebut akan menghasilkan POME (Najafpour, 2005). Secara fisik, POME terlihat kental dan berwarna sedikit kecoklatan. POME terdiri dari 73,5% air, 2,4% kotoran, 16,1% trigliserida dan 8% FFA.

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

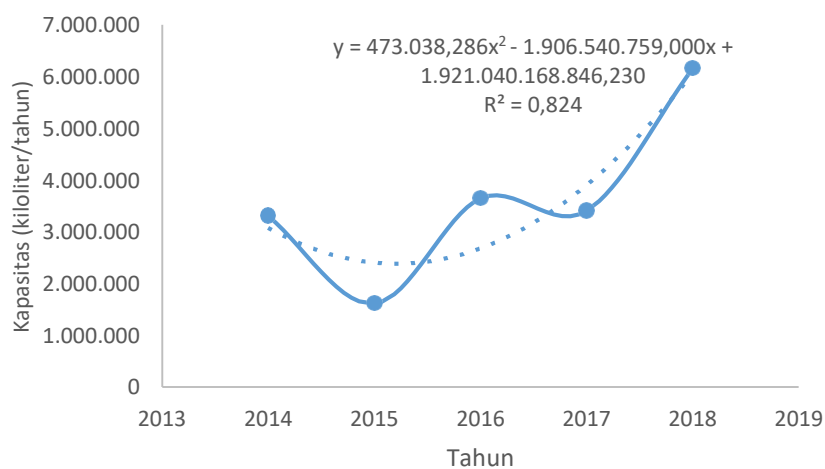
Kapasitas produksi yang dihasilkan dari seluruh pabrik kelapa sawit di Indonesia yaitu 34.280 ton tandan buah segar/jam (Ditjen Perkebunan, Kementerian Pertanian, 2014). Menurut BPBD (2018), dari satu ton tandan buah segar kelapa sawit yang diolah, akan dihasilkan POME sebanyak 583 kg. Maka berdasarkan data produksi pada tahun 2014, POME yang dihasilkan sebanyak 19.985.240 kg/jam.

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.

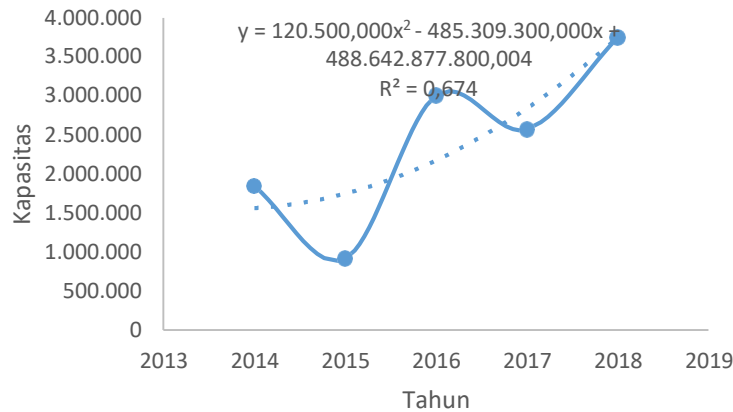
Proyeksi untuk kapasitas pabrik menggunakan metode *supply and demand*, dimana *supply* terdiri dari impor dan produksi dalam negeri. Sedangkan *demand* terdiri dari ekspor dan konsumsi dalam negeri. Menurut GAPKI (Gabungan Pengusaha Kelapa Sawit Indonesia) (2017), data kapasitas biodiesel pada tahun 2014 dan 2015, serta data kapasitas biodiesel pada tahun 2016 – 2018 menurut Direktorat Jendral Energi Baru Terbarukan dan Konservasi Energi (2019) disebutkan dalam Tabel 1.2.

Tabel 1. 2 Data supply and demand.

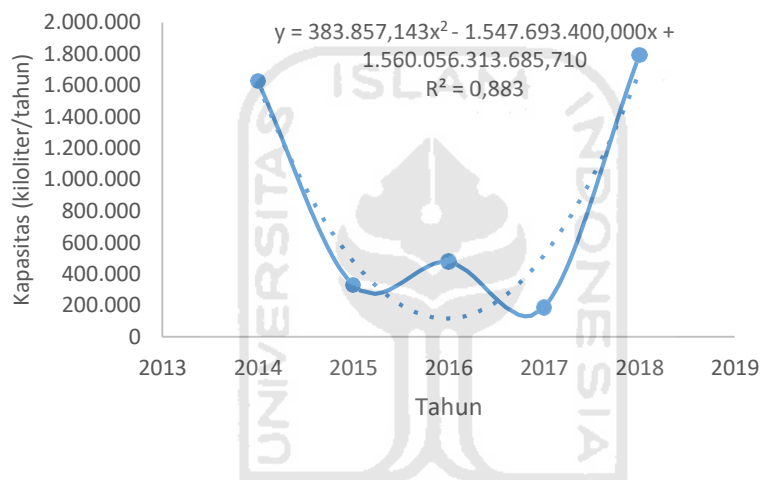
Tahun	Produksi Dalam Negeri (kiloliter)	Konsumsi Dalam Negeri (kiloliter)	Ekspor (kiloliter)
2014	3.318.000	1.845.000	1.629.000
2015	1.620.000	915.000	329.000
2016	3.656.361	3.008.000	477.000
2017	3.416.416	2.572.000	187.000
2018	6.167.837	3.750.000	1.793.000
Rata-rata	3.635.723	2.418.000	883.000



Gambar 1. 1 Data produksi biodiesel dalam negeri



Gambar 1. 2 Data konsumsi biodiesel dalam negeri



Gambar 1. 3 Data ekspor biodiesel

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, digunakan metode yang sama yaitu dengan pendekatan polinomial:

$$y = ax^2 + bx + c$$

Dimana,

y : Kebutuhan impor/ekspor/produksi/konsumsi biodiesel

a : intercept

b : slope

c : error

x : Tahun ke 2025

Pada tahun 2025, diperoleh nilai ekspor sebesar 31.375.700 kiloliter, produksi 47.753.400 kiloliter, dan konsumsi 16.857.800 kiloliter. Jika ditinjau dari kapasitas dan kebutuhan dalam negeri yang cukup tinggi, maka peluang untuk mendirikan industri biodiesel cukup menjanjikan. Oleh karena itu, didapatkan kapasitas 19.204 kiloliter/tahun atau 20.000 ton/tahun dan akan didirikan pada tahun 2025. Kapasitas tersebut besarnya 4% dari kebutuhan total.

### **1.3 Tinjauan Proses**

Bahan baku biodiesel, baik minyak nabati maupun lemak hewani, secara umum memiliki viskositas dan densitas yang tinggi. Biodiesel yang dihasilkan memiliki karakteristik seperti solar, dimana dalam proses pembuatannya melalui reaksi metanolisis maupun etanolisis. Beberapa macam proses pembuatan biodiesel yaitu:

#### **1.3.1 Transesterifikasi dan Esterifikasi**

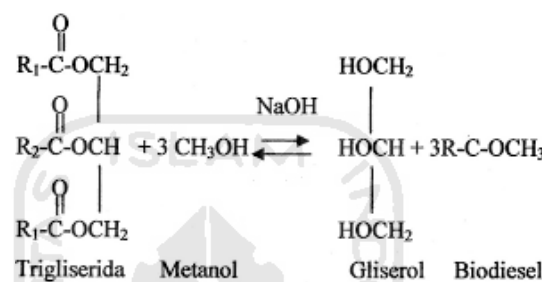
##### **1.3.1.1 Dengan Katalis**

Transesterifikasi merupakan proses transformasi kimia dari molekul trigliserida yang besar dan bercabang dari minyak nabati dan lemak menjadi molekul yang lebih kecil, rantai lurus, dan menyerupai molekul bahan bakar diesel (Knothe, 2005). Katalis yang biasa digunakan dalam proses



transesterifikasi yaitu basa/alkali dengan jenis senyawa natrium hidroksida (NaOH) atau kalium hidroksida (KOH) (Joelianingsih, 2003).

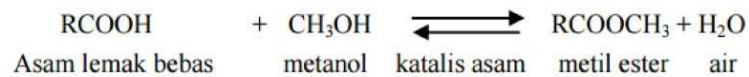
Laju reaksi transesterifikasi dipengaruhi oleh suhu reaksi dimana suhu yang digunakan mendekati titik didih metanol (60 – 70°C) pada tekanan atmosfer. Apabila suhu dinaikkan, maka akan lebih banyak metanol yang hilang (menguap) (Ramadhas, 2005). Reaksi yang terjadi pada proses transesterifikasi ditunjukkan oleh gambar 1.4.



Gambar 1. 4 Reaksi transesterifikasi

Proses transesterifikasi untuk memproduksi biodiesel merupakan reaksi antara trigliserida dan alkohol agar menjadi ester yang lebih sederhana. Gugus metil atau etil dari alkohol menggantikan gugus gliserida dan mengubahnya menjadi gliserol sebagai hasil sampingnya.

Sedangkan reaksi esterifikasi merupakan reaksi antara alkohol dan minyak nabati dengan bantuan katalis asam, seperti asam sulfat dan asam klorida, untuk menghasilkan metil ester dan air. Reaksi esterifikasi digunakan untuk minyak nabati atau lemak hewani yang memiliki kandungan asam lemak bebas yang tinggi, dimana dapat menyebabkan reaksi penyabunan pada proses transesterifikasi dalam produksi biodiesel. Reaksi esterifikasi ditunjukkan oleh gambar 1.5.



Gambar 1. 5 Reaksi esterifikasi

Pada metode transesterifikasi dan esterifikasi, proses yang dilakukan lebih ekonomis serta menggunakan suhu dan tekanan yang rendah. Oleh karena itu, metode transesterifikasi dan esterifikasi lebih aman dan cocok untuk digunakan sebagai metode pembuatan biodiesel.

### 1.3.1.2 Tanpa Katalis

Metode pembuatan biodiesel tanpa katalis dilakukan dengan menggunakan proses transesterifikasi dengan suhu 350 °C dan tekanan 43 MPa. Proses tersebut disebut juga proses transesterifikasi dengan kondisi superkritik metanol. Proses superkritik metanol tidak dipengaruhi oleh kondisi bahan, karena asam lemak bebas yang terkandung dalam bahan akan teresterifikasi menjadi metil ester.

Keberadaan air tidak mempengaruhi rendemen metil ester yang terbentuk. Pada metode tanpa katalis tidak menghasilkan sabun sehingga mengurangi biaya pengolahan limbah. Namun metode tanpa katalis memerlukan *safety treatment* karena melibatkan suhu dan tekanan yang tinggi (Wahyudin, 2018).

### 1.3.2 Pirolisis

Pirolisis merupakan proses dekomposisi termal dari minyak nabati menggunakan atau tidak menggunakan katalis untuk memutus rantai hidrokarbon. Pemutusan rantai dengan katalis dilakukan secara katalitik menggunakan  $\text{SiO}_3$  atau

$\text{Al}_2\text{O}_3$  pada temperatur 450 °C. Pirolisis dilakukan untuk menurunkan viskositas dari minyak (Ma, 1999).

Pemutusan rantai katalitik mempengaruhi temperatur selektivitas produk. Semakin tinggi temperatur, maka fraksi ringan yang dihasilkan akan semakin banyak. Produk biodiesel dari metode pirolisis menyerupai struktur bahan bakar diesel pada minyak bumi. Namun pada metode pirolisis, dalam tahap prosesnya tidak boleh terdapat oksigen, sehingga bahan bakar yang dihasilkan tidak teroksidasi. Alat yang digunakan untuk metode pirolisis pun relatif mahal. Selain itu, suhu yang digunakan dalam prosesnya terlalu tinggi.

### 1.3.3 Mikroemulsi

Mikroemulsi merupakan dispersi kesetimbangan koloid cairan optikisotropik dengan ukuran 1 – 150 nanometer yang terbentuk secara spontan. Mikroemulsi digunakan untuk menurunkan angka viskositas minyak nabati yang terlalu tinggi. Pelarut yang digunakan dalam metode mikroemulsi yaitu metanol, etanol, dan 1-butanol. Produk biodiesel yang dihasilkan memiliki *cetane number* yang rendah dengan kandungan energi yang rendah. *Cetane number* yang rendah menyebabkan tidak bisa mencegah terjadinya *knocking*.

### 1.3.4 Pemanasan dengan Microwave

Pemanasan dengan *microwave* merupakan metode pembuatan biodiesel dengan menggunakan bantuan gelombang mikro untuk mengatasi permasalahan pembuatan biodiesel secara konvensional, dimana pemanasan secara konvensional bergantung pada konduktivitas bahan, panas spesifik, dan densitas bahan. Selain itu, pada pemanasan konvensional tidak merata meskipun dengan pengadukan, serta boros energi karena membutuhkan waktu reaksi berjam-jam. Pada pemanasan

dengan *microwave*, menggunakan medan elektromagnetik dimana muncul tubrukan antar molekul yang menimbulkan panas reaksi sehingga pemanasan berlangsung dengan cepat (Buchori, 2015).

Metode pemanasan dengan *microwave* menghasilkan biodiesel dalam waktu yang sangat singkat dengan persentase *yield* yang tinggi. Produk samping yang dihasilkan juga hanya sedikit. Namun pembuatan biodiesel dengan metode pemanasan dengan *microwave* sulit dikembangkan dalam industri karena keamanannya yang belum terjamin, serta *maintenance* pada reaktor di dalam *microwave*.

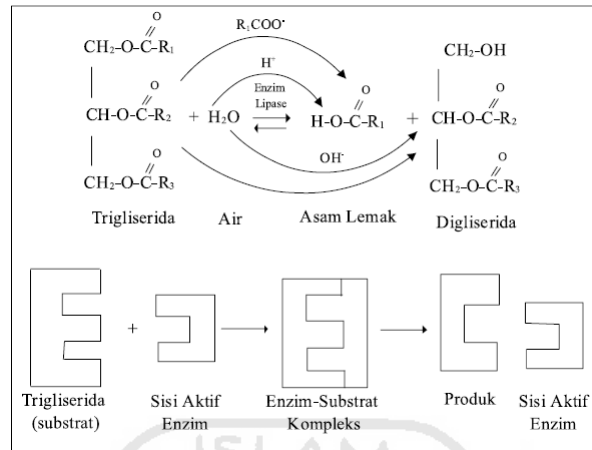
### 1.3.5 Bantuan Katalis Biologis

Pengembangan katalis biologis dalam proses pembuatan biodiesel dilakukan untuk mengurangi energi proses dan menghilangkan senyawa pengotor yang ikut dalam biodiesel kasar, seperti gliserol, air, katalis alkalis, dan sabun dari proses transesterifikasi. Beberapa katalis biologis yang sedang dikembangkan diantaranya *Candida antarctica B*, *Rizhomucor meihei*, dan *Pseudomonas cepacia*.

Penggunaan katalis biologis dalam proses pembuatan biodiesel akan menambah biaya produksi karena harganya yang mahal (Susanty, 2013). Katalis yang digunakan dalam pembuatan biodiesel yaitu enzim lipase, dimana menggunakan prinsip *Log and Key*.

Penggunaan enzim terjadi dalam reaktor dimana sisi aktif enzim menempel dengan substratnya, berupa trigliserida dengan media air. Setelah menempel, akan terbentuk enzim substrat-kompleks, kemudian ikatan akan terlepas dan membentuk produk berupa digliserida dan asam lemak. Pembentukan produk diikuti dengan sisi aktif enzim dan substrat yang terlepas karena tidak lagi sama dengan sisi sebelum

bereaksi. Hal tersebut berulang sampai tiga rantai asam lemak pada trigliserida berubah menjadi gliserol dengan melepaskan tiga asam lemak. Mekanisme *log and key* dari sisi aktif enzim dan substrat ditunjukkan oleh gambar 1.6.



Gambar 1. 6 Mekanisme *log and key*

### 1.3.6 Ultrasonik

Ultrasonik merupakan metode pembuatan biodiesel dengan bantuan gelombang suara dimana frekuensi yang diperlukan antara 20 – 100 MHz, yang dapat memberikan energi mekanik dan aktivasi pada proses reaksi dalam reaktor. Waktu yang dibutuhkan untuk pembuatan biodiesel dengan metode ultrasonik lebih singkat dibanding metode konvensional dan perbandingan molar bahan baku dengan metanol. Namun keberadaan katalis menyebabkan reaksi penyabunan dan tertinggal dalam biodiesel serta gliserol, sehingga membutuhkan proses pemurnian. Selain itu, gelombang suara yang digunakan jauh di atas batas frekuensi yang dapat didengar oleh manusia, yaitu 16 – 18 kHz (Buchori, 2015).

### 1.3.7 Pemilihan Proses

Berdasarkan beberapa jurnal, perbandingan kondisi operasi dapat dilihat pada

Tabel 1.3.

*Tabel 1. 3 Perbandingan kondisi operasi.*

Kondisi	1	2	3	4
Jenis proses	Transesterifikasi	Esterifikasi	Esterifikasi dan Ultrasonik	Esterifikasi dan Transesterifikasi
Suhu	30 °C	60 °C		60 °C
Waktu	24 jam	1 jam	6 jam (Esterifikasi) 40 menit (Ultrasonik)	2 jam (Esterifikasi) 2 jam (Transesterifikasi)
Kecepatan Pengadukan	500 rpm	600 rpm		
Katalis	TLL	HCS	BF <sub>3</sub> (Esterifikasi) H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (Ultrasonik)	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (Esterifikasi) NaOH (Transesterifikasi)
Rasio POME dan Metanol	1 : 4	1 : 15		1 : 3 (Esterifikasi) 1 : 5 (Transesterifikasi)
FFA POME	68,53 %	34,85 %	26,8 %	19,62 %

Konversi	81,87 %	47,72 %	44,15 % (Esterifikasi) 62,7 % (Ultrasonik)	93,46 %
Sumber	Budiyanto, 2012	Furqan, 2017	Rachmadona, 2017	Haryanto, 2019
Kondisi	5	6	7	8
Jenis proses	Pirolisis	Mikroemulsi	Katalis Biologis	Ultrasonik
Suhu	450 °C	30 °C	70 °C	40-70°C
Waktu	30 menit		2 jam	1 jam
Kecepatan Pengadukan			600 rpm	684 rpm
Katalis	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Tween 80, oleique plurol, labrasol	CaO	Na <sub>2</sub> O
Rasio POME dan Metanol				
FFA POME				



Konversi			87,41 %	89,53%
Sumber	Rofiki, 2018	Rofiki, 2018	FD Putri, 2015	QH Maisrah, 2019

Berdasarkan beberapa perbandingan macam-macam proses dan kondisi operasi tersebut, maka dipilih kondisi 4 karena memiliki suhu yang lebih rendah dan tekanan rendah sehingga lebih aman. Selain itu konversi yang digunakan juga lebih tinggi. Melalui reaksi esterifikasi terlebih dahulu karena kadar FFA dalam POME 19,62%, maka dari itu perlu diturunkan melalui reaksi esterifikasi.



## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1 Spesifikasi Produk

Biodiesel merupakan campuran metil ester dengan asam lemak rantai panjang yang dihasilkan dari minyak nabati dan lemak hewani, yang bersifat terbarukan dan dapat diproduksi dalam skala besar, serta ramah lingkungan (Wenten, 2010). Biodiesel merupakan bahan bakar yang berwarna kuning cerah hingga kuning kecoklatan dengan viskositas yang tidak jauh beda dengan minyak solar namun memiliki energi 10% lebih rendah dengan efisiensi bahan bakar yang sama dengan solar.

Secara umum, rantai hidrokarbon pada biodiesel terdiri dari 16 – 20 atom karbon dengan rantai yang sederhana dan berbentuk lurus dengan dua buah atom oksigen pada setiap cabangnya (mono alkil ester). Sifat kimia yang terkandung dalam biodiesel menyebabkan biodiesel dapat terbakar dengan sempurna dan meningkatkan pembakaran pada campurannya dengan minyak bumi. Biodiesel tidak mengandung nitrogen maupun senyawa aromatik dan hanya mengandung kurang dari 155 ppm sulfur. Spesifikasi untuk biodiesel berdasarkan *European Standard* (EN 14214) dapat dilihat pada Tabel 2.1 (Europe, 2006).

Tabel 2. 1 Standar biodiesel EN 14214.

Parameter	EN 14214 Standard
Total acid number (mg KOH/g)	Max 0,5
Free glycerol content (%-w)	Max 0,02
Mono glyceride (%-w)	Max 0,8

Diglyceride (%-w)	Max 0,2
Triglyceride (%-w)	Max 0,2
Total glycerol content (%-w)	Max 0,25
Water content (ppm)	Max 500
Ester content (%-w)	Min 95,5
Oxidation stability (hour)	Min 6
Phosphor content (ppm)	Max 4

Sedangkan untuk standar biodiesel SNI 7182:2012 menurut SK Kementrian Energi dan Sumber Daya Mineral (2013) ditunjukkan pada Tabel 2.2.

*Tabel 2. 2 Standar biodiesel SNI 7182:2012.*

No	Parameter	Satuan	Nilai
1	Massa jenis pada 40 °C	kg/m <sup>3</sup>	850 – 890
2	Viskositas kinematic pada 40 °C	mm <sup>2</sup> /s (cSt)	2,3 – 6,0
3	Angka setana	-	Min 51
4	Titik nyala (mangkok tertutup)	°C	Min 100
5	Titik kabut	°C	Max 18
6	Korosi lempeng tembaga (3 jam pada 50 °C)	-	Max no 1
7	Residu karbon	% massa	
	- Dalam contoh asli	-	Max 0,05
	- Dalam 10% ampas distilasi	-	Max 0,30
8	Air dan sedimen	% vol	Max 0,05
9	Temperature distilasi 90%	°C	Max 360

10	Abu tersulfatkan	% massa	Max 0,02
11	Belerang	mg/kg	Max 100
12	Fosfor	mg/kg	Max 10
13	Angka asam	mg KOH/g	Max 0,6
14	Gliserol bebas	% massa	Max 0,02
15	Gliserol total	% massa	Max 0,24
16	Kadar estel alkil	% massa	Min 96,5
17	Angka iodium	% massa (g I <sub>2</sub> /100 g)	Max 115
18	Kestabilan oksidasi periode induksi metode rancimat	Menit	360
19	Kestabilan oksidasi periode induksi metode perto oksidasi	Menit	27

Standar SNI lain untuk biodiesel ditunjukkan pada Tabel 2.3 tentang parameter biodiesel standar SNI 04-7182-2006 (Gusman, 2011).

*Tabel 2. 3 Parameter biodiesel standar SNI 04-7182-2006.*

No	Parameter	Satuan	Nilai
1	Indeks bias	-	1,3 – 1,45
2	Nilai kalor	kcal/kg	Max 9938,76

Sedangkan untuk sifat fisis dari biodiesel menurut Internasional Biodiesel (2001) ditunjukkan oleh Tabel 2.4.

Tabel 2. 4 Sifat fisis biodiesel.

Sifat Fisis	Keterangan
Komposisi	Ester alkil
Densitas (g/ml)	0,8624
Viskositas (cSt)	5,55
Titik kilat (°C)	172
Angka setana	62,4
Energi yang dihasilkan (MJ/kg)	40,1

## 2.2 Spesifikasi Bahan Baku

### 2.2.1 Bahan Baku

Produk samping dari proses pembuatan Crude Palm Oil (CPO), yang berupa limbah cair atau lebih dikenal dengan Palm Oil Mill Effluent (POME). POME merupakan campuran dari air, serpihan kulit sawit, serta residu lemak yang masih memiliki nilai ekonomi dan energi yang tinggi apabila dapat dimanfaatkan dengan maksimal. Dalam proses produksi tersebut, dibutuhkan air dengan jumlah yang sangat besar. Selama proses ekstraksi, 50% dari air yang digunakan akan menjadi POME. Pome yang dihasilkan dari PT. Sawit Arum Madani berkisar 118.800 ton/tahun. Kapasitas pabrik yang kami dirikan yaitu 20.000 ton/tahun. Kandungan limbah POME dapat dilihat pada Tabel 2.5 (Ahmad, 2003)

*Tabel 2. 5 Kandungan limbah POME.*

Komponen	Komposisi
Air	70%
kotoran	2,4%
FFA dan Trigliserida	8 – 16,1%

Beberapa karakteristik dari POME yaitu pH antara 3,3 hingga 4,6, kental, berwarna kecoklatan, serta memiliki kandungan padatan, minyak, lemak, COD dan BOD yang tinggi. Baku mutu air limbah untuk industri kelapa sawit menurut Peraturan Menteri Lingkungan Hidup Nomor 5 Tahun 2014, dapat dilihat pada Tabel 2.6.

*Tabel 2. 6 Baku mutu air limbah untuk industri kelapa sawit.*

Parameter	Beban Paling Tinggi (mg/L)
COD	350
BOD	100
TSS	250

Menurut Departemen Pertanian (1998), limbah cair kelapa sawit dihasilkan melalui 3 tahapan proses, yaitu:

1. Sterilisasi (Pengkukusan)

Sterilisasi dilakukan untuk merontokkan buah dari tandannya, mengurangi kadar air, dan menginaktivasi enzim lipase serta oksidasi.

## 2. Ekstraksi minyak

Proses ekstraksi minyak dilakukan untuk memisahkan minyak daging buah dari bagian lainnya.

## 3. Pemurnian (Klarifikasi)

4. Pemurnian dilakukan untuk membersihkan minyak dari kotoran lain.

### 2.2.2 Bahan Pendukung

Selain POME, dalam proses pembuatan biodiesel dibutuhkan bahan-bahan pendukung seperti alkohol (metanol), asam sulfat, dan natrium hidroksida.

#### 2.1.2.1 Metanol

Metanol (metil alkohol) merupakan senyawa kimia alkohol dalam bentuk yang paling sederhana. Pada kondisi atmosfer, metanol berbentuk cairan yang ringan, mudah menguap, tidak berwarna, mudah terbakar, beracun, dan memiliki bau yang khas. Sedangkan untuk sifat fisis dari metanol dapat dilihat pada Tabel 2.7.

*Tabel 2. 7 Sifat fisis metanol.*

Sifat Fisis	Keterangan
Rumus molekul	CH <sub>3</sub> OH
Berat molekul (g/mol)	32,04
Densitas (g/cm <sup>3</sup> )	0,7918
Titik leleh (°C)	- 97
Titik didih (°C)	64,7
Titik nyala (°C)	11

Kelarutan dalam air	Fully miscible
Keasaman (pKa)	~ 15,5
Viskositas pada 20 °C (mPa)	0,59
Momen dipol	1,69

Sumber: labchem.com

### 2.1.2.2 Asam Sulfat

Asam sulfat merupakan asam mineral anorganik yang dapat larut dalam air pada semua perbandingan. Asam sulfat terbentuk melalui oksidasi mineral sulfida (besi sulfida) secara alami. Asam sulfat cenderung tidak berwarna hingga berwarna agak kekuningan. Sifat fisis dari asam sulfat dapat dilihat pada Tabel 2.8.

Tabel 2. 8 Sifat fisis asam sulfat.

Sifat Fisis	Keterangan
Rumus molekul	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Berat molekul (g/mol)	98,079
Densitas (gm/cm <sup>3</sup> )	1,84
Titik leleh (°C)	10
Titik didih (°C)	337
Kelarutan dalam air	Fully miscible dengan melepaskan panas
Tekanan uap (mmHg)	1

Sumber: labchem.com



### 2.1.2.3 Natrium Hidroksida

Natrium hidroksida terbentuk dari oksida basa natrium oksida yang dilarutkan di dalam air. Natrium hidroksida murni berwarna putih dengan bentuk berupa pellet, serpihan, butiran, maupun larutan jenuh 50%. Untuk sifat fisis dari natrium hidroksida dapat dilihat pada Tabel 2.9.

Tabel 2. 9 Sifat fisis natrium hidroksida.

Sifat Fisis	Keterangan
Rumus molekul	NaOH
Berat molekul (g/mol)	39,8871
Densitas (gm/cm <sup>3</sup> )	2,1
Titik lebur (°C)	328
Titik didih (°C)	1390
Kelarutan dalam air	Fully miscible

Sumber: labchem.com

## 2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*quality control*) dari pabrik biodiesel ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses, dan pengendalian kualitas produk.

### 2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku dilakukan untuk mengetahui kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan kebutuhan untuk proses produksi. Maka dari itu, sebelum dilakukan proses produksi, pengujian bahan baku termasuk bahan baku penunjang dilakukan untuk memastikan bahan-bahan baku tersebut

sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan. Pengujian yang dilakukan merupakan pengujian kualitatif dan kuantitatif, dengan metode *sampling*. Pengujian yang dilakukan diantaranya yaitu, kadar POME, densitas, viskositas, serta kemurnian bahan baku.

### 2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas proses merupakan pengendalian yang dilakukan untuk menjaga kelancaran proses. Pengendalian kualitas proses berupa pengawasan bahan selama berlangsungnya proses produksi, termasuk jumlah POME, *pre-treatment*, kontrol suhu, kontrol tekanan, kontrol laju alir, serta kadar metanol, asam sulfat, dan natrium hidroksida yang digunakan.

#### 1. Filter

Proses kontrol pada filter yaitu *level indicator and control* (LIC) yang berfungsi untuk mengendalikan ketinggian cairan (*liquid level*) sesuai dengan nilai *set point*. Ada beberapa jenis filter yaitu plate and frame dan Rotary Drum Vacuum Filter. Plate and frame adalah jenis filter yang tersusun dari pelat-pelat dan bingkai dan bekerja secara batch sedangkan Rotary Drum Vacuum Filter adalah drum yang berputar di dalam bak yang berisi campuran dan filter yang bekerja secara berkelanjutan (kontinyu). Filter yang digunakan adalah RDVF (Rotary Drum Vacuum Filter) karena prosesnya kontinyu dan efisien.

#### 2. Mixer

Proses kontrol pada mixer atau tangki pencampur yaitu *level indicator and control* (LIC) yang berfungsi untuk mengendalikan ketinggian cairan (*liquid level*) dalam tangki pencampur sesuai dengan nilai *set point* nya.

### 3. Reaktor

Proses kontrol pada reaktor meliputi *pressure indicator and control* (PIC) yang berfungsi untuk mengendalikan tekanan pada reaktor sesuai dengan nilai *set point* nya. *Pressure indicator* berupa *differential pressure cell* yang akan mengukur tekanan pada arus keluaran reaktor. Nilai hasil pengukuran akan dibandingkan dengan nilai *set point*, yaitu tekanan yang diinginkan. *Controller* akan memutuskan/mengoreksi *error* dengan mengirimkan sinyal ke elemen pengendali akhir. Berdasarkan sinyal yang diterima *control valve* akan membuka atau menutup *valve* sampai keadaan sesuai dengan *set point* nya.

Terdapat *temperature indicator and controller* (TIC) yang berfungsi untuk mengendalikan temperatur dalam reaktor pada nilai *set point* nya. *Temperature indicator* berupa sensor yang berfungsi untuk mengukur temperatur. Nilai hasil pengukuran akan dibandingkan dengan *set point* yaitu temperatur yang diinginkan. *Controller* akan memutuskan/mengoreksi *error* dengan mengirimkan sinyal ke elemen pengendali akhir. Berdasarkan sinyal ini, *control valve* akan membuka atau menutup *valve* sampai keadaan sesuai dengan nilai *set point* nya.

### 4. Wash tank

Proses kontrol pada wash tank yaitu *level indicator and control* (LIC) yang berfungsi untuk mengendalikan ketinggian cairan (*liquid level*) dalam wash tank sesuai dengan nilai *set point* nya.

### 5. Decanter

Proses kontrol pada decanter yaitu *level indicator and control* (LIC) yang berfungsi untuk mengendalikan ketinggian cairan (*liquid level*) dalam decanter yang akan digunakan ke proses selanjutnya sesuai dengan nilai *set point* nya.

## 6. Evaporator

Proses kontrol yang digunakan pada evaporator yaitu *level indicator and control* (LIC) yang berfungsi untuk mengendalikan ketinggian cairan (*liquid level*) dalam evaporator sesuai dengan nilai *set point* nya.

## 7. Heater

Proses kontrol yang digunakan pada heater yaitu *temperatur indicator and controller* (TIC) yang berfungsi untuk mengendalikan temperatur dalam heater sesuai dengan *set point* nya. *Temperature indicator* berupa termokopel yang berfungsi untuk mengukur temperatur. Nilai hasil pengukuran akan dibandingkan dengan *set point*, yaitu temperatur yang diinginkan. *Controller* akan memutuskan/mengoreksi *error* dengan mengirimkan sinyal ke elemen pengendali akhir. Berdasarkan sinyal ini, *control valve* akan membuka atau menutup *valve* sampai keadaan sesuai dengan nilai *set point* nya.

## 8. Cooler

Proses kontrol yang digunakan pada cooler yaitu *temperatur indicator and controller* (TIC) yang berfungsi untuk mengendalikan temperatur dalam cooler pada nilai *set point* nya. *Temperature indicator* berupa termokopel yang berfungsi untuk mengukur temperatur. Nilai hasil pengukuran akan dibandingkan dengan *set point*, yaitu temperatur yang diinginkan. *Controller* akan memutuskan/mengoreksi *error* dengan mengirimkan sinyal ke elemen pengendali akhir. Berdasarkan sinyal ini, *control valve* akan membuka atau menutup *valve* sampai keadaan sesuai dengan nilai *set point* nya.

## 9. Pompa

Proses kontrol yang digunakan pompa yaitu *flow indicator and control* (FIC) yang berfungsi untuk mengendalikan kecepatan aliran (flow rate) yang akan melewati pompa pada nilai setpoint-nya. Flow indicator akan mengukur flow rate nilai hasil pengukuran akan dibandingkan dengan set point yaitu kecepatan yang diinginkan. Controller akan memutuskan/mengoreksi error dengan mengirimkan sinyal ke elemen pengendali akhir, berdasarkan sinyal ini control valve akan membuka atau menutup sampai keadaan sesuai dengan setpoint-nya.

## 10. Tangki penyimpanan

Proses kontrol pada tangki penyimpanan produk dan bahan baku cairan, digunakan *level indicator* (LI) yang berfungsi untuk mengukur ketinggian cairan (*liquid level*) dalam tangki. Selain itu beberapa tangki digunakan vent yang berfungsi untuk mengeluarkan gas yang kemungkinan terbentuk di dalam tangki karena adanya perubahan tekanan.

### 2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap produksi biodiesel dengan cara menggunakan produk yang berkualitas, mengawasi dan mengendalikan proses yang ada dengan *system control*, sehingga didapatkan produk yang berkualitas dan dapat dipasarkan. Pengendalian kualitas produk berupa pengawasan produk pada saat akan di-*transfer* dari tangki penyimpanan menuju alat transportasi untuk distribusi.

## BAB III

### PERANCANGAN PROSES

#### 3.1 Uraian Proses

Untuk proses pembuatan biodiesel, digunakan *Palm Oil Mill Effluent* (POME) atau limbah cair dari minyak kelapa sawit. Kandungan dari POME yaitu 73,5% H<sub>2</sub>O, 2,4% kotoran, 16,1% trigliserida, dan 8% FFA, dimana FFA akan digunakan untuk reaksi esterifikasi dan trigliserida digunakan untuk reaksi transesterifikasi.

Pada proses pembuatan biodiesel, POME disimpan di dalam tangki-01 pada suhu 40°C dan tekanan 1 atm sebanyak 13.048,787 kg/jam. Dari tangki-01, POME dialirkan ke dalam filter-01 pada suhu 40°C dan tekanan 1 atm. *Cake* yang dihasilkan pada filter-01 dibawa menuju UPL (Unit Pengolahan Limbah), sedangkan filtratnya (FFA, trigliserida, dan H<sub>2</sub>O) dialirkan ke dalam reaktor alir tangki berpengaduk-01 untuk dilakukan reaksi esterifikasi.

FFA yang terkandung dalam POME akan direaksikan dalam reaktor alir tangki berpengaduk-01 dengan CH<sub>3</sub>OH dengan menggunakan katalis H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, yang sebelumnya sudah dicampur dengan menggunakan mixer-01. CH<sub>3</sub>OH dialirkan dari tangki-02 sebanyak 3.132 kg/jam. Sedangkan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dialirkan dari tangki-03 sebanyak 104 kg/jam. Mixer-01 dijalankan pada suhu 40°C dan tekanan 1 atm. Hasil keluaran mixer-01 yang berupa CH<sub>3</sub>OH, H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, dan H<sub>2</sub>O kemudian dimasukkan ke dalam reaktor alir tangki berpengaduk-01.

Reaktor alir tangki berpengaduk-01 bekerja pada suhu 60°C dan tekanan 1 atm hingga menghasilkan metil ester dan H<sub>2</sub>O. Hasil keluaran reaktor alir tangki berpengaduk-01 yang terdiri dari FFA, trigliserida, CH<sub>3</sub>OH, H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, metil ester dan H<sub>2</sub>O selanjutnya

dialirkan ke dalam wash tank-01 untuk dilakukan pencucian. Pencucian dalam wash tank-01 dilakukan pada suhu 40°C dan tekanan 1 atm. Air yang digunakan untuk pencucian sebanyak 50% dari kebutuhan bahan yang dicuci (Suprianti, 2006), yaitu sebanyak 7.986 kg/jam. *Output* dari wash tank-01 yaitu FFA, trigliserida, CH<sub>3</sub>OH, H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, metil ester, dan H<sub>2</sub>O. Setelah dilakukan pencucian, selanjutnya dialirkan ke dalam decanter-01 untuk dipisahkan dari pengotor. Hasil atas decanter-01 yang terdiri dari FFA, trigliserida, dan metil ester kemudian dialirkan ke dalam reaktor alir tangki berpengaduk-02 untuk dilakukan proses reaksi berikutnya. Sedangkan hasil bawah dari decanter-01 yang berupa CH<sub>3</sub>OH, H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, dan H<sub>2</sub>O dialirkan ke dalam evaporator-01 untuk diuapkan CH<sub>3</sub>OH dan H<sub>2</sub>O nya.

Hasil atas dari evaporator-01 (CH<sub>3</sub>OH dan H<sub>2</sub>O) kemudian dialirkan ke dalam mixer-02 untuk dicampur dengan tambahan CH<sub>3</sub>OH sebanyak 7.545 kg/jam dan katalis NaOH sebanyak 11 kg/jam, sebelum direaksikan di reaktor alir tangki berpengaduk-02 dengan hasil bawah dari decanter-01 untuk dilakukan reaksi transesterifikasi. Hasil bawah dari evaporator-01 yang berupa H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dialirkan ke UPL. Pada reaktor alir tangki berpengaduk-02, reaksi transesterifikasi terjadi antara trigliserida dan CH<sub>3</sub>OH dengan bantuan katalis NaOH menghasilkan produk berupa metil ester dan C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>O<sub>3</sub>. Hasil keluaran reaktor alir tangki berpengaduk-02 yaitu FFA, trigliserida, CH<sub>3</sub>OH, metil ester, H<sub>2</sub>O, C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>O<sub>3</sub>, dan NaOH kemudian dialirkan ke dalam wash tank-02 untuk dilakukan pencucian. Air yang digunakan untuk pencucian ini sebesar 50% dari kebutuhan pencucian, yaitu sebanyak 15.667 kg/jam. *Output* dari wash tank-02 terdiri atas FFA, trigliserida, CH<sub>3</sub>OH, metil ester, H<sub>2</sub>O, C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>O<sub>3</sub>, dan NaOH. Setelah itu dialirkan ke dalam decanter-02 untuk dilakukan pemisahan dengan pengotor. Hasil bawah dari decanter-02 yang berupa CH<sub>3</sub>OH, H<sub>2</sub>O, NaOH, dan C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>O<sub>3</sub>, dengan kemurnian C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>O<sub>3</sub> sebesar 1,5% dialirkan ke dalam UPL. Sedangkan hasil atas decanter-02 atau produk utama, terdiri dari

FFA, trigliserida, metil ester, H<sub>2</sub>O, dan CH<sub>3</sub>OH, dengan kemurnian metil ester sebesar 92,94% dan disimpan dalam tangki produk biodiesel-05.





## 3.2 Spesifikasi Alat

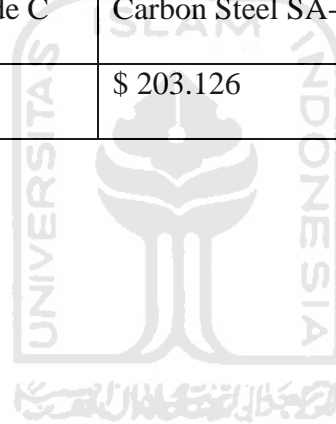
### 3.2.1 Tangki

Tabel 3. 1 Spesifikasi alat tangki.

Spesifikasi Alat	T-01	T-02	T-03
Fungsi	Menyimpan kebutuhan POME untuk proses produksi selama 7 hari	Menyimpan kebutuhan CH <sub>3</sub> OH untuk proses produksi selama 7 hari	Menyimpan kebutuhan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> untuk proses produksi selama 7 hari
Jenis	Tangki vertikal dengan bottom flat dan cone roof	Tangki vertikal dengan bottom flat dan cone roof	Tangki vertikal dengan bottom flat dan cone roof
Fase	Cair	Cair	Cair
Jumlah	1	1	1
Suhu	40 °C	40 °C	40 °C
Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm
Diameter	14,6 m	9,1 m	3,0 m

Tinggi	18,2 m	14,6 m	3,6 m
Volume	2650 m <sup>3</sup>	753,2 m <sup>3</sup>	2 m <sup>3</sup>
Tebal head	0,1875 in	0,1875 in	0,1875 in
Tebal shell	0,1875 in	0,1875 in	0,1875 in
Bahan	Carbon Steel SA-283 Grade C	Carbon Steel SA-283 Grade C	Carbon Steel SA-283 Grade C
Harga	\$ 451.717	\$ 196.374	\$ 144.158
Spesifikasi Alat	T-04	T-05	
Fungsi	Menyimpan kebutuhan NaOH untuk proses produksi selama 7 hari	Menyimpan produk metil ester selama 7 hari	
Jenis	Tangki vertikal dengan bottom flat dan cone roof	Tangki vertikal dengan bottom flat dan cone roof	
Fase	Cair	Cair	
Jumlah	1	1	
Suhu	40 °C	40 °C	
Tekanan	1 atm	1 atm	

Diameter	3,0 m	9,1 m
Tinggi	3,6 m	12,8 m
Volume	0,24 m <sup>3</sup>	582,7 m <sup>3</sup>
Tebal head	0,1875 in	0,1875 in
Tebal shell	0,1875 in	0,1875 in
Bahan	Carbon Steel SA-283 Grade C	Carbon Steel SA-283 Grade C
Harga	\$ 46.590	\$ 203.126



### 3.2.2 Filter

Tabel 3. 2 Spesifikasi alat filter.

Spesifikasi Alat	RDVF-01
Fungsi	Memisahkan kotoran yang terkandung dalam POME
Jenis	Tangki vertikal dengan bottom flat dan cone roof
Fase	Padat Cair
Jumlah	1
Suhu	40 °C
Tekanan	1 atm
Diameter	1 ft
Panjang	2 ft
Volume	13,15 m <sup>3</sup>
Tebal head	0,1875 in
Tebal shell	0,1875 in
Waktu putar	8,14 menit
Bahan	Carbon Steel SA-283 Grade C
Harga	\$ 247.803

### 3.2.3 Mixer

Tabel 3. 3 Spesifikasi alat mixer.

Spesifikasi Alat	M-01	M-02
Fungsi	Mencampurkan CH <sub>3</sub> OH dan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Mencampurkan CH <sub>3</sub> OH dan NaOH
Jenis	Tangki silinder tegak dengan head dan bottom berbentuk torispherical yang dilengkapi dengan pengaduk	Tangki silinder tegak dengan head dan bottom berbentuk torispherical yang dilengkapi dengan pengaduk
Fase	Cair	Cair
Jumlah	1	1
Suhu	40 °C	40 °C
Tekanan	1 atm	1 atm
Diameter	1,057 m	1,967 m
Tinggi	2,057 m	3,734 m
Volume	2 m <sup>3</sup>	15,4 m <sup>3</sup>
Tebal head	0,16 in	0,26 in

Tebal shell	0,16 in	0,19 in
Kecepatan pengadukan	2,066 rps	1,110 rps
Efisiensi pengaduk	80%	80%
Bahan	Stainless Steel SA-316	Stainless Steel SA-316
Harga	\$ 11.478,5	\$ 11.478,5

### 3.2.4 Reaktor

*Tabel 3. 4 Spesifikasi alat reaktor.*

Spesifikasi Alat	R-01	R-02
Fungsi	Mereaksikan FFA dengan CH <sub>3</sub> OH dengan katalis H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Mereaksikan trigliserida dengan CH <sub>3</sub> OH dengan katalis NaOH
Jenis	Reaktor alir tangki berpengaduk dengan bentuk silinder	Reaktor alir tangki berpengaduk dengan bentuk silinder
Fase	Cair	Cair
Jumlah	2	2

Suhu	60 °C	60 °C
Tekanan	1 atm	1 atm
Diameter	2,575 m	2,575 m
Tinggi	3,859 m	3,938 m
Volume	20,858 m <sup>3</sup>	17,726 m <sup>3</sup>
Tebal head	0,313 in	0,313 in
Tebal shell	0,313 in	0,313 in
Tinggi jaket	4,946 m	5,077 m
Tebal jaket	0,313 in	0,313 in
Bahan	Carbon Steel SA-283 Grade C	Carbon Steel SA-283 Grade C
Harga	\$ 437.537,5	\$ 437.537,5

### 3.2.5 Wash Tank

Tabel 3. 5 Spesifikasi alat wash tank.

Spesifikasi Alat	WT-01	WT-02
Fungsi	Mengikat CH <sub>3</sub> OH, H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , dan H <sub>2</sub> O sisa reaksi esterifikasi	Mengikat CH <sub>3</sub> OH, NaOH, dan H <sub>2</sub> O sisa reaksi transesterifikasi
Jenis	Tangki silinder vertikal dengan head berbentuk torispherical	Tangki silinder vertikal dengan head berbentuk torispherical
Fase	Cair	Cair
Jumlah	1	1
Suhu	40 °C	40 °C
Tekanan	1 atm	1 atm
Diameter	2,3 m	2,9 m
Tinggi	4,3 m	5,5 m
Volume	8,4 m <sup>3</sup>	16,8 m <sup>3</sup>
Tebal head	0,25 in	0,32 in



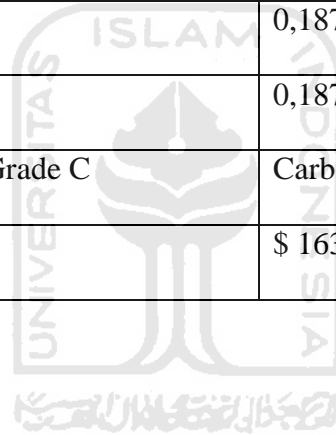
Tebal shell	0,215 in	0,243 in
Bahan	Carbon Steel SA-283 grade C	Carbon Steel SA-283 grade C
Harga	\$ 61.107	\$ 61.107

### 3.2.6 Decanter

Tabel 3. 6 Spesifikasi alat decanter.

Spesifikasi Alat	DC-01	DC-02
Fungsi	Memisahkan FFA, trigliserida, dan metil ester dengan CH <sub>3</sub> OH, H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , dan H <sub>2</sub> O berdasarkan densitas dan kelarutannya	Memisahkan FFA, trigliserida, metil ester, dan C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub> dengan CH <sub>3</sub> OH, NaOH, dan H <sub>2</sub> O berdasarkan densitas dan kelarutannya
Jenis	Horizontal silinder dengan tutup torispherical (flanged dish head)	Horizontal silinder dengan tutup torispherical (flanged dish head)
Fase	Cair	Cair
Jumlah	1	1

Suhu	40 °C	40 °C
Tekanan	1 atm	1 atm
Diameter	1,2 m	1,6 m
Tinggi	4,6 m	5,9 m
Volume	4,9 m <sup>3</sup>	9,8 m <sup>3</sup>
Tebal head	0,1875 in	0,1875 in
Tebal shell	0,1875 in	0,1875 in
Bahan	Carbon steel SA-283 Grade C	Carbon steel SA-283 Grade C
Harga	\$ 163.176	\$ 163.176



### 3.2.7 Evaporator

Tabel 3. 7 Spesifikasi alat evaporator.

Spesifikasi Alat	EV-01	
Fungsi	Menguapkan CH <sub>3</sub> OH dan H <sub>2</sub> O untuk digunakan kembali pada proses berikutnya	
Jenis	Horizontal silinder dengan tutup torispherical (flanged dish head)	
Fase	Cair	
Jumlah	2,000	
Suhu	100 °C	100 °C
Tekanan	1 atm	1 atm
Tinggi	5,117 m	6,111 m
Panjang tube	15 ft	15 ft
Jumlah tube	342	239
Tube pass	2	1
Tebal head	0,188 in	0,188 in
Tebal shell	0,188 in	0,188 in
Bahan	Carbon steel SA-283 Grade C	Carbon steel SA-283 Grade C
Harga	\$ 50.303	\$ 50.303

### 3.2.8 Condenser

Tabel 3. 8 Spesifikasi alat condenser.

Spesifikasi Alat	CD-01
Fungsi	Mengkondensatkan keluaran arus atas EV-01
Jenis	Shell & Tubes Condensor
Fase	Gas dan Cair
Jumlah	1
Suhu	40 °C
Tekanan	1 atm
Diameter	0,3 m
Tinggi	3,2 m
Volume	1,9 m <sup>3</sup>
Tebal head	0,75 in
Tebal shell	8 in
Bahan	Carbon steel SA-283 Grade C
Harga	\$ 72.698

### 3.2.9 Pompa

Tabel 3. 9 Spesifikasi alat pompa.

Spesifikasi Alat	P-01	P-02	P-03
Fungsi	Mengalirkan umpan POME dari T-01 ke RDVF-01	Mengalirkan kotoran dari RDVF-01 ke UPL	Mengalirkan umpan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> dari T-03 ke M-01
Jenis	Centrifugal	Centrifugal	Centrifugal
Kapasitas	22,6 gpm	0,06 gpm	0,06 gpm
ID	0,6 in	0,6 in	0,6 in
OD	0,84 in	0,84 in	0,84 in
No. Sch	40	40	40
IPS	0,5 in	0,5 in	0,5 in
Panjang pipa	14,9 m	14,9 m	14,9 m
Motor penggerak	0,05 hp	0,05 hp	0,05 hp
Speed pompa	1000 rpm	1000 rpm	1000 rpm
Jumlah	1	1	1

Harga	\$ 3.489	\$ 3.489	\$ 900
Spesifikasi Alat	P-04	P-05	P-06
Fungsi	Mengalirkan umpan CH <sub>3</sub> OH dari T-02 ke M-01	Mengalirkan output dari RDVF-01 ke R-01	Mengalirkan output dari M-01 ke R-01
Jenis	Centrifugal	Centrifugal	Centrifugal
Kapasitas	13,4 gpm	22,6 gpm	13,2 gpm
ID	3,07 in	3,07 in	3,07 in
OD	3,5 in	3,5 in	3,5 in
No. Sch	40	40	40
IPS	3 in	3 in	3 in
Panjang pipa	16,640 m	16,640 m	16,640 m
Motor penggerak	1,5 hp	1,5 hp	1,5 hp
Speed pompa	1000 rpm	1000 rpm	1000 rpm
Jumlah	1	1	1
Harga	\$ 1.238	\$ 5.627	\$ 5.627
Spesifikasi Alat	P-07	P-08	P-09

Fungsi	Mengalirkan H <sub>2</sub> O dari tangki utilitas ke WT-01	Mengalirkan output dari R-01 ke WT-01	Mengalirkan output dari WT-01 ke DC-01
Jenis	Centrifugal	Centrifugal	Centrifugal
Kapasitas	17,3 gpm	33,6 gpm	50,7 gpm
ID	3,068 in	3,068 in	3,068 in
OD	3,5 in	3,5 in	3,5 in
No. Sch	40	40	40
IPS	3 in	3 in	3 in
Panjang pipa	16,640 m	16,640 m	16,640 m
Motor penggerak	1,5 hp	1,5 hp	1,5 hp
Speed pompa	1000 rpm	1000 rpm	1000 rpm
Jumlah	1	1	1
Harga	\$ 5.627	\$ 3.489	\$ 4.389
Spesifikasi Alat	P-10	P-11	P-12
Fungsi	Mengalirkan output atas dari DC-01 ke R-02	Mengalirkan umpan NaOH dari T-04 ke M-02	Mengalirkan output bawah dari EV-01 ke tangki UPL

Jenis	Centrifugal	Centrifugal	Centrifugal
Kapasitas	50,6 gpm	81 gpm	18,5 gpm
ID	3,068 in	3,068 in	3,068 in
OD	3,5 in	3,5 in	3,5 in
No. Sch	40	40	40
IPS	3 in	3 in	3 in
Panjang pipa	16,6 m	16,6 m	16,6 m
Motor penggerak	1,5 hp	1,5 hp	1,5 hp
Speed pompa	1000 rpm	1000 rpm	1000 rpm
Jumlah	1	1	1
Harga	\$ 4.389	\$ 2.251	\$ 4.389
Spesifikasi Alat	P-13	P-14	P-15
Fungsi	Mengalirkan umpan CH <sub>3</sub> OH dari T-02 ke M-02	Mengalirkan output dari M-02 ke R-02	Mengalirkan H <sub>2</sub> O dari tangki utilitas ke WT-02
Jenis	Centrifugal	Centrifugal	Centrifugal
Kapasitas	80,3 gpm	81 gpm	47,6 gpm



ID	3 in	3 in	4 in
OD	3,5 in	3,5 in	4,5 in
No. Sch	40	40	40
IPS	3 in	3 in	4 in
Panjang pipa	16,6 m	16,6 m	24,6 m
Motor penggerak	1,5 hp	1,5 hp	2 hp
Speed pompa	1000 rpm	1000 rpm	1000 rpm
Jumlah	1	1	1
Harga	\$ 4.389	\$ 2.251	\$ 4.389
Spesifikasi Alat	P-16	P-17	P-18
Fungsi	Mengalirkan output dari R-02 ke WT-02	Mengalirkan output dari WT-02 ke DC-02	Mengalirkan output atas DC-02 ke DC-03
Jenis	Centrifugal	Centrifugal	Centrifugal
Kapasitas	98,2 gpm	143 gpm	17 gpm
ID	4,026 in	4,026 in	4,026 in
OD	4,5 in	4,5 in	4,5 in

No. Sch	40	40	40
IPS	4 in	4 in	4 in
Panjang pipa	24,6 m	24,6 m	24,6 m
Motor penggerak	2 hp	2 hp	2 hp
Speed pompa	1000 rpm	1000 rpm	1000 rpm
Jumlah	1	1	1
Harga	\$ 5.627	\$ 4.389	\$ 4.389
Spesifikasi Alat	P-19	P-20	
Fungsi	Mengalirkan output bawah DC-03 ke T-06	Mengalirkan output ataa DC-03 ke T-05	
Jenis	Centrifugal	Centrifugal	
Kapasitas	126 gpm	24 gpm	
ID	4,026 in	3,068 in	
OD	4,5 in	3,5 in	
No. Sch	40	40	
IPS	4 in	3 in	

Panjang pipa	24,6 m	16,6 m	
Motor penggerak	2 hp	1,5 hp	
Speed pompa	1000 rpm	1000 rpm	
Jumlah	1	1	
Harga	\$ 5.627	\$ 2.251	



## 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 Kembangan, Kembangarum, Sutojayan, Blitar, Jawa Timur-Indonesia. Lokasi pabrik dipilih berdasarkan pertimbangan sebagai berikut:

#### 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 *palm oil mill effluent* (POME) yang dipasok dari pabrik-pabrik pengolahan minyak kelapa sawit yang berada di sekitar lokasi.

Di Blitar terdapat pabrik pengolahan kelapa sawit menjadi *crude palm oil* (CPO), sehingga terdapat limbah berupa *palm oil mill effluent* (POME) dimana limbah tersebut merupakan bahan baku pabrik biodiesel ini.

#### **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, pabrik gula, pabrik rokok, dan beberapa perkantoran yang ada di wilayah Blitar.

#### **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, lapangan terbang, serta jalur kereta api. 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 Glondong, 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. Jawa 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**

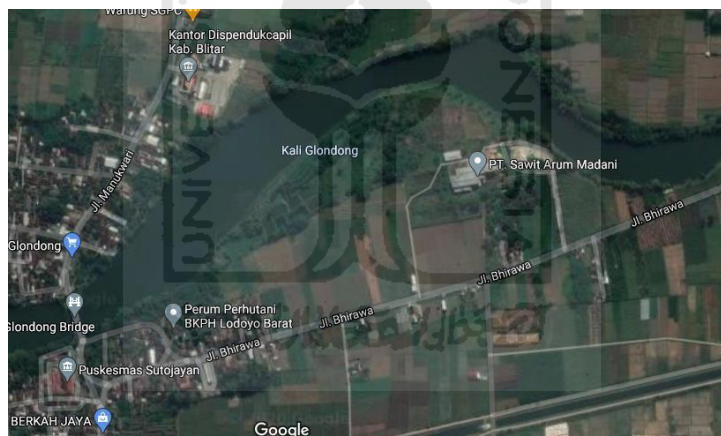
Pada daerah lokasi pabrik, peraturan pemerintah daerah mendukung dan memfasilitasi masuknya investor untuk pendirian dan pengoperasian pabrik. Selain

itu, di Jawa 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 pendirian 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.

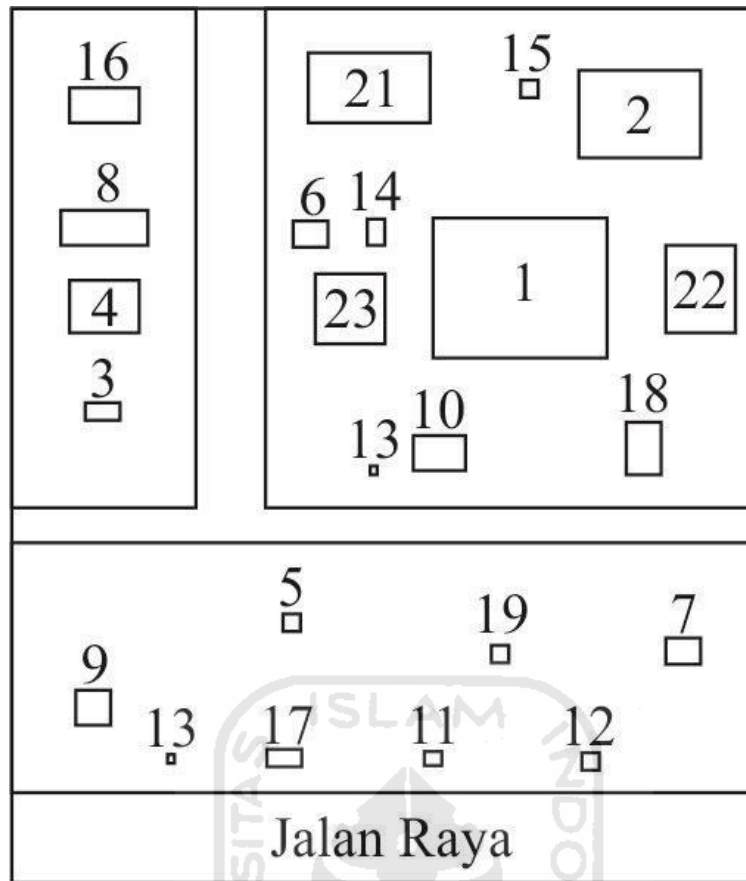
3. Daerah pergudangan, umum, bengkel, dan garasi

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 pemadam 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

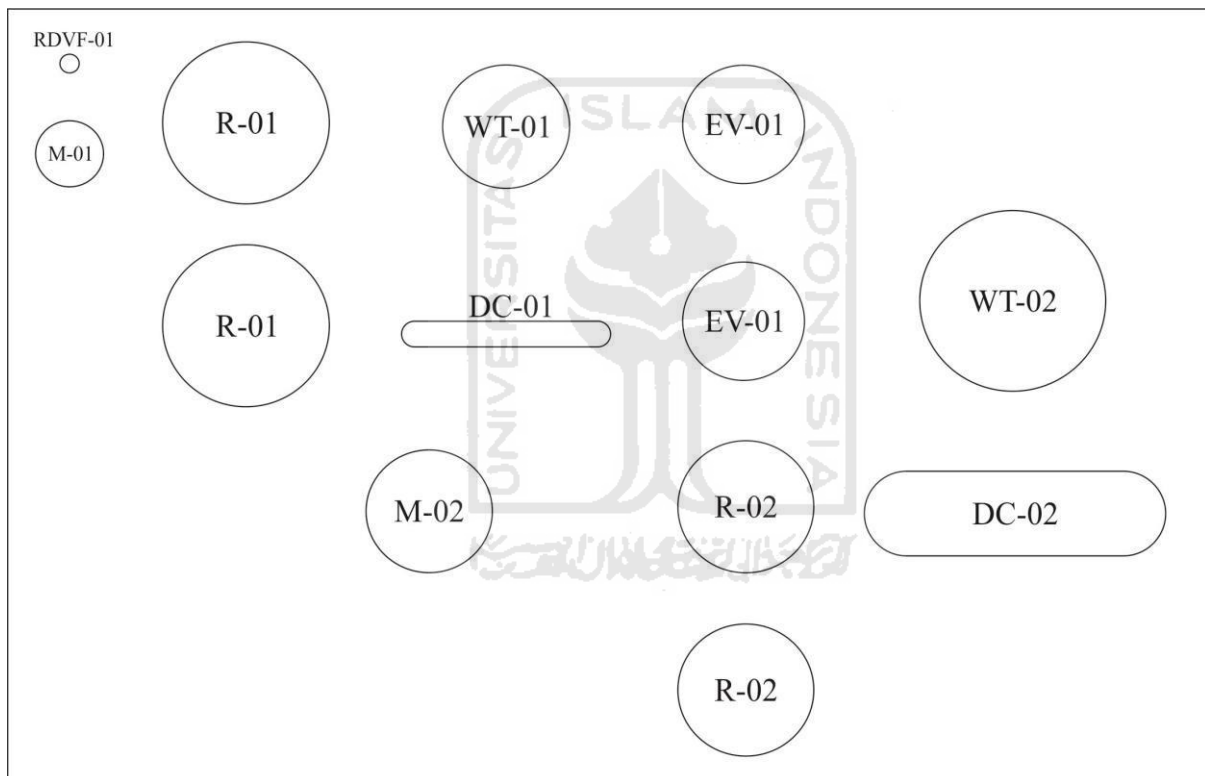
Letak alat proses harus sebaik mungkin, sehingga memberikan biaya konstruksi dan biaya operasi yang minimal. Biaya konstruksi dapat diminimalkan dengan mengatur

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.

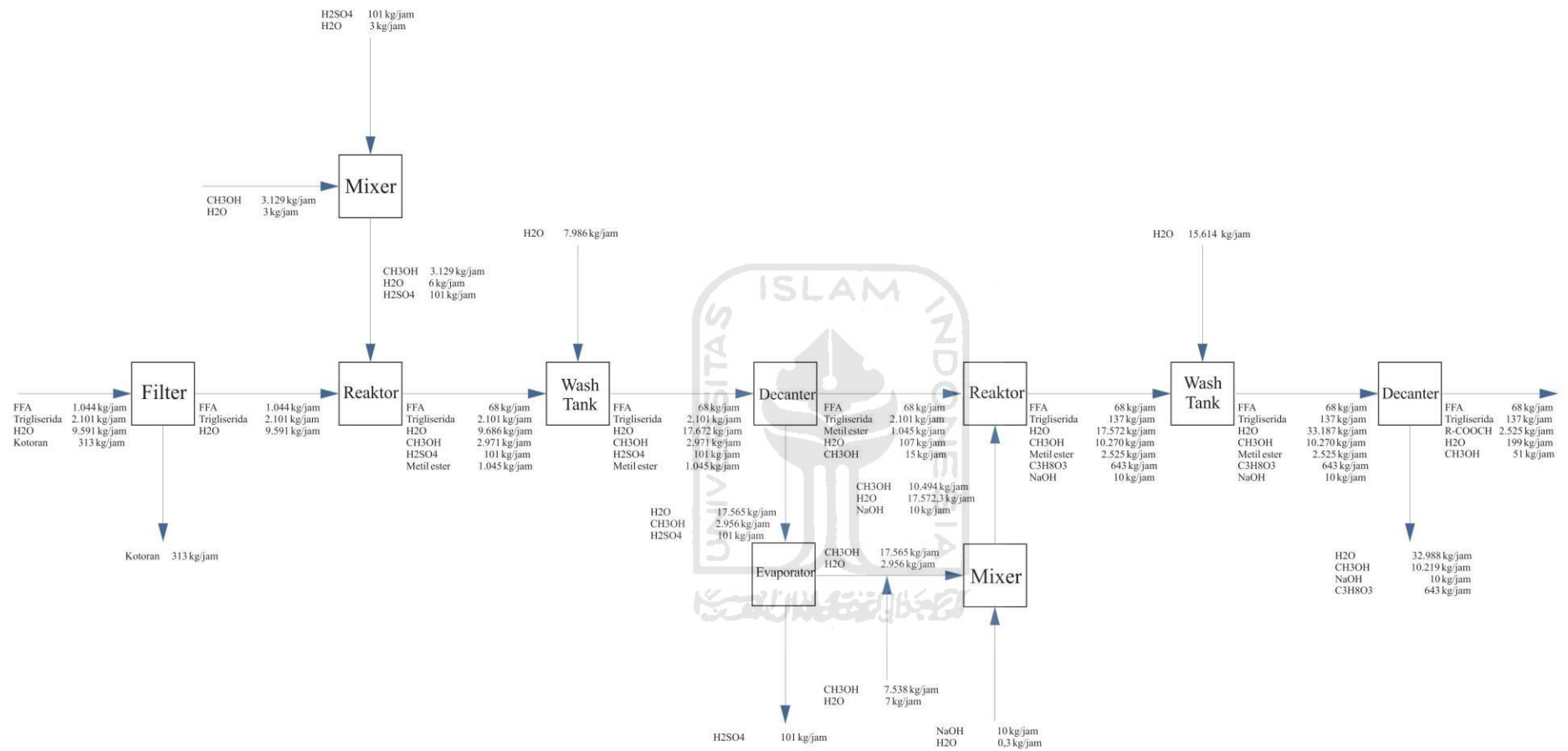
Tata letak alat proses dapat dilihat pada gambar 4.3.



Gambar 4. 3 Tata letak alat proses skala 1:100



### 4.4.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4. 5 Diagram alir kuantitatif



#### 4.4.3 Neraca Massa

##### 1. Filter 01

Tabel 4. 2 Neraca massa filter 01.

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus 1 (kg/jam)	Arus 2 (kg/jam)	Arus 3 (kg/jam)
FFA	1.044		1.044
trigliserida	2.101		2.101
H <sub>2</sub> O	9.591		9.591
Kotoran	313	313	
Total	13.049	313	12.736
		13.049	

##### 2. Mixer 01

Tabel 4. 3 Neraca massa mixer 01.

Komponen	Masuk		Keluar
	Arus 4 (kg/jam)	Arus 5(kg/jam)	Arus 6 (kg/jam)
CH <sub>3</sub> OH	3.129		3.129
H <sub>2</sub> O	3	3	6
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		101	101
Total	3.132	104	3.236
	3.236		

### 3. Reaktor 01

Tabel 4. 4 Neraca massa reaktor 01.

Komponen	Masuk		Keluar
	Arus 3 (kg/jam)	Arus 6 (kg/jam)	Arus 7 (kg/jam)
FFA	1.044		68
Trigliserida	2.101		2.101
H <sub>2</sub> O	9.591	6	9.686
CH <sub>3</sub> OH		3.129	2.971
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		101	101
Metil ester			1.045
Total	12.736	3.236	15.972
	15.972		

### 4. Wash Tank 01

Tabel 4. 5 Neraca massa wash tank 01.

Komponen	Masuk		Keluar
	Arus 7 (kg/jam)	Arus 8 (kg/jam)	Arus 9 (kg/jam)
FFA	68		68
Trigliserida	2.101		2.101
H <sub>2</sub> O	9.686	7.986	17.672
CH <sub>3</sub> OH	2.971		2.971
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	101		101

Metil ester	1.045		1.045
Total	6.164	7.986	23.957
	23.957		

## 5. Decanter 01

Tabel 4. 6 Neraca massa decanter 01.

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus 9 (kg/jam)	Arus 10 (kg/jam)	Arus 11 (kg/jam)
FFA	68		68
Trigliserida	2.101		2.101
H <sub>2</sub> O	17.672	17.565	106
CH <sub>3</sub> OH	2.971	2.956	15
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	101	101	
Metil ester	1.045		1.045
Total	23.957	20.622	3.335
		23.957	

## 6. Evaporator 01

Tabel 4. 7 Neraca massa evaporator 01.

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus 10 (kg/jam)	Arus 12 (kg/jam)	Arus 13 (kg/jam)
H <sub>2</sub> O	17.565	17.565	
CH <sub>3</sub> OH	2.956	2.956	

H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	101		101
Total	20.622	20.521	101
		20.622	

## 7. Mixer 02

Tabel 4. 8 Neraca massa mixer 02.

Komponen	Masuk			Keluar
	Arus 12 (kg/jam)	Arus 14 (kg/jam)	Arus 15 (kg/jam)	Arus 16 (kg/jam)
CH <sub>3</sub> OH	2.956	7.538		10.494
H <sub>2</sub> O	17.565	7	0,3	17.572,3
NaOH			10	10
Total	20.521	7.545	10,3	28.076,3
	28.076,3			

## 8. Reaktor 02

Tabel 4. 9 Neraca massa reaktor 02.

Komponen	Masuk		Keluar
	Arus 11 (kg/jam)	Arus 16 (kg/jam)	Arus 17 (kg/jam)
FFA	68		68
Trigliserida	2.101		137
H <sub>2</sub> O	106	17.572	17.679
CH <sub>3</sub> OH	15	10.494	10.270
Metil ester	1.045		2.525

$C_3H_8O_3$			643
NaOH		10	10
Total	3.336	28.076	31.412
	31.412		

## 9. Wash Tank 02

Tabel 4. 10 Neraca massa wash tank 02.

Komponen	Masuk		Keluar
	Arus 17 (kg/jam)	Arus 18 (kg/jam)	Arus 19 (kg/jam)
FFA	68		68
Trigliserida	137		137
H <sub>2</sub> O	17.679	15.667	33.346
CH <sub>3</sub> OH	10.270		10.270
Metil ester	2.525		2.525
$C_3H_8O_3$	643		643
NaOH	10		10
Total	31.333	15.667	47.000
	47.000		

## 10. Decanter 02

Tabel 4. 11 Neraca massa decanter 02.

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus 19 (kg/jam)	Arus 20 (kg/jam)	Arus 21 (kg/jam)
FFA	68		68
Trigliserida	137		137
H <sub>2</sub> O	33.345	33.146	200
CH <sub>3</sub> OH	10.270	10.219	51
Metil ester	2.525		2.525
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	643	643	
NaOH	10	10	
Total	47.000	44.018	2.982
		47.000	

Maka biodiesel yang didapat sebanyak 2.525 kg/jam, atau sama dengan 20.000 ton/tahun, dengan kemurnian 92,94%.

### 4.4.2 Neraca Panas

#### 1. Filter 01

Tabel 4. 12 Neraca panas filter 01.

Komponen	Input	Output	
	Q1 (kJ/jam)	Q2 (kJ/jam)	Q3 (kJ/jam)
FFA	45.570		45.570

Trigliserida	65.475		65.475
H <sub>2</sub> O	602.210		602.210
Kotoran	-	-	
Total	713.255	-	713.255
		713.255	

## 2. Mixer 01

Tabel 4. 13 Neraca panas mixer 01.

Komponen	Input		Output
	Q4 (kJ/jam)	Q5 (kJ/jam)	Q6 (kJ/jam)
CH <sub>3</sub> OH	118.031		118.031
H <sub>2</sub> O		2.184	2.184
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	197	191	388
Total	118.228	2.375	120.603
	120.603		

## 3. Reaktor 01

Tabel 4. 14 Neraca panas reaktor 01.

Komponen	Input		Output
	Q3 (kJ/jam)	Q6 (kJ/jam)	Q7 (kJ/jam)
FFA	106.329		6.954
Trigliserida	152.776		152.776
H <sub>2</sub> O	1.402.575	902.228	1.416.450

CH <sub>3</sub> OH		278.710	264.655
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		5.147	5.147
Metil ester			102.405
Reaksi			- 100.012
Pendingin			98.064
Total	1.661.680	284.760	1.946.439
	1.946.439		

#### 4. Wash Tank 01

Tabel 4. 15 Neraca panas wash tank 01.

Komponen	Input		Output
	Q7 (kJ/jam)	Q8 (kJ/jam)	Q9 (kJ/jam)
FFA	2.980		2.980
Trigliserida	65.475		65.475
H <sub>2</sub> O	608.167	501.429	1.109.596
CH <sub>3</sub> OH	112.079		112.079
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2.184		2.184
Metil ester	43.888		43.888
Total	834.774	501.429	1.336.203
	1.336.203		



## 5. Decanter 01

Tabel 4. 16 Neraca panas decanter 01.

Komponen	Input	Output	
	Q9 (kJ/jam)	Q10 (kJ/jam)	Q11 (kJ/jam)
FFA	2.980		2.980
Trigliserida	65.475		65.475
H <sub>2</sub> O	1.109.596	1.102.938	6.658
CH <sub>3</sub> OH	112.079	111.518	561
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2.184	2.184	
Metil ester	43.888		43.888
Total	1.336.202	1.216.640	119.56
		1.336.202	

## 6. Evaporator 01

Tabel 4. 17 Neraca panas evaporator 01.

Komponen	Input	Output	
	Q11 (kJ/jam)	Q12 (kJ/jam)	Q13 (kJ/jam)
H <sub>2</sub> O	5.536.072	2.487.491	
CH <sub>3</sub> OH	582.859	324.351	
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	11.221		11.221
H vap		41.754.389	
Steam	38.447.300		

Total	44.577.452	44.566.231	11.221
		44.577.452	

## 7. Mixer 02

Tabel 4. 18 Neraca panas mixer 02.

Komponen	Input			Output
	Q12 (kJ/jam)	Q14 (kJ/jam)	Q15 (kJ/jam)	Q16 (kJ/jam)
CH <sub>3</sub> OH	111.518	284.378		395.897
H <sub>2</sub> O	1.102.938	473	19	1.103.430
NaOH			333	333
Total	1.214.456	284.851	352	1.499.660
		1.499.660		

## 8. Reaktor 02

Tabel 4. 19 Neraca panas reaktor 02.

Komponen	Input		Output
	Q11 (kJ/jam)	Q16 (kJ/jam)	Q17 (kJ/jam)
FFA	6.954		6.954
Trigliserida	152.776		9.992
H <sub>2</sub> O		2.569.943	2.569.943
CH <sub>3</sub> OH		934.841	914.921
Metil ester	102.405		247.533
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>			64.409

NaOH		776	776
Reaksi			- 2.214.398
Pendingin			2.167.566
Total	262.135	3.505.560	3.767.695
	3.767.695		

## 9. Wash Tank 02

Tabel 4. 20 Neraca panas wash tank 02.

Komponen	Input		Output
	Q17 (kJ/jam)	Q18 (kJ/jam)	Q19 (kJ/jam)
FFA	2.980		2.980
Trigliserida	4.282		4.282
H <sub>2</sub> O	1.103.431	980.382	2.083.813
CH <sub>3</sub> OH	387.461		387.461
Metil ester	106.086		106,086
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	27.442		27.442
NaOH	333		333
Total	1.632.015	980.382	2.612.397
	2.612.397		

## 10. Decanter 02

Tabel 4. 21 Neraca panas decanter 02.

Komponen	Input	Output	
	Q19 (kJ/jam)	Q20 (kJ/jam)	Q21 (kJ/jam)
FFA	2.980		2.980
Trigliserida	4.282		4.282
H <sub>2</sub> O	2.083.813	2.071.310	12.503
CH <sub>3</sub> OH	387.461	385.524	1.937
Metil ester	106.086		106.086
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	27.442	27.442	
NaOH	333	333	
Total	2.612.397	2.484.609	127.788
		2.612.397	

### 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 sumus, air sungai, air danau, maupun air laut sebagai sumber. Dalam perancangan pabrik ini, sumber air baku yang digunakan berasal dari Sungai Glondong Kabupaten Blitar. 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.
- 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 *foaming* 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 pathogen, 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

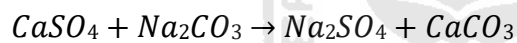
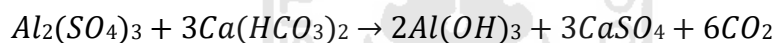
Sebelum mengalami proses pengolahan, air dari sungai harus mengalami pembersihan awal agar proses selanjutnya dapat berlangsung dengan lancar. Air sungai dilewatkan *screening* untuk menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar, seperti daun, ranting, dan sampah-sampah lainnya.

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

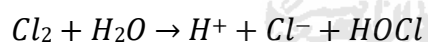
sungai yang masih lolos dan belum terendapkan dengan menggunakan *sand filter* yang terdiri dari antrasit, pasir, dan kerikil sebagai media penyaring.

f. Bak penampung sementara

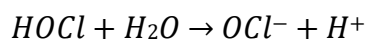
Air yang telah keluar dari bak penyaring dialirkan ke tangka penampung yang siap didistribusikan sebagai air perumahan/perkantoran, air umpan boiler, air pendingin, dan air proses.

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 hipokrit, reaksinya yaitu:



Selanjutnya, asam hipokrit pecah sesuai reaksi berikut:



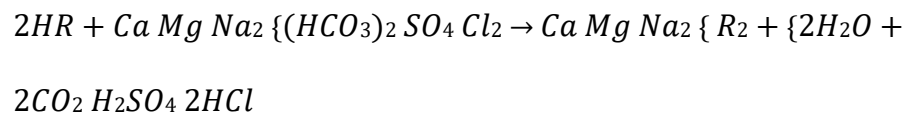
Kemudian air dialirkan ke tangki air bersih untuk keperluan air minum dan perkantoran.

h. Tangki air bersih

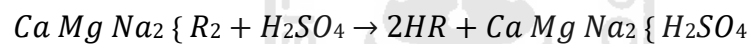
Tangki air bersih berfungsi untuk menampung air bersih yang telah diproses, dimana air bersih ini digunakan untuk keperluan air minum dan perkantoran.

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  $H^+$ , sehingga air yang akan keluar dari *kation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion  $H^+$ . adapun reaksinya adalah sebagai berikut:

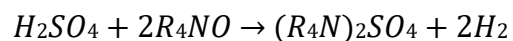


Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasi kembali dengan asam sulfat ( $H_2SO_4$ ). Adapun reaksinya yaitu:

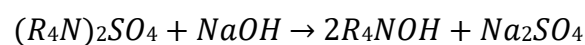


j. Tangki *anion exchanger*

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:



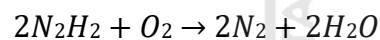
Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan  $NaOH$ . Adapun reaksinya yaitu:



Sebelum masuk *boiler*, air diproses dalam unit dearator 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

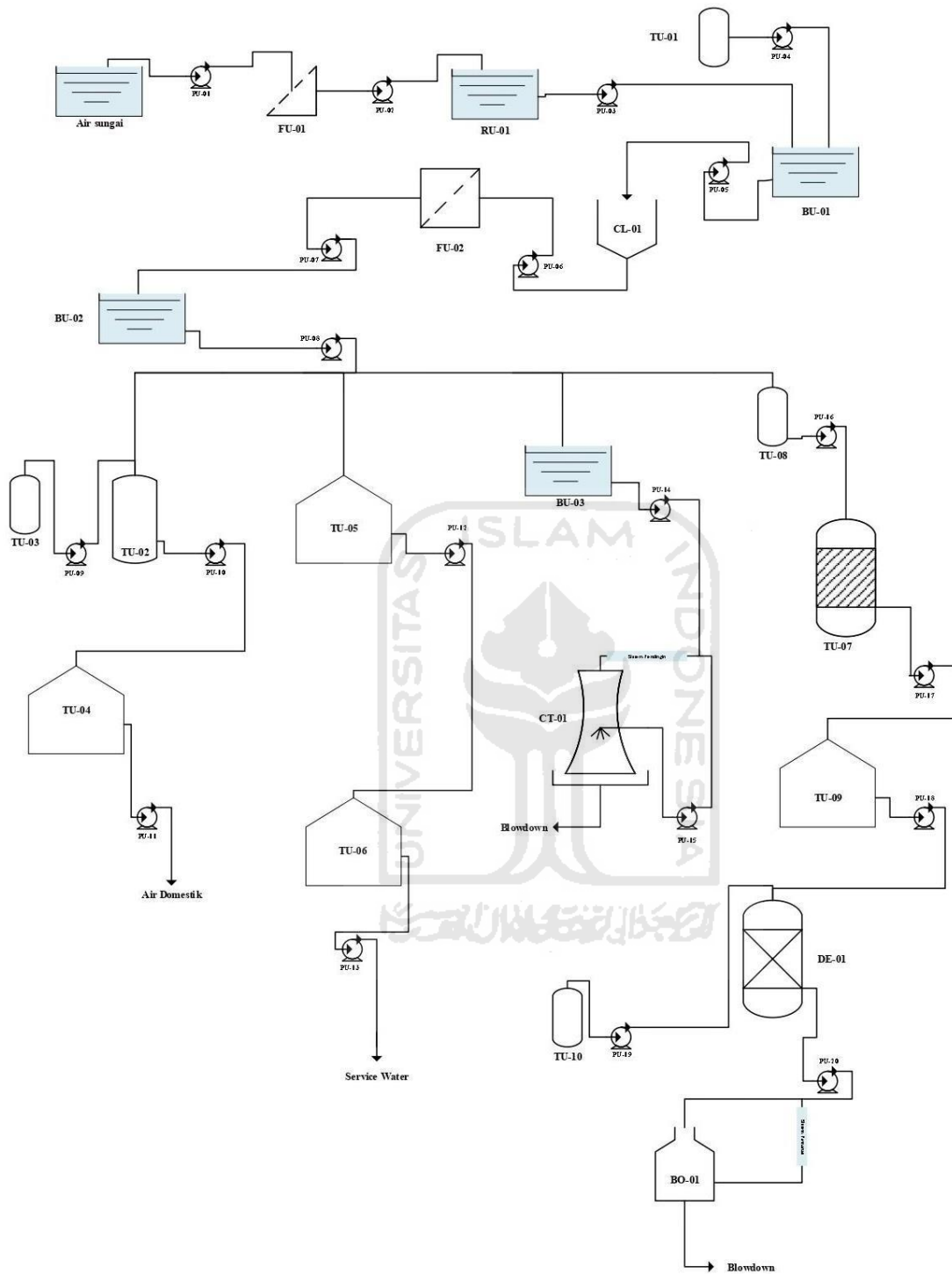
Pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air yang telah digunakan dalam pabrik, kemudian didinginkan dalam *cooling tower*. Kehilangan air karena penguapan, terbawa udara, maupun dilakukannya *blow down* di *cooling tower* diganti dengan air yang disediakan di bak air perish.

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 pengolahan air



### 3. Kebutuhan Air

#### a. Kebutuhan air proses

*Tabel 4. 22 Kebutuhan air proses.*

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
Mixer 01	4
Mixer 02	11
Wash Tank 01	7.986
Wash Tank 02	15.667
Total	23.668

#### b. Kebutuhan air pendingin

*Tabel 4. 23 Kebutuhan air pendingin.*

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
Cooler 01	0,0091
Cooler 02	0,0078
Cooler 03	0,0091
Reaktor 01	80.090
Reaktor 02	1.770.280
Total	1.850.370,026

*Overdesign* 20% menjadi 2.220.444,031 kg/jam.

c. Kebutuhan air *steam*

Tabel 4. 24 Kebutuhan air *steam*.

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
Heater 01	420
Heater 02	75
Heater 03	2.174
Heater 04	893
Total	3.562

*Overdesign* 20% menjadi 4.274 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  $23.668 + 2.220.444,031 + 3.562 + 2.845 = 2.250.519,031$  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 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
Washing Tower-01	WT-01	1,5	1.190
Washing Tower-02	WT-02	1,5	1.190
Reaktor-01	R-01	3,117	2.560
Reaktor-02	R-02	4,264	3.230
Mixer-01	M-01	0,5	372,58
Mixer-02	M-02	0,73	590
Pompa-01	P-01	8,5	6.560
Pompa-02	P-02	0,05	39
Pompa-03	P-03	0,05	39
Pompa-04	P-04	0,16	167
Pompa-05	P-05	0,29	258
Pompa-06	P-06	0,175	137
Pompa-07	P-07	0,287	220
Pompa-08	P-08	0,5	387
Pompa-09	P-09	0,85	645
Pompa-10	P-10	0,85	645
Pompa-11	P-11	1,35	1.009
Pompa-12	P-12	0,27	211
Pompa-13	P-13	1,31	987
Pompa-14	P-14	1,34	1.011
Pompa-15	P-15	1	787
Pompa-16	P-16	1,6	1.120
Pompa-17	P-17	2,6	1.967
Pompa-18	P-18	0,3	227
Pompa-19	P-19	2,3	1.716
Pompa-20	P-20	0,38	292
Total		35,773	25.758,58

## 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	2,0000	1.491
Tangki Alum	TU-01	0,5000	373
Tangki Klorin	TU-02	2,0000	1.491
Tangki Kaporit	TU-03	5,0000	3.728
Blower Cooling Tower	BL-01	1	746
Kompresor Udara	CU-01	7,5	5.593
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
Pompa-05	PU-05	7,5	5.593
Pompa-06	PU-06	7,5	5.593
Pompa-07	PU-07	5	3.728
Pompa-08	PU-08	5	3.728
Pompa-09	PU-09	0,05	37
Pompa-10	PU-10	0,75	559
Pompa-11	PU-11	0,75	559

Pompa-12	PU-12	0,5	373
Pompa-13	PU-13	0,5	373
Pompa-14	PU-14	5	3.728
Pompa-15	PU-15	5	3.728
Pompa-16	PU-16	0,25	186
Pompa-17	PU-17	0,05	37
Pompa-18	PU-18	0,25	186
Pompa-19	PU-19	0,25	186
Pompa-20	PU-20	0,75	560
Pompa-21	PU-21	0,25	186
Total		98,35	66.624

Maka total kebutuhan listrik yaitu 140 hp atau sama dengan 104,4 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 : 20.000 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.

#### **4.6.2 Struktur Organisasi**

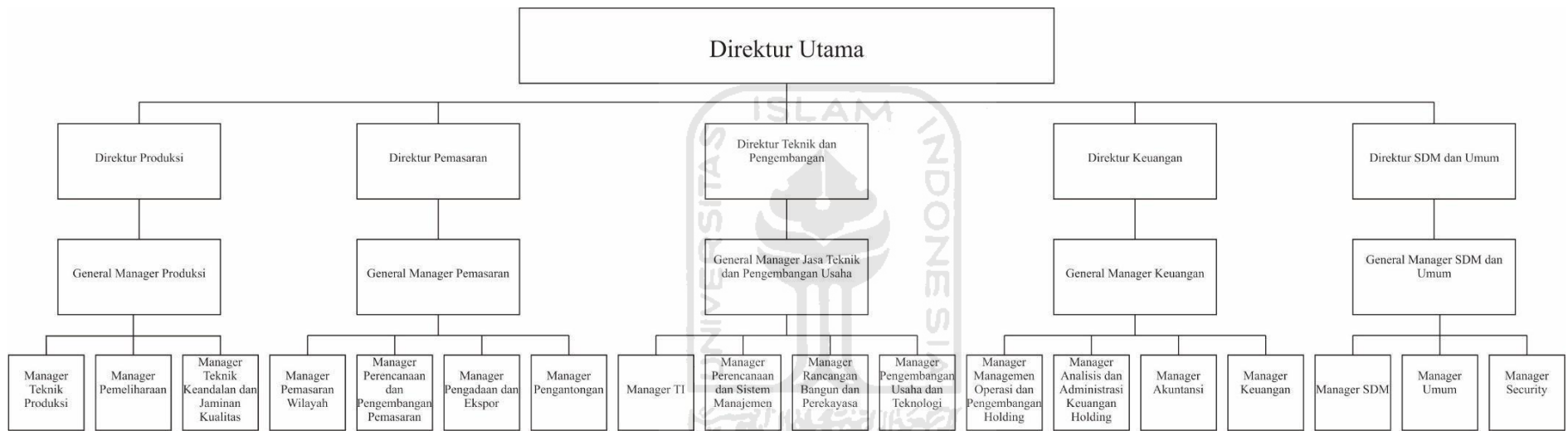
Dalam rangka menjalankan suatu proses pabrik dengan baik, dalam hal ini di suatu perusahaan, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan masing-masing 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 pengarahan 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 dibawah 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 managemen 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 3.300.000	Rp 33.000.000
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, besarnya 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 indeks dan tahun ke-.

Tahun (x)	Index (y)	x (tahun ke-)
1990	356,000	1
1991	361,300	2
1992	358,200	3
1993	359,200	4
1994	368,100	5
1995	381,100	6
1996	381,700	7

1997	386,500	8
1998	389,500	9
1999	390,600	10
2000	394,100	11
2001	394,300	12
2002	395,600	13
2003	402,000	14
2004	444,200	15
2005	468,200	16
2006	499,600	17
2007	525,400	18
2008	575,400	19
2009	521,900	20
2010	550,800	21
2011	585,700	22
2012	584,600	23
2013	567,300	24
2014	576,100	25
2015	556,800	26
2016	541,700	27
2017	567,500	28
2018	603,100	29

Sumber: Peter & Timmerhaus, 1990



Persamaan yang diperoleh yaitu:

$$y = 10,003x - 19581$$

Dengan menggunakan persamaan di atas, dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan. Sehingga indeks pada tahun 2022 sebesar 645,066. 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 : 20.000 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.*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Purchased Equipment cost	Rp 60.648.880.224	\$ 4.197.154
2	Delivered Equipment Cost	Rp 15.162.220.056	\$ 1.049.289
3	Instalasi cost	Rp 9.555.661.288	\$ 661.291
4	Pemipaan	Rp 14.088.273.189	\$ 974.967

5	Instrumentasi	Rp	15.096.534.591	\$	1.044.743
6	Insulasi	Rp	2.270.135.854	\$	157.103
7	Listrik	Rp	9.097.332.034	\$	629.573
8	Bangunan	Rp	136.875.000.000	\$	9.472.318
9	Land & Yard Improvement	Rp	135.400.000.000	\$	9.370.242
Total		Rp	398.194.037.235	\$	27.556.681

b. *Direct Plant Cost (DPC)*

*Tabel 4. 32 Direct plant cost.*

No	Type of Capital Investment		Biaya (Rp)		Biaya (\$)
1	Engineering & Construction	Rp	79.638.807.447	\$	5.511.336
Total		Rp	477.832.844.682	\$	33.068.017

c. *Fixed Capital Investment (FCI)*

*Tabel 4. 33 Fixed capital investment.*

No	Fixed Capital		Biaya (Rp)		Biaya, \$
1	Direct Plant Cost	Rp	477.832.844.682	\$	33.068.017
2	Contractor's fee	Rp	19.113.313.787	\$	1.322.721
3	Contingency	Rp	47.783.284.468	\$	3.306.802
Total		Rp	544.729.442.937	\$	37.697.539



## 2. Working Capital Investment (WCI)

Tabel 4. 34 Working capital investment.

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Raw Material Inventory	Rp 148.579.150.114	\$ 10.282.294
2	Inproses Onventory	Rp 102.010.452.348	\$ 7.059.547
3	Product Inventory	Rp 68.006.968.232	\$ 4.706.365
4	Extended Credit	Rp 291.627.272.727	\$ 20.181.818
5	Available Cash	Rp 204.020.904.696	\$ 14.119.094
Total		Rp 814.244.748.116	\$ 56.349.118

$$\text{Modal total} = \text{FCI} + \text{WCI}$$

$$\text{Modal total} = 544.729.442.937 + 814.244.748.116$$

$$\text{Modal total} = \text{Rp } 1.358.974.191.053$$

$$\text{Modal total} = \$ 94.046.657$$

## 3. Manufacturing Cost (MC)

### a. Direct Manufacturing Cost (DMC)

Tabel 4. 35 Direct manufacturing cost.

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Raw Material	Rp 544.790.217.084	\$ 37.701.745
2	Labor	Rp 19.368.000.000	\$ 1.340.346
3	Supervision	Rp 3.873.600.000	\$ 268.069

4	Maintenance	Rp	10.894.588.859	\$	753.951
5	Plant Supplies	Rp	1.634.188.329	\$	113.093
6	Royalty and Patents	Rp	10.693.000.000	\$	740.000
7	Utilities	Rp	23.101.417.556	\$	1.598.714
Total		Rp	614.355.011.827	\$	42.515.918

b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

*Tabel 4. 36 Indirect manufacturing cost.*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)		Biaya (\$)	
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp	2.905.200.000	\$	201.052
2	<i>Laboratory</i>	Rp	1.936.800.000	\$	134.035
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp	15.494.400.000	\$	1.072.277
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp	53.465.000.000	\$	3.700.000
Total		Rp	73.801.400.000	\$	5.107.363

c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

*Tabel 4. 37 Fixed manufacturing cost.*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)		Biaya (\$)	
1	<i>Depreciation</i>	Rp	43.578.355.435	\$	3.015.803
2	<i>Property taxes</i>	Rp	10.894.588.859	\$	753.951
3	<i>Insurance</i>	Rp	5.447.294.429	\$	376.975
Total		Rp	59.920.238.723	\$	4.146.729

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

$$MC\ total = 614.355.011.827 + 73.801.400.000 + 59.920.238.723$$

$$MC\ total = Rp\ 784.076.650.550$$

$$MC\ total = \$\ 51.770.010$$

**General Expense (GE)**

*Tabel 4. 38 General expense.*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp 37.403.832.528	\$ 2.588.501
2	<i>Sales Expense</i>	Rp 59.846.132.044	\$ 4.141.601
3	<i>Research</i>	Rp 37.403.832.528	\$ 2.588.501
4	<i>Finance</i>	Rp 27.179.483.821	\$ 1.880.933
Total		Rp 161.833.280.920	\$ 11.199.535

$$Biaya\ total = MC + GE$$

$$Biaya\ total = 784.076.650.550 + 161.833.280.920$$

$$Biaya\ total = Rp\ 909.909.931.470$$

$$Biaya\ total = \$\ 62.969.545$$

**4. Analisa Keuntungan**

$$Total\ penjualan = Rp\ 1.069.300.000.000$$

$$Total\ production\ cost = Rp\ 909.909.931.470$$

$$Keuntungan\ sebelum\ pajak = total\ penjualan - total\ production\ cost$$

*Keuntungan sebelum pajak* = 1.069.300.000.000 – 909.909.931.470

*Keuntungan sebelum pajak* = Rp 159.390.068.529

*Keuntungan setelah pajak 52%* = Rp 76.507.232.894

*Keuntungan setelah pajak 52%* = \$ 5.294.618

## 5. Analisa Kelayakan

### a. Return On Investment (ROI)

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

$$\text{ROI sebelum pajak} = \frac{159.390.068.529}{544.729.442.937} \times 100\%$$

$$\text{ROI sebelum pajak} = 29\%$$

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

$$\text{ROI setelah pajak} = \frac{76.507.232.894}{544.729.442.937} \times 100\%$$

$$\text{ROI setelah pajak} = 14\%$$

### b. Pay Out Time (POT)

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

$$\text{POT sebelum pajak} = \frac{544.729.442.937}{159.390.068.529 + 43.578.355.435}$$

$$\text{POT sebelum pajak} = 3 \text{ tahun}$$

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

$$\text{POT setelah pajak} = \frac{544.729.442.937}{76.507.232.894 + 43.578.355.435}$$

*POT setelah pajak = 5 tahun*

c. *Break Even Point (BEP)*

*Fixed Cost (Fa)*

*Tabel 4. 39 Fixed cost.*

Depresiasi	Rp	43.578.355.435	\$	3.015.803
Proerty Taxes	Rp	10.894.588.859	\$	753.951
Asuransi	Rp	5.447.294.429	\$	376.975
Total	Rp	59.920.238.723	\$	4.146.729

*Regulated Cost (Ra)*

*Tabel 4. 40 Regulated cost.*

Gaji Karyawan	Rp	19.368.000.000	\$	1.340.346
Payroll Overhead	Rp	2.905.200.000	\$	201.052
Supervision	Rp	3.873.600.000	\$	268.069
Plant Overhead	Rp	15.494.400.000	\$	1.072.277
Laboratorium	Rp	1.936.800.000	\$	134.035
General Expense	Rp	161.833.280.920	\$	11.199.535
Maintenance	Rp	10.894.588.859	\$	753.951
Plant Supplies	Rp	1.634.188.329	\$	113.093
Total	Rp	217.940.058.108	\$	15.082.357

*Variable Cost (Va)*

*Tabel 4. 41 Variable cost.*

Raw Material	Rp	544.790.217.084	\$	37.701.745
Packaging and Shipping	Rp	53.465.000.000	\$	3.700.000
Utilities	Rp	23.101.417.556	\$	1.598.714
Royalty & Patent	Rp	10.693.000.000	\$	740.000
Total	Rp	632.049.634.640	\$	43.740.459

*Sales Cost (Sa)*

$$\text{Sales cost} = \text{Rp } 1.069.300.000.000$$

$$\text{Sales cost} = \$ 135.012.626$$

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

$$BEP = \frac{59.920.238.723 + 0,3 \times 217.940.058.108}{1.069.300.000.000 - 632.049.634.640 - 0,7 \times 217.940.058.108} \times 100\%$$

$$BEP = 44,01\%$$

d. *Shut Down Point (SDP)*

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

$$SDP = \frac{0,3 \times 217.940.058.108}{1.069.300.000.000 - 632.049.634.640 - 0,7 \times 217.940.058.108} \times 100\%$$

$$SDP = 22,97\%$$

e. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

DCFR dihitung dengan menggunakan *trial and error*.



$$R = S$$

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

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

$$Error = R - S$$

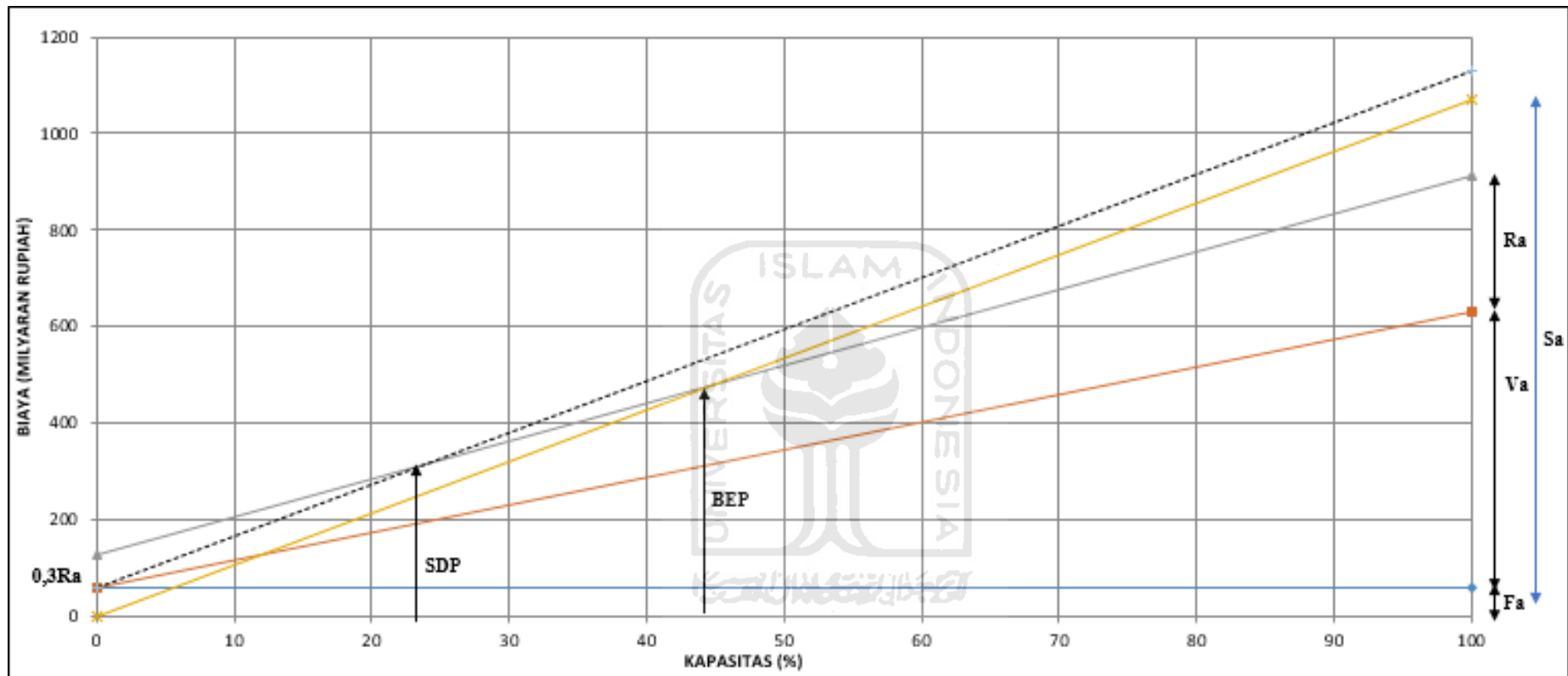
Setelah dilakukan *goal seek* dengan menge-*set error* = 0, dan merubah nilai I, maka didapatkan:

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

$$DCFR = 19,84\%$$







Gambar 4. 8 Grafik BEP

## 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 didapat hasil sebagai berikut:
  - a. *Return On Investment* (ROI) 29%. Syarat kelayakan pabrik beresiko rendah lebih dari 11% (Aries & Newton), maka pabrik layak didirikan.
  - b. *Pay Out Time* (POT) 3 tahun. Syarat kelayakan yaitu maksimal 5 tahun, maka menurut teori Aries & Newton, pabrik layak didirikan.
  - c. *Break Even Point* (BEP) 44,01%. Pada umumnya, syarat kelayakan didirikannya pabrik (Aries & Newton), nilai BEP berkisar antara 40% sampai 60%.
  - d. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) 19,84%. 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 19,84% lebih dari 9%, maka pabrik layak untuk didirikan.
3. Bahan baku yang dibutuhkan untuk membangun pabrik biodiesel dengan kapasitas 20.000 ton/tahun yaitu *palm oil mill effluent* (POME) dengan jumlah sebanyak 103.346,391 ton/tahun.

4. Berdasarkan perhitungan utilitas, didapatkan:

- a. Kebutuhan air pabrik pabrik secara keseluruhan sebesar 2.250.519,031kg/jam, dimana terdiri dari kebutuhan air proses sebesar 13.505 kg/jam, kebutuhan air pendingin sebesar 2.220.444,031 kg/jam, kebutuhan air steam sebesar 3.562 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 262 kg/jam sedangkan untuk generator sebesar 525 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

- Ahmad, A.L., Ismail, S., dan Bhatia, S. 2003. *Water Recycling from Palm Oil Mill Effluent (POME) Using Membrane Technology*. Desalination 157, 87.
- 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.
- Budyanto. 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 Steinhauster, 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.Indonesia> 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.

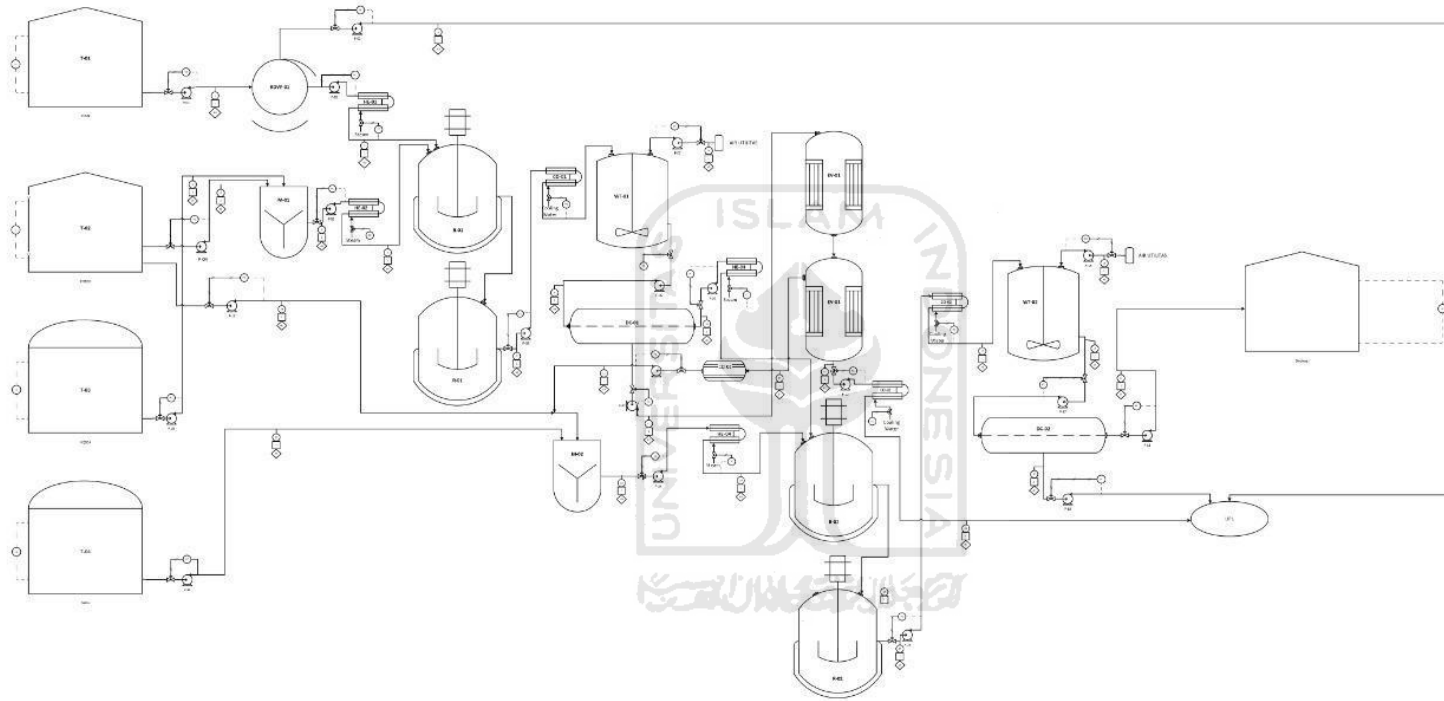
I.M. Atadashi, M.K. Aruo, A.R. Abdul Aziz, N.M.N. Sulaiman. 2011. *Refining Technologies for the Purification of Crude Biodiesel*. Science Direct. Malaysia.

- Kangnoo, A., Suksaroj, T., Inthharapat, P., Promtong, T., and Suksaroj, 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 Harriot, P., 1985, "Unit Operation of Chemical Engineering", 4th ed, Mc GrawHill 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, Mc GrawHill 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, Mc GrawHill 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  
 PERANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI PALM OIL MILL EFFLUENT (POME) MENGGUNAKAN KATALIS ASAM SULFAT PADA REAKSI  
 ESTERIFIKASI DAN NATRIUM HIDROKSIDA PADA REAKSI TRANSFERIFIKASI DENGAN KAPASITAS 20.000 TON TAHUN



NERACA MASSA (kg/hari)

KOMPONEN	No. Area																						
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21		
FFA	1.044	--	1.044	--	--	--	68	--	68	--	68	--	--	--	--	68	--	68	--	68	--		
Triglycerida	2.101	--	2.101	--	--	--	2.191	--	2.191	--	2.191	--	--	--	--	127	--	127	--	127	--		
H2O	9.591	--	9.591	3	3	6	9.686	7.986	17.672	17.565	166	17.565	--	7.537	0,3	17.573,3	17.573,3	15.614	33.187	32.988	159		
C18OH	--	--	--	3.129	--	3.129	2.971	--	2.971	2.956	15	2.956	--	8	--	10.494	10.279	--	10.279	10.218	51		
H2SO4	--	--	--	--	101	101	101	--	101	101	--	101	--	--	--	--	--	--	--	--	--		
NaOH	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	10	10	10	--	10	10		
Glycerol	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	643	--	643	643	--	--		
RCOOCD	--	--	--	--	--	--	1.045	--	1.045	--	1.045	--	--	--	--	2.525	--	2.525	--	2.525	--		
Kotoran	313	313	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--		
TOTAL	13.045	313	12.736	3.132	104	3.236	6.164	7.986	23.958	20.622	3.335	20.521	101	7.545	10,3	18.971,3	31.226,3	15.614	46.841	43.859	2.980		

PROSES PERENCANAAN ALIRAN BAHAN  
 PERANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI  
 PALM OIL MILL EFFLUENT (POME) MENGGUNAKAN KATALIS ASAM SULFAT  
 PADA REAKSI ESTERIFIKASI DAN NATRIUM  
 HIDROKSIDA PADA REAKSI TRANSFERIFIKASI  
 DENGAN KAPASITAS 20.000 TON TAHUN

No. Dokumen: 10022041  
 Revisi: 01 (01/07/2019)

Disusun Oleh: 1. Nur Hafidza, 2. Nur Hafidza, 3. Nur Hafidza, 4. Nur Hafidza

Ditelaah Oleh: 1. Nur Hafidza, 2. Nur Hafidza, 3. Nur Hafidza, 4. Nur Hafidza

**LEGENDA**

◊	Flow Control Valve	BT	Distillate
◻	Storage Tank	CD	Condenser
◻	Distillation Column	CO	Overhead
◻	Distillation Column	CB	Bottoms
◻	Distillation Column	CT	Top Product
◻	Distillation Column	CBT	Bottoms Product
◻	Distillation Column	CBT	Bottoms Product



## LAMPIRAN B

### REAKTOR ESTERIFIKASI

Jenis: RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk)

Fungsi: Mereaksikan FFA dengan CH<sub>3</sub>OH dengan katalis H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

Bentuk: Silinder

Bahan: Carbon Steel SA-283 Grade C

Kondisi operasi: Suhu: 60,000 °C 333,000 K

Tekanan: 1,000 atm

Komponen	C (kmol/jam)	m (kg/jam)	ρ (kg/m <sup>3</sup> )	Fv (m <sup>3</sup> /jam)
FFA	0,115	68,271	850,000	0,080
Trigliserida	2,489	2.100,855	918,000	2,289
H <sub>2</sub> O	537,708	9.685,738	1.000,000	9,686
CH <sub>3</sub> OH	92,727	2.970,797	792,000	3,751
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1,032	101,259	1.840,000	0,055
Metil ester	1,642	1.044,704	863,500	1,210
Total	635,714	15.971,624	6.263,500	17,070

k: 2,8700/jam (Utami, 2007)

X: 0,935

Konversi tiap reaktor

$$V = \frac{F_{A0} - F_A}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{F_{A0} - (F_{A0} - F_{A0}X)}{k.C_A}$$

$$V = \frac{F_{A0}X}{k \cdot \frac{F_A}{Fv}}$$

$$V = \frac{F_{A0}X.Fv}{k.F_A}$$

$$V = \frac{F_{A0}X.Fv}{k.F_{A0} - F_{A0}X}$$

$$V = \frac{F_{A0} X F_v}{k F_{A0} (1-X)}$$

$$V = \frac{F_v X}{k(1-X)}$$

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

V: 85,558 m<sup>3</sup>

X0: -

X1: 0,935

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

Untuk nilai X pada reaktor ke-n, digunakan *trial and error* dan *goal seek*.

1. Untuk reaktor 1, menentukan nilai V coba.
2. Memasukkan nilai X1 = 0,935.
3. Memasukkan nilai X0 secara sembarang.
4. *Goal seek* pada file excel, dimana *set cell* merupakan nilai X0, *to value* merupakan nilai 0, dan *by changing cell* merupakan nilai V coba.
5. Untuk reaktor 2 dan seterusnya, menentukan nilai Vn coba. Kemudian nilai V<sub>n-1</sub> = Vn coba, dan V1 = Vn coba.
6. Memasukkan nilai Xn = 0,935. Untuk X<sub>n-1</sub> menggunakan persamaan yang ada.
7. Memasukkan nilai X0 secara sembarang.
8. *Goal seek* pada file excel, dimana *set cell* merupakan nilai X0, *to value* merupakan nilai 0, dan *by changing cell* merupakan nilai Vn coba.

Metode six - Tenths Factor

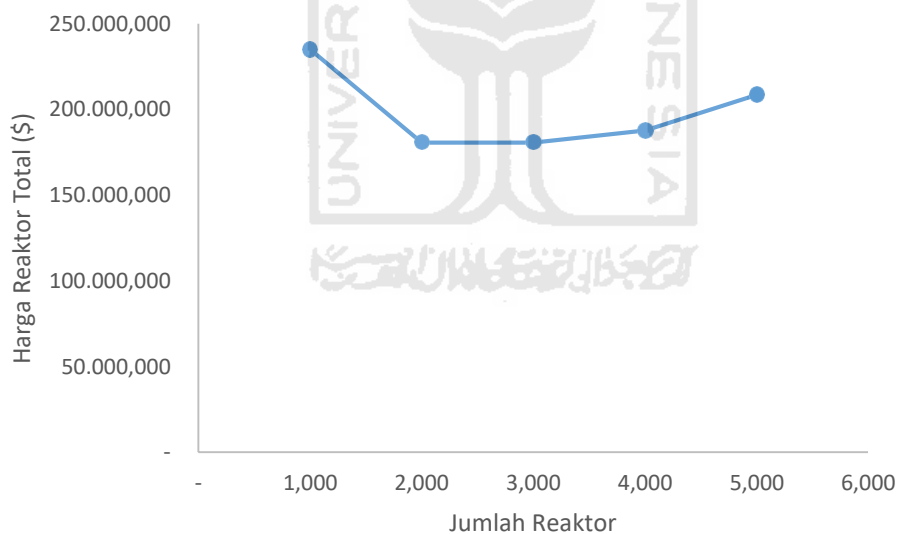
$$Cost A = Cost B \left( \frac{Size A^{0,6}}{Size B} \right)$$

Kondisi operasi: P: 1,000 atm 14,700 lb/in<sup>2</sup>

Bahan: Carbon Steel, 50 lb/in<sup>2</sup>

Basis harga pada volume 3000 gallon = 70000 \$

N	Volume (L)	Volume (Gallon)	Cost/unit	Cost
1,000	85.558,171	22.602,078	235.133,389	235.133,389
2,000	17.381,832	4.591,794	90.368,015	180.736,031
3,000	8.845,724	2.336,793	60.255,605	180.766,815
4,000	5.832,732	1.540,845	46.933,251	187.733,002
5,000	4.794,452	1.266,560	41.725,426	208.627,128



Jika ditinjau dari harga, maka digunakan 2 buah reaktor dengan volume masing2 V1 = V2

(Vshell): 17,382 m<sup>3</sup> 17.381,832 L 4.591,794 Gallon

Volume

Volume cairan dalam reaktor

V cairan: 4.591,794 gallon

17.381,832 L

17,382 m<sup>3</sup>

613,834 ft<sup>3</sup>

Volume reaktor oversize 20%

V reaktor: 20.858,199 L

20,858 m<sup>3</sup>

5.510,153 gallon

736,600 ft<sup>3</sup>

Diameter dan tinggi reaktor

Dipilih RATB bentuk silinder dengan perbandingan D : H = 2 : 3

(Brownell &

Young, Table 3.3 Page 43)

V reaktor: 736,600 ft<sup>3</sup>



$$V_{reaktor} = V_{shell} + 2 \cdot V_{head}$$
$$V_{reaktor} = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times H\right) + (2 \times 0,0847 \times D^3)$$
$$V_{reaktor} = \left(\frac{\pi}{4} \times \frac{3}{2} D^3\right) + (2 \times 0,0847 \times D^3)$$

V reaktor: 1,347 D<sup>3</sup>

736,600 1,347 D<sup>3</sup>

D: 8,178 ft 98,133 in 2,493 m

r: 4,089 ft 49,066 in 1,246 m

H: 12,267 ft 147,199 in 3,739 m

Tebal shell dan head

Bahan: Carbon Steel SA-283 Grade C 283 lebih ekonomis dari 285,  
tetapi ketebalan plate tidak lebih dari 5/8, dan suhu max 650°F

carbon steel karena suhu operasi dan tekanan sesuai dengan bahan,  
serta ekonomis

$$t_s = \frac{P \times r_i}{f \times E - 0,6P} + C$$

dimana, ts: tebal dinding shell (in)

P: tekanan design (P operasi x 1,2): 17,640 psi

ri: jari-jari reaktor: 49,066 in

E: efisiensi sambungan las: 0,850

f: tekanan maksimal yang diizinkan: 12.650,000 psi

C: korosi yang diizinkan: 0,125 in

ts: 0,206

Tebal shell standar: 0,313

ID shell: 98,133 in

OD shell: ID shell + 2.ts

OD shell: 98,544 in

OD standar: 102,000 in 2,591 m

ID: 101,375 in 2,575 m 8,448 ft

rc: 96,000 in 2,438 m

irc: 6,125 in 0,156 m

$$t = \frac{0,885 \times P \times r_c}{f \times E - 0,1P} + C$$

t: 0,264

Tebal head standar: 0,313 in

a: ID/2

a: 50,688 in

AB: a - irc

AB: 44,563 in

BC: rc - irc

BC: 89,875 in

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

AC: 78,049 in

b: rc - AC

b: 17,951 in

Sf: 2,250 in 0,057 m

Tinggi head total: Sf + b + head

AO: 20,513 in 0,521 m



Volume head

$$V_h: 0,000049 \times ID^3$$

$$V_h: 51,049 \text{ ft}^3 \quad 1,446 \text{ m}^3$$

$$V_{sf}: (\pi/4) \times ID^2 \times sf$$

$$V_{sf}: 0,297 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{head}}: V_h + V_{sf}$$

$$V_{\text{head}}: 1,743 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{shell}}: V_{\text{design}} - 2 \cdot V_{\text{head}}$$

$$V_{\text{shell}}: 17,372 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi shell (Hs)}: (4 \times V_s) / (\pi \times ID^2)$$

$$H_s: 3,338 \text{ m} \quad 10,951 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi reaktor}: H_s + \text{tinggi head}$$

$$\text{Tinggi reaktor}: 3,859 \text{ m}$$

$$V_{\text{cairan shell}}: V_{\text{cairan}} - V_{\text{head}}$$

$$V_{\text{cairan shell}}: 15,639 \text{ m}^3$$

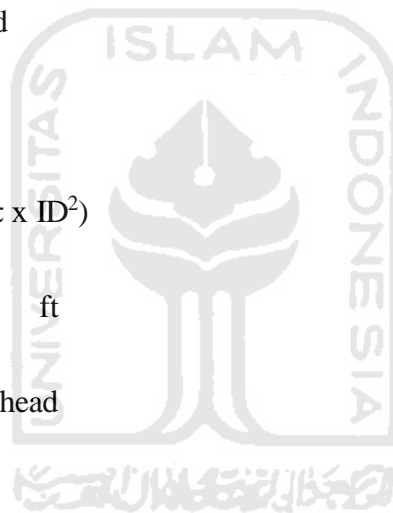
$$\text{Tinggi cairan shell}: (4 \times V_r) / (\pi \times Di^2)$$

$$Z_L: 3,005 \text{ m} \quad 118,297 \text{ in}$$

$$\text{Luas penampang}: \pi/4 \times Di^2$$

$$\text{Luas penampang}: 5,205 \text{ m}^2$$

Pengaduk reaktor



$$\ln \mu: \sum x_i \cdot \ln \mu_i$$

$$\ln \mu: 0,177$$

$$\mu: 1,194 \text{ cp} \quad 0,001 \text{ lb/ft.s} \quad 2,887 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\rho: 946,281 \text{ kg/L} \quad 59.074,386 \text{ lb/ft}^3$$

Jenis: Flat blade turbin impeller, 6 buah blade, 4 buah baffle

$$D_t: 2,575 \text{ m}$$

$$D_i: D_t / 3$$

$$D_i: 0,858 \text{ m}$$

$$Z_i: 1,3 \times D_i$$

$$Z_i: 1,116 \text{ m}$$

$$W: 0,17 \times D_i$$

$$W: 0,146 \text{ m}$$

$$L: 0,25 \times D_i$$

$$L: 0,215 \text{ m}$$



Ringkasan ukuran pengaduk reaktor

$$\text{Diameter dalam reaktor (D}_t\text{):} \quad 2,575 \text{ m} \quad 8,448 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi reaktor (Z}_R\text{):} \quad 3,859 \text{ m} \quad 12,660 \text{ ft}$$

$$\text{Jarak pengaduk dari dasar (Z}_i\text{):} \quad 1,116 \text{ m} \quad 3,661 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter pengaduk (D}_i\text{)} \quad 0,858 \text{ m} \quad 2,816 \text{ ft}$$

$$\text{Lebar pengaduk (L):} \quad 0,215 \text{ m} \quad 0,704 \text{ ft}$$



Lebar baffle (W): 0,146 m 0,479 ft

Tinggi cairan dalam silinder (ZL): 3,005 m 9,858 ft

Kecepatan pengadukan

$$\frac{WELH}{2 \cdot D_i} = \left( \frac{H \times D_i \times N^2}{600} \right)$$

dimana, WELH: water ewuipment liquid height

Di: diameter pengaduk (ft)

N: kecepatan putaran pengadukan (rpm)

H: tinggi pengaduk (ft)

$$WELH = ZL \times \left( \frac{\rho_{cairan}}{\rho_{air}} \right)$$

WELH: 2,843 m 9,328 ft

$$N = \frac{600}{\pi \cdot D_i} \sqrt{\frac{WELH}{2 \cdot D_i}}$$

N: 87,331 rpm 1,456 rps 5.239,871 rph

Kecepatan pengaduk standar: 100,000 rpm 1,667 rps

Bilangan reynold (Nre)

$$N_{re} = \frac{N \times D_i^2 \times \rho}{\mu}$$

Nre: 8.501.580,258

Np: 3,800



$$Pa = Np \times \rho \times Ni^3 \times Di^5$$

Pa: 77.547.278.125.880,700 gr.cm<sup>2</sup>/s<sup>3</sup> 7.754,728 kWH 7,755 kW

10,399 Hp

Efisiensi: 80,000 %

Efisiensi: 12,999 Hp

Power standar: 5,000 Hp

Air pendingin yang dibutuhkan

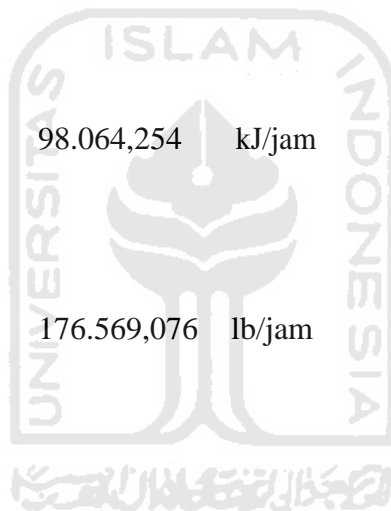
$$Wt = \frac{Q}{Cp \times \Delta T}$$

Q: 23.442,245 kcal/jam 98.064,254 kJ/jam

Wt: 4.445,515 kmol/jam

80.090,391 kg/jam 176.569,076 lb/jam

22,247 kg/s



Kecepatan volumetrik air

$$Qv = \frac{Wt}{\rho_{air}}$$

Qv: 0,022 m<sup>3</sup>/s

Luas perpindahan panas

Suhu masuk reaktor (T1): 60,000 °C 140,000 °F

Suhu keluar reaktor (T2): 60,000 °C 140,000 °F

Suhu pendingin masuk (t1): 30,000 °C 86,000 °F

Suhu pendingin keluar (t2): 50,000 °C 122,000 °F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}}$$

$\Delta T_{LMTD}$ : 32,769 °F

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}}$$

Untuk sistem heavy organic-water, kisaran UD: 5 - 75 (Kern, 1950, Tabel 8, Page 840)

UD: 75,000 btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Q: 23.422,245 kcal/jam 92.884,820 btu/jam

A: 37,794 ft<sup>2</sup> 3,511 m<sup>2</sup>

Ukuran pendingin

Jarak antara dinding luar tanki dan dinding bagian dalam jaket (jw) diambil:

2,000 in 0,051 m 5,080 cm

ID jaket: OD tanki + 2.jw ID

jaket: 106,000 in

Tebal dinding jaket

P design: P operasi x 120%

P design: 17,640 psig

Bahan: Carbon steel SA 283 grade C

f: 12.650,000 psi

C: 0,125 in

r: 53,000 in

P: 17,640 psi

E: 0,850

$$t = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6} + C$$

t min: 0,212 in

t shell standar: 0,313 in 0,008 m 0,794 cm

OD: ID + 2.t

OD: 106,625 in

OD standar dari tabel 5.7 (Brownell, 1959): 108,000 in 2,743

Standarisasi tabel 5.7 (Brownell, 1959 hal 90):

OD: 108,000 in

icr: 6,500 in

rc: 102,000 in

ID: OD - 2t

ID: 107,375 in 2,727 m 8,948 ft

Tebal head and bottom

Konstruksi head: Carbon steel SA 283 grade C

Bentuk head: Elliptical dished heads (ellipsoidal)

$$t_h = \frac{P \cdot D}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C$$

P: 17,640 psi

D: 108,000 in

f: 12.650,000 psi

E: 0,850

C: 0,125 in

th: 0,214 in

t bottom standar: 0,313 in

Standarisasi tabel 5.7 (Brownell, 1959 hal 90):

OD: 108,000 in

icr: 6,500 in

r: 102,000 in

a: 0,5 x OD jaket

a: 54,000 in 1,372 m

AB: a - icr

AB: 47,500 in 1,207 m

BC: r - icr

BC: 95,500 in 2,426 m

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

AC: 82,849 in 2,104 m

b: r - AC



b: 19,151 in 0,486 m

sf: 2,250 in 0,057 m

OA:  $th + b + sf$

OA: 21,614 in 0,549 m

Vh:  $0,000076 \times ID^3$

Vh: 94,086 ft<sup>3</sup> 2,664 m<sup>3</sup>

V head: V head tanpa sf + V pada sf

$$V_{head} = Vh + \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot ID^2 \cdot sf$$

V head: 2,998 m<sup>3</sup>

Luas permukaan transfer panas jaket

Luas permukaan tangki untuk tebal head <1 in:

$$De = OD + \frac{OD}{24} + 2 \cdot sf + \frac{2}{3} icr$$

H: 1,5 x D

H: 161,063 in

De: 121,333 in 10,111 ft

A total: A shell + 2 x A tiap head

A total:  $(\pi \times ID \times H) + (2 \times \pi/4 \times De^2)$

A total: 77.416,621 in<sup>2</sup> 49,946 m<sup>2</sup> 537,615 ft<sup>2</sup>

Koefisien perpindahan panas antara reaktor dan jaket

$$\frac{hi \cdot D}{k} = 0,36 \left( \frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left( \frac{Cp}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

dengan  $\mu = \mu_w$ , sehingga  $\mu/\mu_w = 1$

dimana,	Di: diameter reaktor (ID shell)	101,375	ft
	hi: koefisien perpindahan panas	1.705,527	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
	ρ: densitas campuran	59.074,386	lb/ft <sup>3</sup>
	Cp: kapasitas panas larutan	3,480	Btu/lb.°F
	L: diameter pengaduk	0,704	ft
	N: kecepatan rotasi pengaduk	5.239,871	rph
	k: konduktivitas panas larutan	1,976	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .(°F/ft)
	μ: viskositas larutan	2,887	lb/ft.jam

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

ID = D1: diameter dalam reaktor (ID shell) 8,448 ft

OD = D2: diameter dalam jaket pemanas 8,948 ft

h<sub>io</sub>: 1610,223587 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

$$h_o = j_H \frac{k}{De} \left( \frac{Cp}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

h<sub>o</sub>: 0,110 Btu/ft<sup>2</sup>.jam.°F

Clean overall coefficient dan designed overall coefficient

$$U_c = \frac{h_{i_o} \cdot h_o}{h_{i_o} + h_o}$$

Uc: 0,110 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Dari Tabel 12 hal 845 Kern, Fouling factor Rd: 0,002

1/Ud: Rd + 1/Uc

1/Ud: 9,131

Ud: 0,110 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

hd: 1/Rd

hd: 500,000

$$U_D = \frac{U_c \cdot h_d}{U_c + h_d}$$

Ud: 0,110 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

hc: 0,19 x (Δt)<sup>(1/3)</sup>

hc: 0,570 Btu/lb.°F

q konveksi: hc x π x OD x L x ΔT

q konveksi: 7.055,622 Btu/jam

Sehingga didapatkan panas yang hilang sebelum isolasi: 7.055,622 Btu/jam

Persentase panas yang hilang: 58,253 %





## REAKTOR TRANSESTERIFIKASI

Jenis: RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk)

Fungsi: Mereaksikan Trigliserida dengan CH<sub>3</sub>OH dengan katalis NaOH

Bentuk: Silinder

Bahan: Carbon Steel SA-283 Grade C

Kondisi operasi: Suhu: 60,000 °C 333,000 K

Tekanan: 1,000 atm

Komponen	C (kmol/jam)	m (kg/jam)	ρ (kg/m <sup>3</sup> )	Fv (m <sup>3</sup> /jam)
FFA	0,115	68,271	850,000	0,080
Trigliserida	0,163	137,396	918,000	0,150
H <sub>2</sub> O	975,593	17.573,364	1.000,000	17,573
CH <sub>3</sub> OH	320,562	10.270,164	792,000	12,967
Metil ester	3,968	2.525,253	863,500	2,924
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	6,979	642,702	1.261,000	0,510
NaOH	0,255	10,189	2.130,000	0,005
Total	1.307,635	31.227,339	7.814,500	34,210

k: 2,8700/jam (Utami, 2007)

X: 0,935

Konversi tiap reaktor

$$V = \frac{F_{A0} - F_A}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{F_{A0} - (F_{A0} - F_{A0}X)}{k.C_A}$$

$$V = \frac{F_{A0}X}{k \cdot \frac{F_A}{F_v}}$$

$$V = \frac{F_{A0}X.F_v}{k.F_A}$$

$$V = \frac{F_{A0}X.F_v}{k.F_{A0} - F_{A0}X}$$

$$V = \frac{F_{A0}X.F_v}{k.F_{A0} \cdot (1 - X)}$$

$$V = \frac{FvX}{k(1-X)}$$

$$Vn = \frac{Fv(Xn - X_{n-1})}{k(1 - Xn)}$$

V: 171,461 m<sup>3</sup>

X0: -

X1: 0,935

$$X_{n-1} = Xn - \frac{Vn \cdot k(1 - Xn)}{Fv}$$

Untuk nilai X pada reaktor ke-n, digunakan *trial and error* dan *goal seek*.

1. Untuk reaktor 1, menentukan nilai V coba.
2. Memasukkan nilai X1 = 0,935.
3. Memasukkan nilai X0 secara sembarang.
4. *Goal seek* pada file excel, dimana *set cell* merupakan nilai X0, *to value* merupakan nilai 0, dan *by changing cell* merupakan nilai V coba.
5. Untuk reaktor 2 dan seterusnya, menentukan nilai Vn coba. Kemudian nilai V<sub>n-1</sub> = Vn coba, dan V1 = Vn coba.
6. Memasukkan nilai Xn = 0,935. Untuk X<sub>n-1</sub> menggunakan persamaan yang ada.
7. Memasukkan nilai X0 secara sembarang.
8. *Goal seek* pada file excel, dimana *set cell* merupakan nilai X0, *to value* merupakan nilai 0, dan *by changing cell* merupakan nilai Vn coba.

Metode six - Tenths Factor

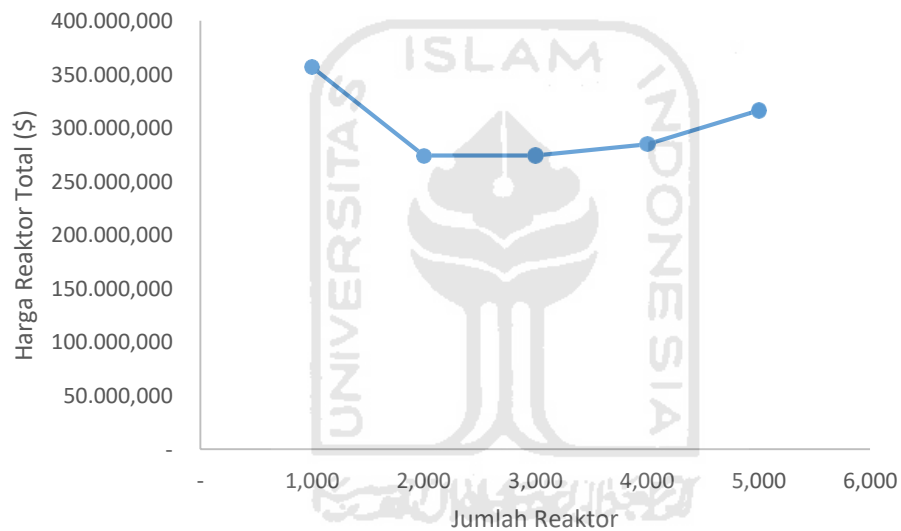
$$Cost A = Cost B \left( \frac{Size A}{Size B} \right)^{0,6}$$

Kondisi operasi: P: 1,000 atm 14,700 lb/in<sup>2</sup>

Bahan: Carbon Steel, 50 lb/in<sup>2</sup>

Basis harga pada volume 3000 gallon = 70000 \$

N	Volume (L)	Volume (Gallon)	Cost/unit	Cost
1,000	171.460,751	45.295,139	356.825,796	356.825,796
2,000	34.833,023	9.201,911	137.136,200	274.272,400
3,000	17.725,765	4.682,652	91.436,671	274.310,014
4,000	11.686,945	3.087,364	71.216,069	284.864,277
5,000	9.606,709	2.537,824	63.314,356	316.571,779



Jika ditinjau dari harga, maka digunakan 2 buah reaktor dengan volume masing2  $V_1 = V_2 =$

$V_3$  ( $V_{shell}$ ): 17,726 m<sup>3</sup> 17.725,765 L 4.682,652 Gallon

Volume

Volume cairan dalam reaktor

V cairan: 4.682,652 gallon

17.725,765 L

17,726 m<sup>3</sup>

625,979 ft<sup>3</sup>

Volume reaktor overdesign 20%

V reaktor: 21.270,918 L

21,271 m<sup>3</sup>

5.619,182 gallon

751,175 ft<sup>3</sup>

Diameter dan tinggi reaktor

Dipilih RATB

V reaktor: 751,175 ft<sup>3</sup>

$$\begin{aligned} V_{reaktor} &= V_{shell} + 2 \cdot V_{head} \\ V_{reaktor} &= \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times H\right) + (2 \times 0,0847 \times D^3) \\ V_{reaktor} &= \left(\frac{\pi}{4} \times \frac{3}{2} D^3\right) + (2 \times 0,0847 \times D^3) \end{aligned}$$

V reaktor: 1,347 D<sup>3</sup>

751,175 1,347 D<sup>3</sup>

D: 8,231 ft 98,776 in 2,509 m

r: 4,116 ft 49,388 in 1,254 m

H: 12,347 ft 148,163 in 3,763 m

Tebal shell dan head

Bahan: Carbon Steel SA-283 Grade C 283 lebih ekonomis dari 285,

tetapi ketebalan plate tidak lebih dari 5/8, dan suhu max 650°F

carbon steel karena suhu operasi dan tekanan sesuai dengan bahan,  
serta ekonomis

$$t_s = \frac{P \times r_i}{f \times E - 0,6P} + C$$

dimana, ts: tebal dinding shell (in)

P: tekanan design (P operasi x 1,2): 17,640 psi

ri: jari-jari reaktor: 49,388 in

E: efisiensi sambungan las: 0,850

f: tekanan maksimal yang diizinkan: 12.650,000 psi

C: korosi yang diizinkan: 0,125 in

ts: 0,206

Tebal shell standar: 0,313

ID shell: 98,776 in

OD shell: ID shell + 2.ts

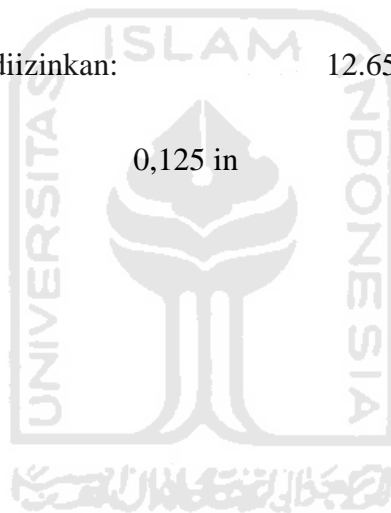
OD shell: 99,188 in

OD standar: 102,000 in 2,591 m

ID: 101,374 in 2,575 m 8,448 ft

rc: 96,000 in 2,438 m

irc: 6,125 in 0,156 m



$$t = \frac{0,885 \times P \times r_c}{f \times E - 0,1P} + C$$

t: 0,264

Tebal head standar: 0,313 in

a: ID/2

a: 50,687 in

AB: a - irc

AB: 44,562 in

BC: rc - irc

BC: 89,875 in

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

AC: 78,050 in

b: rc - AC

b: 17,950 in

Sf: 2,250 in 0,057 m

Tinggi head total: Sf + b + head

AO: 20,513 in 0,521 m

Volume head

Vh: 0,000049 x ID<sup>3</sup>

Vh: 51,048 ft<sup>3</sup> 1,446 m<sup>3</sup>



$$V_{sf}: (\pi/4) \times ID^2 \times sf$$

$$V_{sf}: 0,297 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{head}}: V_h + V_{sf}$$

$$V_{\text{head}}: 1,743 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{shell}}: V_{\text{design}} - 2 \cdot V_{\text{head}}$$

$$V_{\text{shell}}: 17,785 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi shell (Hs)}: (4 \times V_s) / (\pi \times ID^2)$$

$$H_s: 3,417 \text{ m} \quad 11,211 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi reaktor}: H_s + \text{tinggi head}$$

$$\text{Tinggi reaktor}: 3,938 \text{ m}$$

$$V_{\text{cairan shell}}: V_{\text{cairan}} - V_{\text{head}}$$

$$V_{\text{cairan shell}}: 15,983 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi cairan shell}: (4 \times V_r) / (\pi \times Di^2)$$

$$Z_L: 3,071 \text{ m} \quad 120,901 \text{ in}$$

$$\text{Luas penampang}: \pi/4 \times Di^2$$

$$\text{Luas penampang}: 5,205 \text{ m}^2$$

Pengaduk reaktor

$$\ln \mu: \sum x_i \cdot \ln \mu_i \ln$$

$$\mu: -0,008$$

$$\mu: 0,992 \text{ cp} \quad 0,001 \text{ lb/ft.s} \quad 2,399 \text{ lb/ft.hr}$$

$\rho$ : 925,606 kg/L 57.783,670 lb/ft<sup>3</sup>

Jenis: Flat blade turbin impeller, 6 buah blade, 4 buah baffle

Dt: 2,575 m

Di: Dt / 3

Di: 0,858 m

Zi: 1,3 x Di

Zi: 1,116 m

W: 0,17 x Di

W: 0,146 m

L: 0,25 x Di

L: 0,215 m

Ringkasan ukuran pengaduk reaktor

Diameter dalam reaktor (Dt): 2,575 m 8,448 ft

Tinggi reaktor (ZR): 3,938 m 12,921 ft

Jarak pengaduk dari dasar (Zi): 1,116 m 3,661 ft

Diameter pengaduk (Di) 0,858 m 2,816 ft

Lebar pengaduk (L): 0,215 m 0,704 ft

Lebar baffle (W): 0,146 m 0,479 ft

Tinggi cairan dalam silinder (ZL): 3,071 m 10,075 ft





Kecepatan pengadukan

$$\frac{WELH}{2 \cdot D_i} = \left( \frac{H \times D_i \times N^2}{600} \right)$$

dimana, WELH: water ewuipment liquid height

Di: diameter pengaduk (ft)

N: kecepatan putaran pengadukan (rpm)

H: tinggi pengaduk (ft)

$$WELH = ZL \times \left( \frac{\rho_{cairan}}{\rho_{air}} \right)$$

WELH: 2,842 m 9,326 ft

$$N = \frac{600}{\pi \cdot D_i} \sqrt{\frac{WELH}{2 \cdot D_i}}$$

N: 87,319 rpm 1,455 rps 5.239,124 rph

Kecepatan pengaduk standar: 100,000 rpm 1,667 rps

Bilangan reynold (Nre)

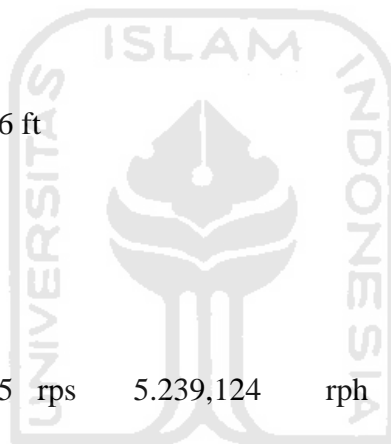
$$N_{re} = \frac{N \times D_i^2 \times \rho}{\mu}$$

Nre: 10.006.981,769

Np: 3,800

$$Pa = Np \times \rho \times Ni^3 \times Di^5$$

Pa: 75.849.206.463.937,300 gr.cm2/s3 7.584,921 kWH 7,585 kW



Efisiensi: 80,000 %

Efisiensi: 12,714 Hp

Power standar: 15,000 Hp

Air pendingin yang dibutuhkan

$$Wt = \frac{Q}{Cp \times \Delta T}$$

Q: 517.714,275 kcal/jam 2.167.566,097 kJ/jam

Wt: 98.261,561 kmol/jam

1.770.280,284 kg/jam 3.902.799,703 lb/jam

491,745 kg/s

Kecepatan volumetrik air

$$Qv = \frac{Wt}{\rho_{air}}$$

Qv: 0,492 m<sup>3</sup>/s

Luas perpindahan panas

Suhu masuk reaktor (T1): 60,000 °C 140,000 °F

Suhu keluar reaktor (T2): 60,000 °C 140,000 °F

Suhu pendingin masuk (t1): 30,000 °C 86,000 °F

Suhu pendingin keluar (t2): 50,000 °C 122,000 °F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}}$$

$\Delta T_{LMTD}$ : 32,769 °F

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}}$$

Untuk sistem heavy organic-water, kisaran UD: 5 - 75 (Kern, 1950, Tabel 8, Page 840)

UD: 75,000 btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Q: 517.714,275 kcal/jam 2.053.082,329 btu/jam

A: 835,386 ft<sup>2</sup> 77,610 m<sup>2</sup>

Ukuran pendingin

Jarak antara dinding luar tanki dan dinding bagian dalam jaket (jw) diambil:

2,000 in

ID jaket: OD tanki + 2.jw ID

jaket: 106,000 in

Tebal dinding jaket

P design: P operasi x 120%

P design: 17,640 psig

Bahan:

f: 12.650,000 psi

C: 0,125 in

r: 53,000 in

P: 17,640 psi



E: 0,850

$$t = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6} + C$$

t min: 0,212 in

t shell standar: 0,313 in 0,008 m 0,795 cm

OD: ID + 2.t

OD: 106,626 in

OD standar dari tabel 5.7 (Brownell, 1959): 114,000 in 2,896

Standarisasi tabel 5.7 (Brownell, 1959 hal 90):

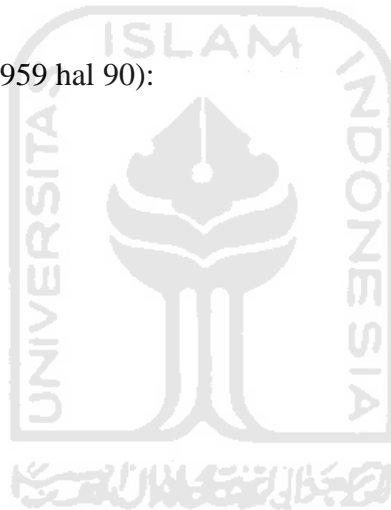
OD: 114,000 in

icr: 6,875 in

rc: 108,000 in

ID: OD - 2t

ID: 113,374 in 2,880 m 9,448 ft



Tebal head and bottom

Konstruksi head: Carbon steel SA 283 grade C

Bentuk head: Elliptical dished heads (ellipsoidal)

$$t_h = \frac{P \cdot D}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C$$

P: 17,640 psi

D: 114,000 in

f: 12.650,000 psi

E: 0,850

C: 0,125 in

th: 0,219 in

t bottom standar: 0,313 in

Standarisasi tabel 5.7 (Brownell, 1959 hal 90):

OD: 114,000 in

icr: 6,875 in

r: 108,000 in

a: 0,5 x OD jaket

a: 57,000 in 1,448 m

AB: a - icr

AB: 50,125 in 1,273 m

BC: r - icr

BC: 101,125 in 2,569 m

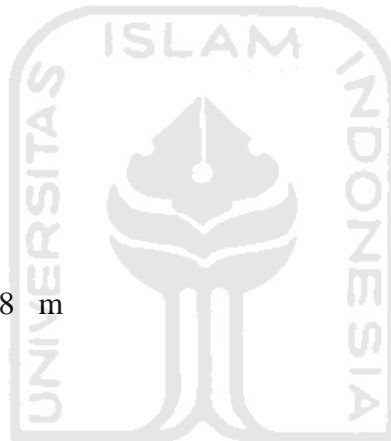
AC:  $\sqrt{(BC^2 - AB^2)}$

AC: 87,828 in 2,231 m

b: r - AC

b: 20,172 in 0,512 m

sf: 2,250 in 0,057 m



OA:  $th + b + sf$

OA: 22,641 in 0,575 m

Vh: 0,000076 x ID<sup>3</sup>

Vh: 110,753 ft<sup>3</sup> 3,136 m<sup>3</sup>

V head: V head tanpa sf + V pada sf

$$V_{head} = Vh + \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot ID^2 \cdot sf$$

V head: 3,508 m<sup>3</sup>

Luas permukaan transfer panas jaket

Luas permukaan tangki untuk tebal head <1 in:

$$De = OD + \frac{OD}{24} + 2 \cdot sf + \frac{2}{3} icr$$

H: 1,5 x D

H: 170,061 in

De: 127,833 in 10,653 ft

A total: A shell + 2 x A tiap head

A total:  $(\pi \times ID \times H) + (2 \times \pi/4 \times De^2)$

A total: 86.196,694 in<sup>2</sup> 55,611 m<sup>2</sup> 598,588 ft<sup>2</sup>

Koefisien perpindahan panas antara reaktor dan jaket

$$\frac{hi \cdot D}{k} = 0,36 \left( \frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left( \frac{Cp \cdot \rho}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

dengan  $\mu = \mu_w$ , sehingga  $\mu/\mu_w = 1$

dimana,	Di: diameter reaktor (ID shell)	101,374	ft
	hi: koefisien perpindahan panas	1.093,393	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
	$\rho$ : densitas campuran	57.783,670	lb/ft <sup>3</sup>
	Cp: kapasitas panas larutan	0,756	Btu/lb.°F
	L: diameter pengaduk	0,704	ft
	N: kecepatan rotasi pengaduk	5.239,124	rph
	k: konduktivitas panas larutan	2,028	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .(°F/ft)
	$\mu$ : viskositas larutan	2,399	lb/ft.jam

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

ID = D1: diameter dalam reaktor (ID shell) 8,448 ft

OD = D2: diameter dalam jaket pemanas 9,448 ft

h<sub>io</sub>: 977,6635223 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

$$h_o = j_H \frac{k}{De} \left( \frac{Cp.}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

h<sub>o</sub>: 0,104 Btu/ft<sup>2</sup>.jam.°F

Clean overall coefficient dan designed overall coefficient

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

U<sub>c</sub>: 0,104 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Dari Tabel 12 hal 845 Kern, Fouling factor Rd: 0,002

$$1/U_d = R_d + 1/U_c$$

$$1/U_d = 9,620$$

$$U_d = 0,104 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$h_d = 1/R_d$$

$$h_d = 500,000$$

$$U_d = \frac{U_c \cdot h_d}{U_c + h_d}$$

$$U_d = 0,104 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$h_c = 0,19 \times (\Delta t)^{1/3}$$

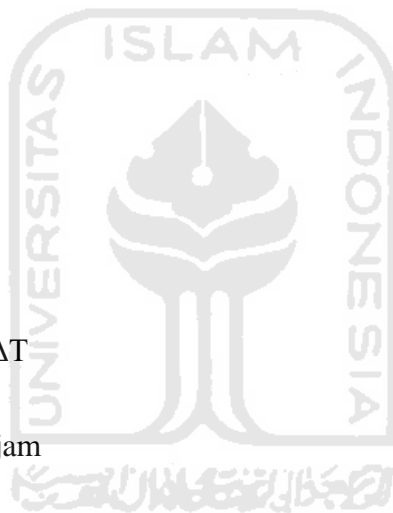
$$h_c = 0,570 \text{ Btu/lb.°F}$$

$$q \text{ konveksi} = h_c \times \pi \times OD \times L \times \Delta T$$

$$q \text{ konveksi} = 7.645,267 \text{ Btu/jam}$$

Sehingga didapatkan panas yang hilang sebelum isolasi: 7.645,267 Btu/jam

Persentase panas yang hilang: 58,252 %





## LAMPIRAN C

### KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa: Anjanetta Nadya Pasha

No MHS 16521195






2. Nama Mahasiswa: Dzikri Azwaruddin

No MHS 16521184

Judul Prarancangan)\* : PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI *PALM OIL MILL EFFLUENT* (POME) MENGGUNAKAN KATALIS ASAM SULFAT PADA REAKSI ESTERIFIKASI DAN NATRIUM HIDROKSIDA PADA REAKSI TRANSESTERIFIKASI DENGAN KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 01 Oktober

2019 Batas Akhir Bimbingan : 28 Maret 2021

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
	4 Oktober 2019	Konsultasi judul TA	
	10 Oktober 2019	Penjabaran materi TA	
	24 Oktober 2020	Konsultasi utilitas dan analisa ekonomi	
	25 Oktober 2020	Konsultasi utilitas dan analisa ekonomi	
	28 Oktober 2020	Revisi naskah TA	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 1 N o v e m b e r 2 0 2 0

Dosen Pembimbing 1,



**Bachrun Sutrisno, Ir.,M.Sc.**

)\* **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan  
Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Anjanetta Nadya Pasha

No MHS 16521195

2. Nama Mahasiswa: Dzikri Azwaruddin

No MHS 16521184

Judul Prarancangan)\* : PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI *PALM OIL MILL EFFLUENT* (POME) MENGGUNAKAN KATALIS ASAM SULFAT PADA REAKSI ESTERIFIKASI DAN NATRIUM HIDROKSIDA PADA REAKSI TRANSESTERIFIKASI DENGAN KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 01 Oktober 2019

Batas Akhir Bimbingan : 28 Maret 2021

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
	2 Oktober 2019	Konsultasi judul TA	
	8 Oktober 2019	Penjabaran poin-poin pengerjaan TA	
	24 Oktober 2019	Konsultasi BAB I	
	29 Oktober 2019	Konsultasi BAB I dan BAB II	
	28 Maret 2020	Konsultasi BAB III	
	10 April 2020	Konsultasi neraca massa	
	20 April 2020	Konsultasi neraca massa	
	12 Juni 2020	Konsultasi neraca panas	
	14 September 2020	Konsultasi perhitungan alat besar	
	13 Oktober 2020	Konsultasi perhitungan alat besar	
	29 Oktober 2020	Revisi naskah TA	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 1 N o v e m b e r 2 0 2 0

Dosen Pembimbing 2,



Umi Rofiqah, S.T., M.T.

)\* **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan  
Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy