

**PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI *PALM*
FATTY ACID DISTILLATE DENGAN KAPASITAS
50.000 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

**Diajukan sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**



Oleh:

Nama : Qonitha Arifa

Nama : Muhammad Fikri Sholihin

NIM : 20521197

NIM : 20521225

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2024

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN

PRA RANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Qonitha Arifa

Nama : Muhammad Fikri Sholihin

NIM : 20521197

NIM : 20521225

Yogyakarta, 10 Juli 2024

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

Td. Tangan



Muhammad Fikri Sholihin

Td. Tangan



Qonitha Arifa

LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING

LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI PALM FATTY ACID

DISTILLATE DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN


PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama	: Qonitha Arifa	Nama	: Muhammad Fikri Sholihin
NIM	: 20521197	NIM	: 20521225

Yogyakarta, 10 Juli 2024

Pembimbing,


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

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI PALM FATTY ACID DISTILLATE DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Qonitha Arifa Nama : Muhammad Fikri Sholihin
NIM : 20521197 NIM : 20521225

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk Memperoleh Gelar

Sarjana Teknik Kimia

Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 13 Agustus 2024

Tim Penguji

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

Ketua

Dr. Diana, S.T., M.Sc

Anggota I

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

Anggota II

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



SHOLEH MA'MUN, S.T., M.T., Ph.D

NIK. 99520045

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Alhamdulillah, segala puji dan syukur kehadirat Allah SWT yang telah melimpahkan segala rahmat, taufik dan karunia-Nya sehingga Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik Kimia dapat kami selesaikan dengan baik.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik Kimia dengan Judul **“PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI *PALM FATTY ACID DISTILLATE* DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN”** ini disusun sebagai penerapan dari ilmu Teknik Kimia yang telah didapatkan selama menempuh Pendidikan di bangku kuliah, dan merupakan Sebagian persyaratan untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia dari Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Penyusunan Tugas Akhir ini dapat diselesaikan tidak lepas dari dukungan, bimbingan, dan bantuan dari banyak pihak yang sangat berarti bagi penulis. Oleh karena itu, dalam kesempatan ini penulis menyampaikan ucapan terimakasih kepada:

1. Allah SWT. karena atas segala kelimpahan rahmat dan hidayah-Nya.
2. Kedua orang tua yang selalu memberikan dorongan dan motivasi baik berupa materi maupun moril selama menempuh masa Pendidikan di Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Hari Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo., M.T., IPU, ASEAN.Eng selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Program Sarjana Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Program Sarjana Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
6. Bapak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing yang telah membimbing dan mendukung dengan sabar, memberikan semangat dan arahan kepada kami dalam penyusunan dan penyelesaian Tugas Akhir ini.
7. Seluruh Dosen Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan ilmunya kepada penulis.
8. Seluruh rekan-rekan seperjuangan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia Angkatan 2020 yang selalu memberikan dukungan serta saling membagikan ilmunya. Semangat teman-teman perjuangan kita masih panjang.

Kami menyadari sepenuhnya bahwa dalam penyusunan laporan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini masih banyak kekurangan dan kelemahan serta jauh dari kesempurnaan. Oleh karena itu, kritik dan saran yang membangun sangat diharapkan demi kesempurnaan laporan ini. Semoga Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini dapat bermanfaat bagi semua pihak.

Yogyakarta, Juli 2024

Penyusun

LEMBAR PERSEMBAHAN



Sembah sujud serta syukur kepada Allah SWT. sumber segala kekuatan dan karunia yang senantiasa mengawal langkah-langkah saya dalam menyelesaikan skripsi ini.

Dengan penuh rasa syukur, skripsi ini saya persembahkan untuk orang-orang terdekat yang telah menjadi bagian tak terpisahkan dari perjalanan saya dalam mencapai pencapaian ini:

1. Cinta pertama dan pintu surgaku, Mama Ririn Nurika. Atas segala doa yang selalu mengiringi, atas cinta dan pengorbanan yang begitu besar, dan atas dukungan pada setiap mimpi yang saya kejar. Terima kasih telah menjadi sosok ibu sekaligus sahabat yang luar biasa sempurna, yang selalu mengiringi setiap langkah saya, yang membesarkan saya dengan penuh kasih. Rasanya ucapan terima kasih takkan pernah cukup untuk membalas semua budi baikmu. Semoga lembar persembahan ini menjadi ungkapan kecil dari cinta dan rasa terima kasih saya yang mendalam. Hiduplah lebih lama, Ma.
2. Papa Farid Saleh, sosok bijaksana dan teladan di hidup saya. Dengan segala rasa hormat dan terima kasih yang mendalam, saya persembahkan lembaran-lembaran kertas ini untuk Papa. Terima kasih telah menjadi

teladan bagi saya dalam segala hal. Terima kasih telah membimbing saya untuk melalui setiap rintangan dan tantangan.

3. Adik laki-laki saya, Muhammad Akbar Afari. Tidak pernah bisa mengungkapkan betapa berartinya Adik bagi saya. Tetapi dalam lembar persembahan ini, saya harap rasa sayang saya bisa tersampaikan kepada Adik saya satu-satunya. Terima kasih telah menjadi orang yang selalu dapat saya andalkan. Tumbuhlah menjadi versi paling hebat, Akbar.
4. Bapak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T., selaku dosen pembimbing tugas akhir saya. Terima kasih tak terhingga saya ucapkan atas bimbingan, arahan, dan dukungan Bapak sebagai pilar utama dalam perjalanan saya menyelesaikan skripsi ini. Semoga Allah SWT. senantiasa memberkahi Bapak dan keluarga dengan kesehatan, kebahagiaan, dan kesuksesan.
5. Muhammad Fikri Solihin, *Partner* Tugas Akhir sekaligus teman saya. Terima kasih atas semua waktu dan usaha yang diberikan selama proses pengerjaan skripsi ini. Terima kasih atas dedikasi dan kerja sama yang luar biasa demi tercapainya tujuan bersama ini. Semoga setiap langkah kita selalu bermanfaat dan menjadi awal kesuksesan di masa yang akan datang
6. Nur Fayza (Eja), sahabat yang sudah seperti saudara bagi saya. Sahabat yang paling saya sayangi lebih dari apapun. Terima kasih telah menjadi sahabat hampir seumur hidup saya. Terima kasih telah menjadi sahabat yang selalu ada dalam keadaan apapun, yang selalu mengerti dalam keadaan apapun, dan yang selalu menemani dalam keadaan apapun. Semoga kita akan selalu bersama sampai maut memisahkan ya?

7. Bungge (Arin, Nabila, Cika, Joya, Azzura, Meisya) sahabat sejak SMP hingga sekarang, yang selalu ada dalam suka dan duka, yang menemani setiap langkah saya. Terima kasih atas segala hal yang telah kita lalui bersama. Terima kasih telah menjadi bagian tak terpisahkan dalam hidup saya. Semoga persahabatan kita akan terus berlanjut.
8. EVE (Sarah, Milda, Hesti, Nayah) sahabat-sahabat saya yang memberikan warna di hidup saya. Terima kasih atas candaan dan gelak tawa yang tak pernah sekalipun pudar. Terima kasih atas dukungan dan *support* yang tak pernah putus. Semoga kesuksesan akan selalu menyertai kita.
9. AKC (Amalia, Tarisa, Isti, Ica, Naura, Fikri, Iman) teman seperjuangan saya. Terima kasih telah menemani saya selama perjalanan menuntut ilmu ini. Bersama-sama kita melewati masa-masa sulit dan merayakan setiap pencapaian bersama. Semoga perjuangan kita menjadi awal dari kesuksesan di masa yang akan datang.
10. Seseorang yang tak kalah penting kehadirannya, Fachril Muhammad Ilham. Terima kasih telah menjadi bagian dari perjalanan hidup saya, menjadi pendengar setia, penasehat yang bijak, dan pendukung setiap langkah. Terimakasih telah berkontribusi selama perjalanan panjang menyelesaikan skripsi ini. Semoga kebahagiaan selalu menyertaimu.

Qonitha Arifa

Teknik Kimia UII 2020

LEMBAR PERSEMBAHAN

Assalamualaikum Warahmatullahi Wabarakutuh

Alhamsulillahirabbil'alamin, segala puji bagi Allah SWT berkat rahmat serta hidayah-Nya yang telah memberikan ni'mat yang sangat luar biasa, memberikan saya kekuatan, Kesehatan, membekali saya ilmu pengetahuan. Atas karunia serta kemudahan yang diberikan, akhirnya tugas akhir ini dapat saya selesaikan dengan lancar dan tepat waktu. Shalawat serta salam selalu terlimpahkan keharibaan Rasulullah Muhammad SAW.

Segala perjuangan saya hingga titik ini. Saya persembahkan untuk orang-orang hebat yang telah membantu saya dalam menyelesaikan tugas akhir ini. Saya persembahkan untuk:

1. Untuk orang tua sebagai tanda bakti, hormat dan rasa terima kasih yang tiada hingga, kupersembahkan Laporan Tugas Akhir ini kepada Ibu (Tureni) dan Ayah (Surnata) yang telah memberikan kasih sayang, serta dukungan, ridho, dan cinta kasih yang yang tiada henti-hentinya agar saya dapat menyelesaikan tugas akhir ini dengan baik dan tepat waktu.
2. Keponakan dan kaka-kakaku, sebagai tanda terima kasih, aku persembahkan Laporan Tugas Akhir ini. Terima kasih telah memberikan semangat dan inspirasi dalam menyelesaikan Laporan Tugas Akhir ini.
3. Bapak Dr. Arif Hidayat, S.T, M.T., selaku dosen pembimbing tugas akhir saya. Terimakasih banyak atas segala dukungan dan motivasi yang telah Bapak berikan selama ini. Tanpa Bapak, saya mungkin tidak akan bisa

melalui perjuangan menyelesaikan Tugas Akhir ini. Semoga Allah SWT senantiasa memberikan berkah kepada Bapak dan keluarga, serta memberikan Kesehatan, kebahagiaan, serta kesuksesan yang melimpah.

4. Qonitha Arifa, Partner Tugas Akhir sekaligus teman. Terimakasih banyak atas segala kesabaran dan kebaikan yang telah engkau berikan. Terimakasih atas kerja sama, dukungan, dan semangat yang tak pernah padam. Semoga perjalanan kita tidak berhenti disini, tetapi menjadi awal dari kesuksesan yang lebih besar di masa mendatang. Terimakasih atas dedikasi dan Kerjasama yang sangat luar biasa.
5. Seseorang yang tak kalah penting kehadirannya, Shafanisa Destiara Putri. Terima kasih telah menjadi bagian dari perjalanan hidup saya, menjadi pendengar setia, penasehat yang bijak, dan pendukung setiap langkah. Terimakasih telah berkontribusi selama perjalanan panjang menyelesaikan skripsi ini. Semoga kebahagiaan selalu menyertaimu.
6. GENTAN STATE (Fachril, Fajar, Naufal, Gilang, Nafis, Hawada, Alif, Rahmat, Arya, Ipung) terimakasih telah menemani masa perkuliahan. Terima kasih atas semua kenangan yang telah kita lalui Bersama. Terima kasih atas dukungan dan candaan yang tak pernah habis. Semoga kita terus berkembang selamanya. Kalian tak hanya teman, melainkan keluarga terpilih. Terima kasih telah menjadi bagian yang tak terpisahkan dalam kehidupanku.
7. AKC PEOPLE (Iman, Isti, Naura, Tarisa, Anisah, Amalia) terima kasih telah menemani masa perkuliahan. Terima kasih atas semua kenangan yang

telah kita lalui bersama. Terima kasih atas dukungan dan candaan yang tak pernah habis. Semoga kita terus berkembang selamanya. Kalian tak hanya teman, melainkan keluarga terpilih. Terima kasih telah menjadi bagian yang tak terpisahkan dalam kehidupanku.

8. Teman-teman seperjuangan di Teknik Kimia UII 2020 yang tidak dapat saya sebutkan satu persatu. Terimakasih atas segala kenangan dan candaan yang telah diberikan selama ini.
9. Dan terakhir, terima kasih untuk diri saya sendiri, Muhammad Fikri Sholihin. Terimakasih telah berusaha dan berjuang sejauh ini. Terima kasih telah mengendalikan diri dari berbagai tekanan diluar keadaan dan tak pernah memutuskan untuk menyerah, sesulit apapun proses penyusunan tugas akhir ini dengan menyelesaikan sebaik dan semaksimal mungkin, ini merupakan pencapaian yang patut di rayakan dan dibanggakan untuk diri sendiri.

Muhammad Fikri Sholihin

Teknik Kimia UII 2020

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN	i
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING	ii
KATA PENGANTAR.....	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN	vi
DAFTAR ISI.....	xii
DAFTAR TABEL	xvi
DAFTAR GAMBAR.....	xviii
ABSTRAK	xix
<i>ABSTRACT</i>	xx
BAB I.....	1
PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang	1
1.1.1 Ketersediaan Bahan Baku.....	4
1.1.2 Kebutuhan Biodiesel	6
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	8
1.2.1 Kebijakan dan Regulasi Biodiesel di Indonesia	8
1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku.....	10
1.2.3 Kebutuhan dan Aspek Pasar	11
1.2.4 Kebutuhan dan Aspek Pasar	18
1.3 Tinjauan Pustaka	19
1.3.1 Biodiesel	19
1.3.2 <i>Palm Fatty Acid Distillate (PFAD)</i>	24
1.3.3 Pemilihan Proses Produksi.....	27
1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika	32
1.4.1. Tinjauan Termodinamika	32
1.4.2. Tinjauan Kinetika	36
BAB II	38
PERANCANGAN PRODUK	38
2.1 SPESIFIKASI BAHAN BAKU	38

2.1.1	<i>Palm Fatty Acid Distillate</i>	38
2.2	SPESIFIKASI BAHAN PENDUKUNG	39
2.2.1	Asam Sulfat.....	39
2.2.2	Sodium Hydroxide	40
2.2.3	Methanol	41
2.2.4	Air	41
2.3	SPESIFIKASI PRODUK	42
2.3.1	Biodiesel	42
2.4	Pengendalian Kualitas	43
2.4.1	Pengendalian Kualitas Bahan Baku	43
2.4.2	Pengendalian Kualitas Produk	43
2.4.3	Pengendalian Proses	44
2.4.4	Pengendalian Kuantitas.....	48
2.4.5	Pengendalian Waktu.....	49
BAB III	50
PERANCANGAN PROSES	50
3.1	Diagram Alir Proses dan Material	50
3.1.1	Diagram Alir Kualitatif	50
3.1.2	Diagram Alir Kuantitatif	51
3.2	Uraian Proses	52
3.2.1	Persiapan Bahan Baku	52
3.2.2	Proses Pembentukan Produk	53
3.2.3	Proses Pemurnian Produk	54
3.2.4	Perencanaan Produksi	56
3.3	Spesifikasi Alat	56
3.3.1	Spesifikasi Alat Proses	57
3.3.2	Spesifikasi alat Penyimpanan Bahan Baku dan Produk	73
3.3.3	Spesifikasi Alat Transportasi Bahan	78
3.4	Neraca Massa Alat	82
3.5	Neraca Panas	88
BAB IV	93
PERANCANGAN PABRIK	93

4.1	Lokasi Pabrik.....	93
4.2	Tata Letak Pabrik	95
4.3	Tata Letak Alat Proses.....	100
4.4	Organisasi Perusahaan	106
4.4.1	Bentuk Perusahaan	106
4.4.2	Struktur Organisasi	107
4.4.3	Tugas dan Wewenang.....	110
4.4.4	Status Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karyawan.....	117
4.4.5	Pembagian Jam Kerja dan Sistem Gaji Karyawan.....	120
4.4.6	Ketenagakerjaan	128
BAB V.....		132
UTILITAS.....		132
5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment Unit</i>)	134
5.1.1	Unit Penyediaan Air.....	134
5.1.2	Unit Pengolahan Air	140
5.1.3	Unit Pembangkit Steam (<i>Steam Generator Unit</i>)	146
5.1.4	Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Generator/Plant Unit</i>)	150
5.1.5	Unit Penyedia Udara Instrument (<i>Air Instrument Supply Unit</i>) 154	
5.1.6	Unit Penyedia Bahan Bakar (<i>Fuel Supply Unit</i>).....	155
5.1.7	Unit Pengolahan Limbah (<i>Waste Processing Unit</i>).....	155
5.2	Spesifikasi Alat Utilitas	156
BAB VI.....		168
EVALUASI EKONOMI.....		168
6.1	Penaksiran Harga Alat	169
6.2	Dasar Perhitungan	175
6.3	Komponen Biaya	176
6.1.1	Modal (<i>Capital Investment</i>)	176
6.1.2	Biaya Produksi (<i>Manufacturing Cost</i>).....	177
6.1.3	Pengeluaran Umum (<i>General Expenses</i>).....	179
6.1.4	Analisa Keuntungan	180
6.1.5	Analisa Kelayakan	180

6.4	Analisa Resiko Pabrik.....	185
BAB VII	188
PENUTUP	188
7.1	Kesimpulan	188
7.2	Saran.....	189
DAFTAR PUSTAKA	191
LAMPIRAN A	195
PERANCANGAN REAKTOR	195
LAMPIRAN B	239
<i>PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PFED)</i>	239
LAMPIRAN C	241
KARTU KONSULTASI BIMBINGAN	241
PRA RANCANGAN PABRIK	241

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Kandungan dalam PFAD (Hui, 1996).....	5
Tabel 1. 2 Data produksi biodiesel.....	11
Tabel 1. 3 Data konsumsi biodiesel	12
Tabel 1. 4 Data ekspor biodiesel	14
Tabel 1. 5 Persen pertumbuhan jumlah ekspor	16
Tabel 1. 6 Daftar perusahaan biodiesel di Indonesia	18
Tabel 1. 7 Perbandingan karakteristik B100, Bxx, dan B0.....	20
Tabel 1. 8 Standar mutu biodiesel SNI no. 04-7182-2006.....	22
Tabel 1. 9 Komposisi asam lemak dalam PFAD	26
Tabel 1. 10 Komposisi asam lemak dalam PFAD	26
Tabel 1. 11 Perbandingan kondisi operasi	30
Tabel 1. 12 Harga gugus	32
Tabel 1. 13 Harga entalpi komponen pada suhu 298,15 K	33
Tabel 1. 14 Harga entalpi komponen pada suhu 298,15 K	35
Tabel 1. 15 perbandingan antara konversi dengan waktu	37
Tabel 2. 1 Spesifikasi baku	38
Tabel 2. 2 Spesifikasi asam sulfat	39
Tabel 2. 3 Spesifikasi sodium hydroxide	40
Tabel 2. 4 Spesifikasi metanol	41
Tabel 2. 5 Spesifikasi air	41
Tabel 2. 6 Spesifikasi produk.....	42
Tabel 3. 1 Spesifikasi condensor.....	66
Tabel 3. 2 spesifikasi heater 1	69
Tabel 3. 3 Spesifikasi heater	70
Tabel 3. 4 Spesifikasi Cooler 1	71
Tabel 3. 5 Spesifikasi cooler 2	72
Tabel 3. 6 Spesifikasi pompa	78
Tabel 3. 7 Neraca massa mixer	82
Tabel 3. 8 Neraca massa reaktor-01	82
Tabel 3. 9 Neraca massa reaktor-02.....	83
Tabel 3. 10 Neraca massa neutralizer	83
Tabel 3. 11 Neraca massa decanter 1	84
Tabel 3. 12 Neraca massa washing tower	85
Tabel 3. 13 Neraca massa decanter 2	85
Tabel 3. 14 Neraca massa menara distilasi	86
Tabel 3. 15 Neraca massa total	86
Tabel 3. 16 Neraca panas mixer	88
Tabel 3. 17 Neraca panas reaktor	88
Tabel 3. 18 Neraca panas reaktor	89
Tabel 3. 19 Neraca panas neutralizer	89

Tabel 3. 20 Neraca panas decanter 1.....	90
Tabel 3. 21 Neraca panas washing tower.....	91
Tabel 3. 22 Neraca panas decanter 2.....	91
Tabel 3. 23 Neraca panas menara distilasi.....	92
Tabel 4. 1 Daftar tata letak pabrik.....	99
Tabel 4. 2 Daftar jabatan perusahaan.....	118
Tabel 4. 3 Jumlah karyawan.....	119
Tabel 4. 4 Jadwal shift karyawan.....	122
Tabel 4. 5 Rincian gaji setiap karyawan.....	124
Tabel 5. 1 Kebutuhan air pendingin.....	138
Tabel 5. 2 Kebutuhan air pemanas.....	139
Tabel 5. 3 Kebutuhan boiler 01.....	147
Tabel 5. 4 Kebutuhan boiler 02.....	149
Tabel 5. 5 Kebutuhan peralatan proses.....	151
Tabel 5. 6 Kebutuhan utilitas.....	152
Tabel 5. 7 Total kebutuhan listrik power plant.....	153
Tabel 5. 8 Spesifikasi saringan utilitas.....	156
Tabel 5. 9 Spesifikasi clarifier.....	156
Tabel 5. 10 Spesifikasi cooling tower utilitas.....	157
Tabel 5. 11 Spesifikasi blower cooling tower utilitas.....	157
Tabel 5. 12 Spesifikasi daereator.....	158
Tabel 5. 13 Spesifikasi bak utilitas.....	159
Tabel 5. 14 Spesifikasi tangki utilitas.....	160
Tabel 5. 15 Spesifikasi pompa utilitas.....	163
Tabel 6. 1 Indeks harga alat.....	169
Tabel 6. 2 Harga alat proses.....	171
Tabel 6. 3 Harga alat utilitas.....	173
Tabel 6. 4 Physical plant cost (PPC).....	176
Tabel 6. 5 Direct plant cost (DPC).....	176
Tabel 6. 6 Fixed capital investment (FCI).....	177
Tabel 6. 7 Working capital investment (WCI).....	177
Tabel 6. 8 Direct manufacturing cost (DMC).....	178
Tabel 6. 9 Indirect manufacturing cost (IMC).....	178
Tabel 6. 10 Fixed manufacturing cost (FMC).....	179
Tabel 6. 11 Manufacturing cost.....	179
Tabel 6. 12 General expenses.....	179
Tabel 6. 13 Total production cost.....	180
Tabel 6. 14 Annual fixed manufacturing cost (Fa).....	182
Tabel 6. 15 Annual regulated expenses (Ra).....	182
Tabel 6. 16 Annual variable value (Va).....	183
Tabel 6. 17 Annual sales value (Sa).....	183

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Produksi minyak bumi tahun 2012-2023	6
Gambar 1. 2 Data produksi biodiesel di Indonesia	12
Gambar 1. 3 Data konsumsi biodiesel di Indonesia.....	13
Gambar 1. 4 Data ekspor biodiesel di Indonesia.....	15
Gambar 1. 5 <i>Palm Fatty Acid Distillate</i> (PFAD).....	24
Gambar 1. 6 Reaksi esterifikasi	29
Gambar 1. 7 Reaksi transesterifikasi.....	30
Gambar 4. 1 Rencana lokasi pendirian pabrik biodiesel.....	96
Gambar 4. 2 Tata letak pabrik (<i>Plant Layout</i>)	100
Gambar 4. 3 Tata alat proses	105
Gambar 4. 4 Struktur organisasi perusahaan.....	109
Gambar 5. 1 Diagram alir utilitas.....	133
Gambar 6. 1 Grafik indeks harga	170
Gambar 6. 2 Grafik analisis kelayakan	186

ABSTRAK

Pertumbuhan ekonomi di Indonesia yang signifikan di kawasan Asia Tenggara memicu peningkatan aktivitas industri, perdagangan, dan jasa yang dimana semuanya membutuhkan energi untuk beroperasi. Meskipun kaya akan sumber daya alam, kebutuhan energi bahan bakar minyak (BBM) di Indonesia masih bergantung pada bahan bakar fosil. Alternatif berkelanjutan seperti biodiesel menawarkan potensi menggantikan bahan bakar fosil sebagai sumber energi utama dalam transportasi global. Pabrik biodiesel dari *Palm Fatty Acid Distillate* (PFAD) kapasitas 50.000 ton/tahun dengan proses esterifikasi ini diharapkan dapat memenuhi kebutuhan di dalam maupun di luar negeri. Lokasi pabrik direncanakan berlokasi di Surabaya, Jawa Timur. Evaluasi ekonomi menunjukkan nilai *Return of Investment* (ROI) sebesar 15% sebelum pajak dan 12% setelah pajak. Lalu, nilai *Pay Out Time* (POT) selama 4,4 tahun sebelum pajak dan 5 tahun setelah pajak. Secara keseluruhan, pendirian pabrik biodiesel merupakan langkah strategis untuk mengatasi tantangan ketersediaan dan keberlanjutan energi global, serta memanfaatkan potensi lokal dan mendukung transisi menuju ekonomi rendah karbon dan berkelanjutan.

Kata kunci: Biodiesel, Esterifikasi, *Palm Fatty Acid Distillate*, PFAD, Prancangan Pabrik

ABSTRACT

Indonesia's significant economic growth in the Southeast Asia region has triggered an increase in industrial, trade and service activities, all of which require energy to operate. Even though it is rich in natural resources, Indonesia's fuel oil energy needs still depend on fossil fuels. Sustainable alternatives such as biodiesel offer the potential to replace fossil fuels as the primary energy source in global transportation. The biodiesel factory from Palm Fatty Acid Distillate (PFAD) with a capacity of 50,000 tons/year with the esterification process is expected to be able to meet needs at home and abroad. The factory location is planned to be located in Surabaya, East Java. Economic evaluation shows a Return of Investment (ROI) value of 15% before tax and 12% after tax. Then, the Pay Out Time (POT) value is 4.4 years before tax and 5 years after tax. Overall, the establishment of a biodiesel plant is a strategic step to overcome the challenges of global energy availability and sustainability, while exploiting local potential and supporting the transition towards a low-carbon and sustainable economy.

Keywords: Biodiesel, Esterification, Palm Fatty Acid Distillate, PFAD, Plant Design

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia merupakan salah satu negara dengan pertumbuhan ekonomi yang signifikan di Kawasan Asia Tenggara. Pertumbuhan ini memicu peningkatan aktivitas industri, perdagangan, dan jasa yang semuanya membutuhkan energi untuk beroperasi. Sebagai contoh, sektor manufaktur dan transportasi membutuhkan energi dalam jumlah besar untuk menggerakkan mesin dan kendaraan. Sama seperti di banyak negara berkembang dan maju lainnya, kebutuhan energi di Indonesia akan terus meningkat seiring dengan pertumbuhan ekonomi dan jumlah penduduk.

Menurut proyeksi Badan Energi Dunia (*International Energy Agency-IEA*), permintaan energi dunia akan meningkat sebesar 1,6% per tahun hingga tahun 2030. Sebagian besar atau sekitar 80% dari kebutuhan energi dunia didapatkan dari bahan bakar fosil, seperti minyak bumi, gas alam, dan batu bara. Meskipun Indonesia kaya akan sumber daya alam, ketergantungan terhadap bahan bakar fosil sebagai sumber utama energi masih sangat dominan. Pembakaran bahan fosil juga menghasilkan emisi gas rumah kaca dan polusi udara yang berkontribusi signifikan terhadap perubahan iklim dan masalah kesehatan masyarakat. Hal ini menghadirkan tantangan besar terkait keberlanjutan lingkungan dan kebijakan energi nasional.

Alternatif berkelanjutan seperti biodiesel menawarkan potensi untuk mengurangi emisi tersebut dan meningkatkan keberlanjutan lingkungan. Indonesia memiliki potensi besar dalam produksi biodiesel dari sumber daya alam lokal seperti kelapa sawit, jarak pagar, dan limbah organik. Pengembangan biodiesel dapat memberikan nilai tambah ekonomi bagi petani dan industri pengolahan, serta mengurangi ketergantungan pada impor bahan bakar fosil. Pengembangan teknologi produksi biodiesel yang efisien dan ramah lingkungan, serta kebijakan yang mendukung penggunaan biodiesel sebagai bagian dari *mix* energi nasional, menjadi kunci dalam mempercepat transisi menuju energi berkelanjutan.

Biodiesel adalah bahan bakar alternatif yang diproduksi dari berbagai macam bahan organik atau alami. Biodiesel berasal dari bahan baku minyak sawit mentah (*Crude Palm Oil*), minyak jarak, minyak nyamplung, minyak kelapa, hingga *Palm Fatty Acid Distillate* (PFAD) (Shell, 2023). Biodiesel umumnya dibuat melalui suatu proses kimia yang disebut reaksi transesterifikasi atau esterifikasi, yaitu suatu reaksi senyawa ester dan alkohol dengan menggunakan suatu katalisator. Secara kimia, biodiesel termasuk dalam golongan mono alkil ester atau metil ester dengan panjang rantai karbon antara 12-20. Hal ini yang membedakannya dengan *diesel petroleum* (solar) yang komponen utamanya adalah hidrokarbon (Nasution, M.A., dkk., 2007).

Biodiesel memiliki beberapa keunggulan sebagai bahan bakar alternatif, seperti yang disebutkan oleh Kementerian Negara Riset dan

Teknologi tahun 2006. Keunggulannya antara lain, memiliki angka *cetane* tinggi (>50), Dimana semakin tinggi angka *cetane*, maka semakin cepat pembakaran dan semakin baik efisiensi termodinamisnya. Selain itu, biodiesel memiliki titik kilat tinggi, yang merupakan suhu terendah yang dapat menyebabkan uap biodiesel menyala, sehingga lebih aman dari bahaya kebakaran saat disimpan atau didistribusikan dibandingkan dengan solar. Biodiesel juga tidak mengandung sulfur dan *benzene*, yang merupakan zat karsinogen, dan bisa terurat secara alami. Selain itu, biodiesel meningkatkan pelumasan mesin lebih baik daripada solar, sehingga dapat memperpanjang umur pemakaian mesin. Kemudian, biodiesel juga mudah dicampur dengan solar biasa dalam berbagai komposisi tanpa memerlukan modifikasi mesin apapun.

Menurut Nasution, M. A., dkk., (2007) biodiesel memiliki beberapa keunggulan dibandingkan dengan bahan bakar minyak. Salah satunya adalah kemampuannya diproduksi secara lokal dengan memanfaatkan sumber daya alam seperti minyak/ lemak alami yang tersedia. Proses produksi dan penggunaannya juga lebih ramah lingkungan dengan tingkat emisi CO, NO, sulfur, dan senyawa hasil pembakaran lainnya yang rendah, serta lebih mudah terurai di alam. Penggunaan biodiesel juga dapat mengurangi polusi tanah serta membantu melindungi kelestarian perairan dan sumber air minum.

Biodiesel dianggap sebagai pilihan terbaik untuk menggantikan bahan bakar fosil sebagai sumber energi utama dalam transportasi global. Hal ini dikarenakan biodiesel merupakan bahan bakar terbarukan yang bisa

menggantikan *diesel petroleum* dalam mesin yang ada saat ini, serta dapat diangkut dan dijual dengan menggunakan infrastruktur zaman sekarang.

1.1.1 Ketersediaan Bahan Baku

Sebagai negara penghasil minyak nabati terbesar di dunia, Indonesia memiliki potensi besar dalam mengembangkan biodiesel. Salah satunya adalah menggunakan *Palm Fatty Acid Distillate* (PFAD) sebagai bahan baku biodiesel. *Palm Fatty Acid Distillate* (PFAD) merupakan produk samping bernilai rendah yang dihasilkan dari tahap pemurnian *Crude Palm Oil* (CPO). Komposisi PFAD utamanya adalah asam lemak bebas (ALB), yang mencapai lebih dari 80%.

Penggunaan PFAD sebagai bahan baku biodiesel dapat membantu diversifikasi sumber daya energi Indonesia yang berkelanjutan serta mengurangi ketergantungan pada impor bahan bakar fosil. Kandungan ALB pada PFAD juga memudahkan proses menjadi biodiesel dan meningkatkan kinerja pembakaran biodiesel. Secara lingkungan, penggunaan PFAD dapat mengurangi limbah industri dan emisi gas rumah kaca, mendukung prinsip ekonomi sirkular, serta meningkatkan keberlanjutan industri kelapa sawit.

Dalam upaya mengurangi ketergantungan terhadap bahan bakar fosil dan mengatasi masalah lingkungan, biodiesel menjadi solusi yang menjanjikan sebagai bahan bakar yang ramah lingkungan. PFAD sebagai produk samping dari industri minyak kelapa sawit, menawarkan potensi besar sebagai bahan baku untuk produksi

biodiesel. PFAD yang merupakan produk samping dari industri kelapa sawit juga menjadikan biaya produksinya cenderung lebih murah daripada biodiesel yang dibuat dari bahan baku primer. Sehingga, hal ini mendukung keberlanjutan ekonomi dari produksi biodiesel berbasis PFAD.

Pengembangan penggunaan PFAD dalam produksi biodiesel dapat memberikan dampak positif ekonomi dengan memanfaatkan limbah industri minyak kelapa sawit yang sebelumnya dianggap bernilai rendah. Penggunaan PFAD sebagai bahan baku juga menawarkan potensi besar dalam mendukung keberlanjutan energi, mengurangi dampak lingkungan negatif, serta memperluas pasar untuk produk-produk turunannya.

Tabel 1. 1 Kandungan dalam PFAD (Hui, 1996)

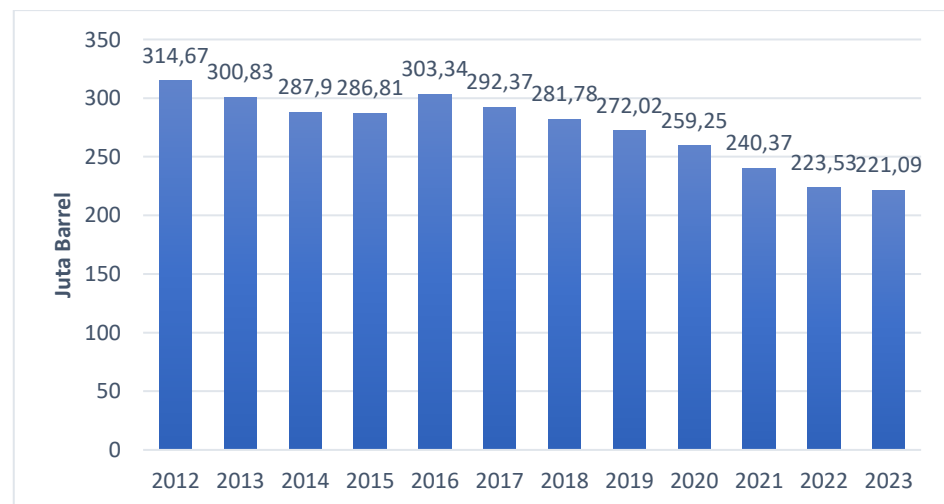
Asam Lemak	Rumus Molekul	Komposisi (%) Berat	Jenis Asam Lemak
Asam Miristat	$C_{14}H_{28}O_2$	0,07	Jenuh
Asam Palmitat	$C_{16}H_{32}O_2$	50,93	Jenuh
Asam Oleat	$C_{18}H_{34}O_2$	47,10	Tak Jenuh
Asam Dekanoat	$C_{10}H_{20}O_2$	0,35	Jenuh

Berdasarkan data yang ditampilkan pada tabel di atas, asam lemak yang terkandung dalam PFAD dapat dikonversi menjadi metil ester asam lemak. Dengan potensi tersedianya PFAD sekitar 0,21 juta ton per

tahun, maka bisa dihasilkan metil ester asam lemak (biodiesel) sebesar 0,189 juta ton. Nilai ini setara dengan 3,78 juta ton atau 4.195,8 juta liter biosolar pertahun. PFAD tidak digunakan sebagai bahan pangan karena beracun. Sehingga PFAD sangat cocok dimanfaatkan sebagai bahan baku pembuatan BBM alternatif karena pemakaiannya tidak bersaing dengan kebutuhan pokok manusia dan harganya yang relatif murah (Prihandana, dkk., 2006).

1.1.2 Kebutuhan Biodiesel

Produksi minyak bumi Indonesia terus berkurang dalam beberapa dekade terakhir. Hal ini dapat dilihat pada data grafik 1.1 di bawah ini:



Gambar 1. 1 Produksi minyak bumi tahun 2012-2023 (Handbook of Energy and Economic statistics of Indonesia 2023)

Produksi minyak bumi yang terus menurun sejalan dengan peningkatan konsumsi yang terus bertambah menjadi tantangan besar dalam industri energi global. Fenomena ini menunjukkan tantangan

serius dalam menjaga keseimbangan antara pasokan energi dan kebutuhan domestik.

Pendirian pabrik biodiesel di Indonesia memiliki potensi besar sebagai alternatif untuk mengurangi ketergantungan terhadap impor minyak bumi serta mengurangi dampak lingkungan dari penggunaan bahan bakar fosil. Keberadaan pabrik biodiesel di Indonesia tidak hanya dapat mengurangi impor bahan bakar fosil, tetapi juga memberikan nilai tambah ekonomi dengan menggerakkan industri hilir dari sektor perkebunan kelapa sawit.

Secara keseluruhan, pendirian pabrik biodiesel merupakan langkah strategis untuk mengatasi tantangan ketersediaan dan keberlanjutan energi global, sambil memanfaatkan potensi lokal dan mendukung transisi menuju ekonomi rendah karbon dan berkelanjutan. Dengan dukungan kebijakan yang jelas dan insentif yang tepat, pendirian pabrik biodiesel di Indonesia memiliki potensi untuk menjadi salah satu pilar dalam strategi nasional untuk energi yang lebih berkelanjutan dan ramah lingkungan. Pendirian pabrik biodiesel juga dapat menciptakan lapangan kerja baru, meningkatkan kemandirian energi negara, serta mengurangi kerentanan terhadap fluktuasi harga minyak dunia.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas pabrik merupakan salah satu Langkah penting dalam menjalankan proses operasional suatu pabrik. Hal ini melibatkan perencanaan yang cermat untuk memastikan bahwa pabrik dapat beroperasi secara efisien dan memenuhi kebutuhan produksi yang ditetapkan. Berikut adalah beberapa hal yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan kapasitas pabrik:

1.2.1 Kebijakan dan Regulasi Biodiesel di Indonesia

Kebijakan penerapan biodiesel di Indonesia terus mengalami perkembangan dalam kurun waktu beberapa tahun terakhir. Program mandatori biodiesel telah dimulai sejak 2008 dengan campuran baru sebesar 2,5%. Implementasi biodiesel pertama dilakukan pada sektor transportasi, industri dan pembangkit listrik dengan tingkat campuran 1% – 2,5% (B1-B2,5).

Penyempurnaan peraturan terkait mandatori, spesifikasi biodiesel dan pemanfaatan biodiesel terus dilakukan pemerintah. Di antaranya pada tahun 2014, B10 meningkat menjadi B15 di tahun 2015. Pada tahun 2016 meningkat menjadi B20 yang mulai diberlakukan untuk usaha mikro, usaha perikanan, usaha pertanian, transportasi, industri dan komersial. Selanjutnya, sejak 1 Januari 2020, Indonesia mengimplementasikan program B30 secara nasional yang menjadikan Indonesia sebagai negara pionir dalam implementasi pencampuran

biodiesel sebesar 30% di dunia serta yang berjalan saat ini yaitu implementasi penerapan B35.

Keberhasilan Indonesia sebagai negara pertama yang berhasil mengimplementasikan program B20 (campuran 20% biodiesel dalam solar) dengan bahan baku utama yang bersumber dari kelapa sawit pada tahun 2018 (EBTKE, 2019). Selain itu, keberhasilan program B30 (campuran 30% dalam solar) per Januari 2020 juga diungkapkan oleh Direktur Pertamina, telah memberikan dampak pada penghematan devisa negara hingga Rp 122 triliun.

Penerapan program B35 2023 sesuai dengan arahan presiden dalam Rapat Kabinet Paripurna pada 6 Desember 2022. Penerapan ini bertujuan untuk mengurangi impor solar di tengah ketidakpastian global dan tingginya harga minyak global. Dasar pelaksanaan implementasi B35 sesuai dengan Keputusan Menteri ESDM Nomor 295.K/EK.01/MEM./2022 tentang Penahapan Pemanfaatan Bahan Bakar Nabati jenis Biodiesel sebagai Campuran Bahan Bakar Minyak Jenis Solar dalam Kerangka Pembiayaan oleh Badan Pengelola Dana Perkebunan Kelapa Sawit (BPDPKS). Serta keputusan Dirjen EBTKE No 3.K/EK.05/DJE/2023 tentang Pedoman Implementasi Pencampuran Bahan Bakar Nabati Jenis Biodiesel ke Dalam Bahan Bakar Minyak Jenis Solar sebesar 35% (B35) (Bangun dan Wulandari, 2023).

Saat ini uji penerapan program B40 telah melalui uji jalan, dan tahun ini akan diuji pada sektor non otomotif. Uji terap B40 diharapkan

dapat memberikan hasil yang positif dan memperkuat keberlanjutan sektor energi dan lingkungan (APROBI).

1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan yang digunakan dalam pembuatan biodiesel adalah *Palm Fatty Acid Distillate* (PFAD). Di Indonesia ketersediaan PFAD dalam pembuatan biodiesel cukup signifikan karena Indonesia merupakan salah satu produsen terbesar *Crude Palm Oil* (CPO) atau minyak kelapa sawit di dunia. Sebagai hasil sampingan dari proses pemurnian minyak kelapa sawit, PFAD diproduksi dalam jumlah yang cukup besar di pabrik-pabrik pengolahan kelapa sawit di seluruh Indonesia.

Dalam pembuatan pabrik biodiesel dengan bahan baku *Palm Fatty Acid Distillate* (PFAD) yang digunakan dalam pembuatan biodiesel dapat diperoleh dari PT Wilmar Nabati Indonesia, Gresik, Jawa Timur. PT Wilmar memproduksi PFAD sebanyak 160.000 ton/tahun dengan harga jual sekitar Rp 1.230,00 per liter. Untuk bahan baku metanol (CH_3OH) dapat diperoleh dari PT Kaltim Methanol Industri, Bontang, Kalimantan Timur, dengan kapasitas produksi 660.000 ton/tahun dan harga jual produk Rp 1.640,00 per liter. Untuk bahan baku katalis yaitu, asam sulfat (H_2SO_4) diperoleh dari PT Petrokimia, Gresik, Jawa Timur dengan kapasitas produksi 510.000 ton/tahun dan harga jual produk Rp 1.600,00 per liter. Lalu, untuk bahan baku penetral yaitu, natrium hidroksida (NaOH) diperoleh dari

PT Perdana Mulia Jaya, Surabaya, Jawa Timur dengan harga jual produk Rp 1.234,00 per liter.

Dengan demikian, dapat disimpulkan bahwa semua Perusahaan yang memproduksi bahan baku memastikan pasokan produksi mencukupi karena mereka menghasilkan lebih banyak bahan baku daripada yang dibutuhkan untuk penggunaannya.

1.2.3 Kebutuhan dan Aspek Pasar

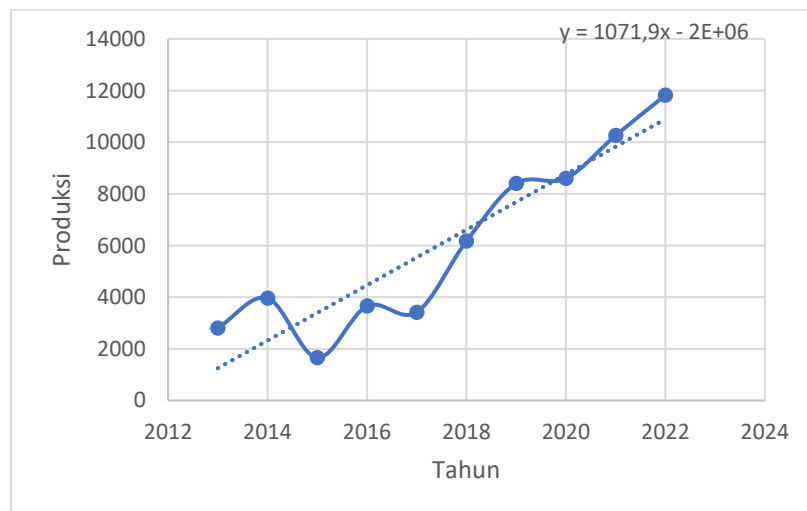
1. Produksi

Produksi biodiesel di Indonesia setiap tahunnya cenderung meningkat. Perkembangan data produksi biodiesel di Indonesia dari tahun 2013 sampai 2022 dapat dilihat pada Tabel 1.2.

Tabel 1. 2 Data produksi biodiesel

Tahun	Produksi (Kilo Liter)
2013	2.805.000
2014	3.961.000
2015	1.653.000
2016	3.656.000
2017	3.416.000
2018	6.168.000
2019	8.399.000
2020	8.594.000
2021	10.258.000
2022	11.816.000

(Asosiasi Produsen Biofuel Indonesia (APROBI))



Gambar 1. 2 Data produksi biodiesel di Indonesia

Dengan peningkatan produksi biodiesel yang cukup signifikan, maka program pemerintah B35 mulai terealisasi, karena untuk menjalankan program B35, biodiesel yang dibutuhkan diperkirakan mencapai 13,15 kl. Dilihat dari data statistik, akan terjadi peningkatan secara bertahap sejak Indonesia menerapkan biodiesel pada 2005 lalu, ucap Ketua Harian Aprobi Paulus Tjakrawan.

2. Konsumsi

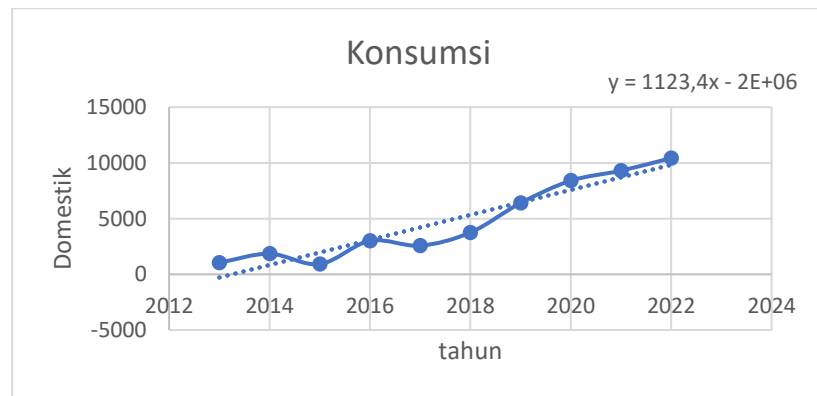
Konsumsi biodiesel di Indonesia setiap tahunnya cenderung meningkat. Data konsumsi biodiesel di Indonesia dari tahun 2013 sampai 2022 dapat dilihat pada Tabel 1.3.

Tabel 1. 3 Data konsumsi biodiesel

Tahun	Produksi (Kilo Liter)
2013	1.048.000
2014	1.845.000
2015	915.000

Tahun	Produksi (Kilo Liter)
2016	3.007.000
2017	2.572.000
2018	3.750.000
2019	6.396.000
2020	8.400.000
2021	9.296.000
2022	10.430.000

(Asosiasi Produsen Biofuel Indonesia (APROBI))



Gambar 1. 3 Data konsumsi biodiesel di Indonesia

Konsumsi biodiesel di Indonesia meningkat dari 1,048 juta kiloliter pada tahun 2013 menjadi 10,43 juta kiloliter pada tahun 2022. Pada tahun 2020, konsumsi biodiesel domestik mencapai 98% dari produksi, hal ini menunjukkan kebutuhan biodiesel dalam negeri sangat tinggi. Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM) memperkirakan konsumsi biodiesel akan mencapai 12,5 juta kiloliter pada tahun 2024. Implementasi program mandatori biodiesel diklaim sukses menghemat devisa

sebesar US\$ 7,9 miliar atau setara Rp 120,54 triliun dengan berkurangnya impor solar, ucap Menteri ESDM Arifin Tasrif.

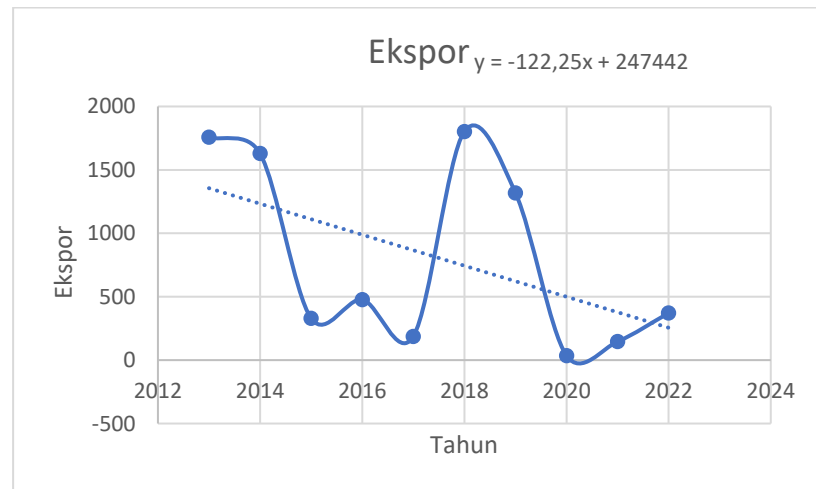
3. Ekspor

Ekspor biodiesel di Indonesia setiap tahunnya cenderung mengalami penurunan. Data ekspor biodiesel di Indonesia dari tahun 2013 sampai 2022 dapat dilihat pada Tabel 1.4.

Tabel 1. 4 Data ekspor biodiesel

Tahun	Produksi (Kilo Liter)
2013	1.757.000
2014	1.629.000
2015	329.000
2016	477.000
2017	187.000
2018	1.803.000
2019	1.319.000
2020	36.000
2021	147.000
2022	371.000

(Asosiasi Produsen Biofuel Indonesia (APROBI))



Gambar 1. 4 Data ekspor biodiesel di Indonesia

Selain memenuhi kebutuhan konsumsi domestik untuk mewujudkan ketahanan energi nasional, ekspor biodiesel juga dilakukan untuk memenuhi kebutuhan negara sebagai salah satu sumber devisa Indonesia.

Dari data di atas, dapat diketahui Persen Pertumbuhan (%P) kebutuhan eksport yang diperoleh dari persamaan:

$$P_t = P_o * (1 + r)^n$$

Dimana:

P_t : Tahun yang diproyeksikan

P_o : Tahun terakhir dari data

r : Pertumbuhan rata-rata setiap tahun

n : Selisih tahun

Dari persamaan tersebut dituliskan Persen Pertumbuhan (%P) dari tahun ke tahun yang dapat dilihat pada Tabel 1.5:

Tabel 1. 5 Persen pertumbuhan jumlah ekspor

Tahun	%P
2013	-
2014	-0,0729
2015	-0,7980
2016	0,4498
2017	-0,6080
2018	8,6417
2019	-0,2684
2020	-0,9727
2021	3,0833
2022	1,5238
Total	10,9787
Rata-rata	1,2199

Dari tabel di atas didapatkan total Persen Pertumbuhan (%P) dari tahun ke tahun, yaitu 10,979% dengan rata-rata 1,220%. Nilai tersebut akan digunakan untuk menghitung proyeksi jumlah ekspor biodiesel di Indonesia pada tahun 2028, yang dituliskan dalam persamaan:

$$\text{Ekspor 2029} = 371.000 * (1 + 1,220) ^{(2028 - 2022)}$$

Hasil dari persamaan tersebut adalah 1.593.431. Sehingga jumlah ekspor biodiesel di Indonesia pada tahun 2028 diproyeksikan sebesar 1.593.431 kiloliter/tahun.

Kapasitas dalam industri merupakan salah satu faktor yang sangat penting dalam mendirikan pabrik. Oleh karena itu, untuk mengetahui kebutuhan pada tahun 2028, akan digunakan metode yang sama yaitu dengan pendekatan polinomial:

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

Dimana:

y : Kebutuhan produksi/konsumsi/impor/ekspor biodiesel

a : *intercept*

b : *slope*

c : *error*

x : Tahun 2028

Sehingga pada tahun 2028, diperoleh nilai ekspor sebesar 44.394 kiloliter, nilai produksi sebesar 17.313.200 kiloliter, dan nilai konsumsi sebesar 16.555.200 kiloliter. Dilihat dari kapasitas dan kebutuhan dalam negeri yang tinggi, peluang untuk didirikannya industri biodiesel cukup menjanjikan.

$$\text{Kebutuhan} = \text{demand} - \text{supply}$$

(ekspor + konsumsi dalam negeri) – (impor + kebutuhan dalam negeri)

Kebutuhan biodiesel Indonesia pada tahun 2028 diperkirakan sebesar 835.431,360 kl/tahun, kemudian dikali dengan densitas

biodiesel sebesar 0,867 g/cm³, sehingga kebutuhan biodiesel di Indonesia pada tahun 2028 sebesar 724.318,989 ton/tahun. Pabrik biodiesel yang akan kami dirikan mengambil 7% dari jumlah kebutuhan konsumsi biodiesel. Sehingga didapatkan nilai 50.702,329 ton/tahun, diambil 50.000 ton/tahun dan akan didirikan pada tahun 2028.

1.2.4 Kebutuhan dan Aspek Pasar

Dalam penentuan kapasitas pabrik, perlu mempertimbangkan dalam memilih skala komersial yang dilakukan agar mendapat keuntungan. Pertimbangan yang dilakukan mencakup kapasitas pabrik yang telah beroperasi di Indonesia. Berikut adalah beberapa perusahaan biodiesel di Indonesia:

Tabel 1. 6 Daftar perusahaan biodiesel di Indonesia

Nama Perusahaan	Kapasitas (kl)
PT Wilmar Biodiesel Indonesia	1.603.448
PT Bayas Biofuels	862.069
PT Sari Dumai Sejati	869.655
PT Wilmar Nabati Indonesia	2.250.000
PT Sintong Abadi	35.000
PT Batar Elok Semesta Terpadu	780.459
PT Ecorima Energi	579.310
PT Kutai Refinery Nusantara	1.143.247
PT Sumiasih	114.943

Nama Perusahaan	Kapasitas (kl)
PT Energi Unggul Persada	948.276
PT Darmex Biofuels	287.356
PT Anugerahinti Gemanusa	160.920

(Asosiasi Produsen Biofuel Indonesia (APROBI))

Jika dibandingkan dengan kapasitas pabrik biodiesel yang sudah berdiri di Indonesia, kapasitas 141.584 kiloliter/tahun atau sama dengan 50.000 ton/tahun sudah sesuai dengan kapasitas ekonomis yang sudah beroperasi dan diharapkan dapat memenuhi kebutuhan di dalam maupun di luar negeri.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Biodiesel

Biodiesel adalah bahan bakar yang terdiri atas mono-alkil ester dari *fatty acid* rantai panjang, yang diperoleh dari minyak tumbuhan atau lemak binatang (*National Biodiesel Board – NBB*, 2003). Biodiesel merupakan tersusun atas metil ester yang diperoleh dari transesterifikasi trigliserida (TG) atau esterifikasi asam lemak bebas (ALB) dengan alkohol yang memiliki berat molekul rendah (Loterio et al., 2005). Biodiesel merupakan bahan bakar alternatif yang menjanjikan karena dapat diperbaharui (*renewable*), sehingga dapat diproduksi secara lokal dan ramah lingkungan.

Produksi biodiesel yang dikembangkan saat ini umumnya dibuat dari minyak tumbuhan (*soybean oil, rapeseed oil, canola oil, crude palm oil*), lemak hewani (*lard, beef tallow, chicken fat*). Minyak nabati pada umumnya terdapat lima jenis asam lemak, yaitu asam stearat, asam palmitat, asam oleat, asam linoleat, dan asam linolenat. Asam stearat dan asam palmitat termasuk jenis asam lemak jenuh. Sedangkan asam oleat, asam linoleat, dan asam linolenat termasuk asam lemak tak jenuh. Jika asam lemak terlepas dari trigliseridanya maka akan menjadi lemak asam bebas (Tim Departemen Teknologi Pertanian, 2005).

Keunggulan biodiesel sebagai bahan bakar, yaitu diproduksi dari bahan baku yang dapat diperbaharui dan dapat digunakan pada kebanyakan mesin diesel tanpa modifikasi. Biodiesel bersifat lebih ramah lingkungan karena dapat terurai di alam, non toksik, efisiensi tinggi, emisi buang kecil, serta kandungan sulfur dan aromatik rendah (Pinto, dkk., 2005). Selain itu, biodiesel tidak mengandung racun sehingga aman dalam penyimpanan dan juga tidak mudah terbakar karena memiliki titik bakar yang relatif tinggi.

Tabel 1. 7 Perbandingan karakteristik B100, Bxx, dan B0

Parameter	Biodiesel (B100)	B-xx (B10, B20, B30)	Minyak Solar (B0)
Nilai Kalor (MJ/kg)	Min. 37	37-42,7	Min 42,7
Berat Jenis (kg/m ³)	860-890	830-860	815-870
Angka <i>Cetane</i>	Min. 51	Min. 55	Min. 48

Parameter	Biodiesel (B100)	B-xx (B10, B20, B30)	Minyak Solar (B0)
Titik Nyala (°C)	Min. 100	60-100	Min. 55
Kandungan Sulfur (%)	Maks. 0,01	Maks. 0,30	Maks. 0,35
*) Titik Kabut (°C) **) Titik Tuang (°C)	Min. 18 *)	Min. 18**)	Min. 18 **)
Viskositas	2,3-6,0	2,5-3,2	2,0-5,0

(Badan Pengkajian dan Penerapan Teknologi (BPPT))

Karakteristik ini berpengaruh terhadap penggunaan solar, karena hasil pencampuran CPO sebesar 320% atau 30% akan mempengaruhi nilai kalor. Apabila nilai kalor semakin kecil maka kemampuan untuk terbakar dan menjadi energi semakin kecil sehingga akan dibutuhkan lebih banyak solar. Sedangkan titik nyala, apabila titik nyala semakin besar, maka akan semakin lama solar berubah menjadi kalor.

Bahan bakar biodiesel dapat menjadi bahan bakar alternatif yang memiliki beberapa keunggulan yaitu:

- a. Dihasilkan dari sumber daya energi terbarukan dan ketersediaan bahan bakunya terjamin
- b. Mudah terdegradasi (*biodegradable*)
- c. *Cetane number* tinggi (bilangan yang menunjukkan ukuran baik tidaknya kualitas solar berdasarkan sifat kecepatan bakar dalam ruang bakar mesin)

- d. Viskositas tinggi sehingga mempunyai sifat pelumasan yang lebih baik daripada solar sehingga memperpanjang umur pakai mesin
- e. Dapat diproduksi secara local
- f. Mempunyai kandungan sulfur yang rendah
- g. Menurunkan tingkat opasiti asap
- h. Menurunkan emisi gas buang
- i. Titik nyala relatif tinggi sehingga aman untuk disimpan

Standar mutu biodiesel telah dikeluarkan pada SNI No. 04-7182-2006, melalui keputusan Kepala Badan Standardisasi (BSN) Nomor 73/KEP/BSN/2/2006 tanggal 15 Maret 2006. Standar mutu biodiesel ditampilkan pada tabel dibawah ini:

Tabel 1. 8 Standar mutu biodiesel SNI no. 04-7182-2006

No	Parameter	Satuan	Nilai	Metoda Uji
1.	Massa jenis pada 40°C	kg/m ³	850-890	ASTM D 1298
2.	Viskositas kinematik pada 40°C	mm ² /s (Cst)	2,3-6,0	ASTM D 445
3.	Angka setana		Min. 51	ASTM D 613
4.	Titik nyala (mangkok tertutup)	°C	Min. 100	ASTM D 93
5.	Titik kabut	°C	Maks. 18	ASTM D 2500

No	Parameter	Satuan	Nilai	Metoda Uji
6.	Korosi lempeng tembaga (3 jam pada suhu 50°C)		Maks. no 3	ASTM D 130
7.	Residu karbon - dalam contoh asli - dalam 10% ampas distilasi	%- massa 6	Maks. 0,05 (Maks. 0,3)	ASTM D 4530
8.	Air dan sedimen	%-vol	Maks 0,05	ASTM D 2709 atau ASTM D 1796
9.	Temperatur distilasi 90%	°C	Maks. 360	ASTM D 1160
10.	Abu tersulfatkan	%- massa	Maks. 0,02	ASTM D 874
11.	Belerang	Ppm-m (mg/kg)	Maks. 100	ASTM D 5453 atau ASTM D 1266
12.	Fosfor	Ppm-m (mg/kg)	Maks. 10	AOCS Ca 12- 55
13.	Angka asam	Mg- KOH/kg	Maks. 0,8	AOCS Cd 3d- 63 atau ASTM D 664
14.	Gliserol bebas	%- massa	Maks. 0,02	AOCS Ca 14- 56 atau ASTM D 6584

No	Parameter	Satuan	Nilai	Metoda Uji
15.	Gliserol total	%- massa	Maks. 0,24	AOCS Ca 14- 56 atau ASTM D 6584
16.	Kadar ester alkil	%- massa	Min 96,5	Dihitung*
17.	Angka Iodium	%- massa	Maks. 115	AOCS Cd 1-25
18.	Uji halphen		Negatif	AOCS Cb 1-25

1.3.2 *Palm Fatty Acid Distillate (PFAD)*



Gambar 1. 5 Palm Fatty Acid Distillate (PFAD)

PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*) merupakan produk samping yang dihasilkan dari proses pengolahan minyak kelapa sawit mentah (*Crude Palm Oil/CPO*) menjadi RBDPO (*Refined, Bleached, and Deodorized Palm Oil*) pada *refinery plant*. Jumlah produk samping PFAD yang dihasilkan pada proses penyulingan (*refining*) CPO

berkisar 4% dari CPO yang diolah. PFAD berbentuk semi-padat yang berwarna coklat muda pada suhu kamar, namun akan berubah menjadi warna coklat apabila dipanaskan.

Beberapa studi juga telah meneliti kemungkinan memproduksi biodiesel menggunakan Asam Lemak Bebas (ALB) yang diekstraksi dari PFAD (Chong, 2007). Selain digunakan sebagai bahan baku utama industri oleokimia, *Palm Fatty Acid Distillate* juga berpotensi untuk dimanfaatkan sebagai bahan baku untuk memproduksi bahan atau senyawa bioaktif yang mempunyai manfaat untuk kesehatan tubuh. Hal tersebut dikarenakan bahwa PFAD memiliki kandungan bahan bioaktif seperti vitamin (*tocopherol* dan *tocotrienol*), *phytosterol* dan *squalene*. PFAD memiliki potensi sebagai bahan untuk memproduksi senyawa bio-aktif khususnya vitamin E, *phytosterol* dan *squalene*.

Palm Fatty Acid Distillate (PFAD) terdiri dari 85% asam lemak bebas (asam palmitat dan asam uleat, 10% trigliserida, sterol, dan vitamin E (Akinfalabi et al., 2017). Kandungan FFA yang tinggi dalam PFAD menyebabkan PFAD berpotensi digunakan sebagai bahan baku produksi biodiesel melalui reaksi esterifikasi. Sebagai negara penghasil minyak nabati terbesar di dunia, Indonesia memiliki peluang sangat besar untuk mengembangkan biodiesel. Salah satunya adalah biodiesel dengan bahan baku PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*).

Tabel 1. 9 Komposisi asam lemak dalam PFAD

Sifat	Jumlah
Asam lemak bebas	72,3 – 89,4 %
Bilangan iod	51,2 – 57,4 %
<i>Melting point</i>	48
<i>Moisture content</i>	0,08 %
<i>Unsaponifiable matter</i>	2,5 %
<i>Saponification value</i>	198
<i>Impurities</i>	Maks. 1,0

(Hui, 1996)

Tabel 1. 10 Komposisi asam lemak dalam PFAD

Asam Lemak	Rumus Molekul	Komposisi (% berat)	Jenis Asam Lemak	Mr
Asam Miristat	C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,07	Jenuh	228
Asam Palmitat	C ₁₆ H ₃₂ O ₂	50,93	Jenuh	256
Asam Oleat	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	47,10	Tak Jenuh	282
Asam Dekanoat	C ₁₀ H ₂₀ O ₂	0,35	Jenuh	172

(Hui, 1996)

Berdasarkan data yang ditampilkan pada Tabel 1.10, asam-asam lemak yang terkandung dalam PFAD dapat dikonversi menjadi metil ester asam lemak. PFAD tidak digunakan sebagai bahan pangan karena beracun. Sehingga PFAD sangat cocok dimanfaatkan sebagai bahan

baku pembuatan BBM alternatif karena pemakaiannya tidak bersaing dengan kebutuhan pokok manusia dan harganya yang relatif murah.

Dengan menggunakan *Palm Fatty Acid Distillate* (PFAD) sebagai bahan baku pembuatan biodiesel, dapat membuat PFAD menjadi bahan yang bernilai tinggi, karena:

- a. Harganya yang terjangkau
- b. Pemakaiannya tidak bersaing dengan kebutuhan pokok manusia
- c. Mengurangi ketergantungan terhadap impor bahan bakar fosil.
- d. Mengurangi pencemaran air dan tanah

Jika *Palm Fatty Acid Distillate* dapat dimanfaatkan dengan baik akan memiliki potensi yang tinggi sebagai bahan baku utama dalam pembuatan biodiesel.

1.3.3 Pemilihan Proses Produksi

Pembuatan biodiesel dapat melibatkan salah satu atau kedua proses utama, yaitu esterifikasi dan transesterifikasi. Dengan menggunakan bahan baku *Palm Fatty Acid Distillate* (PFAD), berikut adalah beberapa pertimbangan dalam pemilihan proses produksi pembuatan biodiesel:

- a. Pirolisis

Pirolisis adalah proses termal dimana bahan organik dikenai suhu tinggi dalam lingkungan terbatas oksigen atau tanpa oksigen. Dalam pembuatan biodiesel, bahan baku seperti limbah tanaman, minyak nabati yang tidak dapat dimakan, atau biomassa

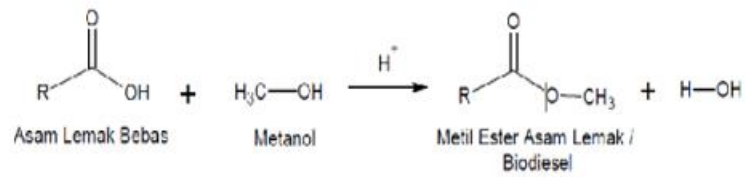
lainnya dipanaskan secara intensif untuk menghasilkan produk antara berupa gas, minyak pirolisis, dan arang,

Proses pirolisis dapat menghasilkan minyak pirolisis yang kaya akan senyawa-senyawa organik, termasuk hidrokarbon yang dapat diubah menjadi biodiesel. Minyak pirolisis ini kemudian dapat diolah lebih lanjut melalui proses esterifikasi atau transesterifikasi untuk menghasilkan biodiesel yang sesuai dengan standar bahan bakar.

Metode pirolisis untuk pembuatan biodiesel ini menunjukkan potensi sebagai alternatif dalam memproduksi bahan bakar yang ramah lingkungan dari sumber daya organik yang beragam. Saat ini, metode pirolisis masih dalam tahap penelitian dan pengembangan, metode ini menjanjikan untuk mendukung keberlanjutan energi dan pengelolaan limbah secara efektif.

b. Esterifikasi

Esterifikasi merupakan reaksi pembentukan ester dengan reaksi langsung antara suatu asam karboksilat dengan suatu alkohol (Fessenden *and* Fessenden, 1982). Reaksi ini mengkonversi asam lemak bebas menjadi metil ester dengan bantuan katalis asam, sehingga biodiesel yang didapatkan menjadi maksimal. Reaksi esterifikasi ditunjukkan pada Gambar 1.6.



Gambar 1. 6 Reaksi esterifikasi

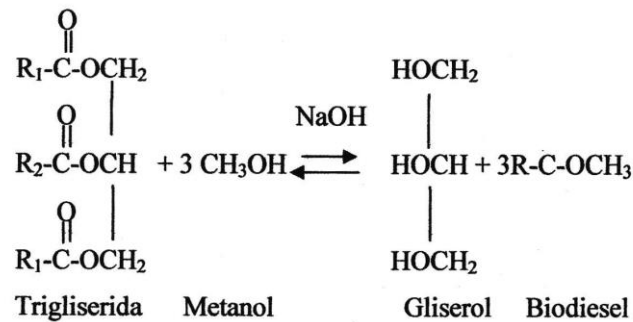
Reaksi esterifikasi dapat berlangsung dengan bantuan katalis seperti H_2SO_4 , HCl , HF , dan H_3PO_4 . Namun, katalis yang paling umum digunakan dalam proses ini adalah asam kuat, seperti asam sulfat (H_2SO_4) dan asam klorida (HCl) (Drapcho, dkk., 2008). Reaksi esterifikasi merupakan reaksi irreversibel yang sangat lambat, tetapi bila menggunakan katalis asam mineral seperti asam sulfat (H_2SO_4) atau asam klorida (HCl) kesetimbangan akan tercapai dalam waktu yang cepat (Morrison and Boyd, 2002).

Esterifikasi umumnya digunakan untuk memproduksi biodiesel dari bahan baku minyak yang memiliki kadar FFA tinggi (angka asam $>5\text{mg-KOH/gr}$). Alkohol yang paling umum digunakan dalam proses esterifikasi adalah metanol, sehingga produk akhir yang dihasilkan berupa metil ester asam lemak (*Fatty Acid Methyl Ester/FAME*).

c. Transesterifikasi

Transesterifikasi merupakan reaksi yang terjadi antara trigliserida yang terkandung di dalam minyak nabati dengan

alkohol dan dibantu dengan adanya katalis asam kuat maupun basa kuat, sehingga menghasilkan campuran *fatty acid alkil ester* dan gliserol (Schuchardt, dkk, 1998). Reaksi transesterifikasi ditunjukkan pada Gambar 1.7.



Gambar 1. 7 Reaksi transesterifikasi

Reaksi transesterifikasi cenderung lebih cepat membentuk *methyl ester* dari pada reaksi esterifikasi yang menggunakan katalis asam. Namun, seringkali terjadi reaksi penyabunan yang tidak diinginkan karena tingginya kadar asam lemak bebas pada bahan baku yang akan digunakan. Untuk menghindari pembentukan sabun, maka bahan baku harus mengandung asam lemak < 0,5% saat menggunakan katalis basa (Loteri et al, 2005). Berdasarkan beberapa jurnal, didapatkan perbandingan kondisi operasi dari ketiga proses dalam pembuatan biodiesel yang dapat dilihat pada Tabel 1.11.

Tabel 1. 11 Perbandingan kondisi operasi

Jenis Proses	Esterifikasi	Transesterifikasi	Pirolisis
Bahan baku	Asam Lemak	Trigliserida	Senyawa Organik

Jenis Proses	Esterifikasi	Transesterifikasi	Pirolisis
Suhu	60 °C	60 °C	450 °C
Tekanan	1.000 kPa	9.000 kPa	-
Katalis	Asam	Basa	Zeolit Alam
Konversi	90%	94 - 97%	-
Produk Samping	Air	Gliserin	Arang

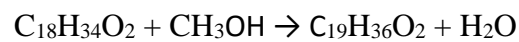
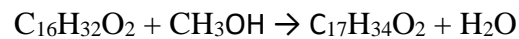
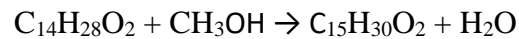
Setelah melakukan beberapa perbandingan macam-macam proses dan kondisi dalam pemilihan proses pembuatan biodiesel, maka dipilih proses esterifikasi karena kandungan *Free Fatty Acid (FFA)* yang ada pada *Palm Fatty Acid Distillate (PFAD)* cukup tinggi, yaitu lebih dari 70%. Oleh karena itu, dibutuhkan proses esterifikasi untuk menghindari terjadinya pembentukan sabun dan juga menghindari kesulitan saat pemisahan antara katalis dengan produk. Selain itu pemilihan katalis asam kuat, yaitu H_2SO_4 digunakan agar mempercepat laju reaksi dan memudahkan saat pemisahan produk.

Pengolahan bahan baku yang tepat diharapkan dapat menghasilkan produk biodiesel yang memenuhi standar sesuai yang sudah diatur oleh Badan Standarisasi Nasional. Oleh karena itu, proses yang digunakan dalam pra rancangan pabrik biodiesel dengan bahan baku *Palm Fatty Acid Distillate (PFAD)* adalah dengan menggunakan reaksi esterifikasi dengan katalis asam kuat H_2SO_4 .

1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika

1.4.1. Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika ditujukan untuk mengetahui sifat reaksi (eksotermis atau endotermis) dan arah reaksi (*reversible* atau *irreversible*). Tinjauan termodinamika dapat diketahui dengan melihat harga entalpi selama reaksi. Reaksinya adalah sebagai berikut:



Untuk menentukan sifat reaksi, dapat dihitung menggunakan perhitungan panas reaksi (ΔH_R) dengan berdasar pada panas pembentukan standar (ΔH_f°) pada kondisi standae ($P = 1 \text{ bar}$; $T = 25 \text{ }^\circ\text{C}/298,15 \text{ }^\circ\text{K}$), sedangkan untuk menentukan arah reaksi dapat diketahui dengan perhitungan energi Gibbs (ΔG_f) pada kondisi operasi Digunakan metode Joback pada Reid,1987 yang dapat digunakan untuk mengetahui estimasi nilai ΔH_f° dan ΔG_R°

Tabel 1. 12 Harga gugus

Gugus	Harga ΔH_f° (kJ/mol.K)	Harga ΔH_f° (kJ/mol.K)
-CH=	29,89	58,36
-CH ₂ -	-20,64	8,42
-CH ₃ -	-76,45	43,93

Gugus	Harga ΔH_f° (kJ/mol.K)	Harga ΔH_f° (kJ/mol.K)
-OH	-208,04	-31,14
-COO-	-337,92	-225,5
-COOH	-426,72	-151,64

(Reid, 1987)

1. Panas Pembentukan Standar (ΔH_f°)

$$\Delta H_f^\circ(298,15) 0 = 68,29 + \sum n_i \cdot \Delta_i$$

a. Asam Miristat ($C_{14}H_{28}O_2$)

$$\begin{aligned} \Delta H_f^\circ(298,15) &= 68,29 + [12(-CH_2-) + 1(-CH_3-) + 1(-COOH)] \\ &= 68,29 + [12(-20,64) + 1(-76,45) + 1(-426,72)] \\ &= -682,56 \text{ kJ/mol.K} \end{aligned}$$

b. Metil Miristat ($C_{15}H_{30}O_2$)

$$\begin{aligned} \Delta H_f^\circ(298,15) &= 68,29 + [13(-CH_2-) + 1(-CH_3-) + 1(-COOH)] \\ &= 68,29 + [13(-20,64) + 1(-76,45) + 1(-426,72)] \\ &= -703,20 \text{ kJ/mol.K} \end{aligned}$$

Tabel 1. 13 Harga entalpi komponen pada suhu 298,15 K

Gugus	Harga ΔH_f° (kJ/kmol)
Asam Miristat	-682,56
Asam Palmitat	-723,84
Asam Oleat	-620,51
Asam Dekanoat	-600,00
Metil Miristat	-703,20

Gugus	Harga ΔH_f° (kJ/kmol)
Metil Palmitat	-744,48
Metil Oleat	-641,15
Metil Dekanoat	-620,15
Metanol	-210,17
Air	-241,80
Asam Sulfat	-814,00
Natrium Hidroksida	-426,60

Dari Tabel 1.13 menunjukkan bahwa harga ΔH_f° komponen bernilai negatif, yang artinya sifat panas reaksi adalah eksotermis (reaksi membutuhkan dingin). Dari reaksi yang ditunjukkan di atas juga menandakan bahwa reaksi berjalan secara *irreversible* (tidak dapat balik) yang berarti reaksi berjalan dalam satu arah dan tidak dapat kembali membentuk reaktan.

2. Energi Gibbs (ΔG_R°)

$$\Delta G_{R(298,15)}^\circ = 68,29 + \sum n_i \cdot \Delta_i$$

a. Asam Miristat ($C_{14}H_{28}O_2$)

$$\begin{aligned} \Delta G_{R(298,15)}^\circ &= 68,29 + [12(-CH_2-) + 1(-CH_3-) + 1(-COOH)] \\ &= 68,29 + [12(8,42) + 1(43,96) + 1(-151,64)] \\ &= 61,65 \text{ kJ/mol.K} \end{aligned}$$

b. Metil Miristat ($C_{15}H_{30}O_2$)

$$\Delta G_{R(298,15)}^\circ = 68,29 + [13(-CH_2-) + 1(-CH_3-) + 1(-COOH)]$$

$$= 68,29 + [12(8,42) + 1(43,96) + 1(-151,64)]$$

$$= 70,07 \text{ kJ/mol.K}$$

Tabel 1. 14 Harga entalpi komponen pada suhu 298,15 K

Gugus	Harga ΔG_R° (kJ/kmol)
Asam Miristat	61,65
Asam Palmitat	78,49
Asam Oleat	-14,07
Asam Dekanoat	27,97
Metil Miristat	70,07
Metil Palmitat	86,91
Metil Oleat	-5,65
Metil Dekanoat	36,39
Metanol	12,82
Air	-59,69
Natrium Hidroksida	-90,70

$$\Delta G_R^\circ (298,15) = \Delta G_R^\circ \text{ produk} - \Delta G_R^\circ \text{ reaktan}$$

$$= 128,03 \text{ kJ/mol} - 166,86 \text{ kJ/mol}$$

$$= -38,83 \text{ kJ/mol}$$

Dari perhitungan di atas menunjukkan bahwa harga ΔG_R° bernilai negatif, yang artinya reaksi tidak berlangsung spontan (non-spontan). Sehingga, reaksi terjadi dengan memerlukan suhu tinggi dan membutuhkan katalis.

1.4.2. Tinjauan Kinetika

Secara umum, derajat kelangsungan reaksi ditentukan oleh konstanta kecepatan reaksi (k), konsentrasi reaktan, dan konsentrasi katalis. Kecepatan reaksi sebanding dengan suhu operasi. Jadi semakin tinggi suhu, maka akan semakin besar konstanta kecepatan reaksi. Harga k dapat didekati dengan persamaan diferensial:

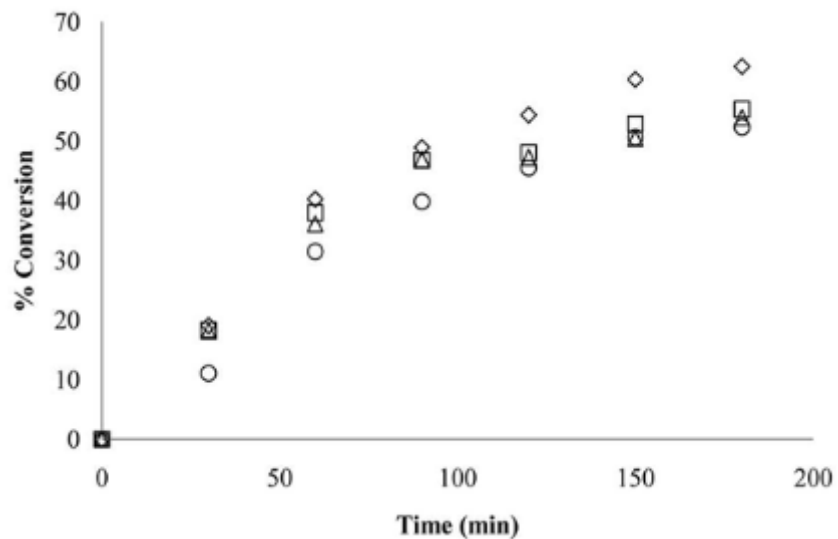
$$k = \frac{-\ln(1 - X_a)}{t}$$

Dimana:

k = Konstanta laju reaksi (0,50/s)

X_a = konversi

t = waktu



Gambar 1. 8 Perbandingan konversi dengan waktu (Deepak, dkk, 2013)

Tabel 1. 15 perbandingan antara konversi dengan waktu

Xa (%)	T (min)
20%	30
40%	60
50%	80
55%	120
60%	150
75%	175
80%	200
90%	250
97%	280

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 SPESIFIKASI BAHAN BAKU

2.1.1 *Palm Fatty Acid Distillate*

Tabel 2. 1 Spesifikasi baku

Rumus Molekul	$C_{16}H_{32}O_2$
Berat Molekul	-
Kelarutan	-
Titik Didih	280°C
Densitas	0,89 kg/l
Viskositas	17 CP
Kapasitas panas	$99,012 + 3,58741 \times 10^{-3} T + (-7,2484 \times 10^{-6}) T^2 + 5,9035 \times 10^{-9} T^3$
Titik lebur	48°C
Kada air	0,08%

2.2 SPESIFIKASI BAHAN PENDUKUNG

2.2.1 Asam Sulfat

Tabel 2. 2 Spesifikasi asam sulfat

Rumus kimia	H ₂ SO ₄
Berat molekul	98,0819 Kg/Kmol
Komposisi	98% H ₂ SO ₄ , 2% air
Titik didih	290 °C
Titik leleh	-38 °C
Viskositas	19,9712 kg/m ³ ;8,4 Cp
Densitas	1826, 9712 kg/m ³
Kelarutan	Larut dalam air
Warna	Tidak berwarna
Specific gravity pada air (15,5 °C)	1,839
Panas pembentukan	-199,91 kcal/gmol

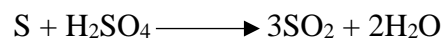
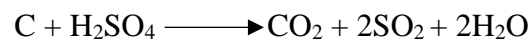
- Memiliki sifat sangat korosif, dapat bercampur dengan air
- Dapat bereaksi dengan semua jenis logam dan dapat memperbesar hydrogen kecuali, Al, Cr, Bi dimana dalam keadaan biasa tidak dapat beraksi.

Reaksi:



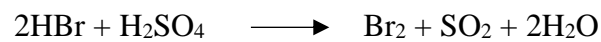
- Dapat mengoksidasi beberapa unsur nonmetal seperti karbon dan sulfur.

- Reaksi :



- Dengan asam hidrobromine dan hidriodine akan menghasilkan bromine iodine.

- Reaksi :



2.2.2 Sodium Hydroxide

Tabel 2. 3 Spesifikasi *sodium hydroxide*

Rumus kimia	NaOH
Berat molekul	40 g/mol
Densitas (20 °C)	2,13 g/cm ³
Titik lebur	323 °C
Titik didih	1390 °C
Kelarutan (20°C)	1090 °C
Viskositas	78 Pa.s

2.2.3 Methanol

Tabel 2. 4 Spesifikasi metanol

Rumus molekul	CH ₃ OH
Berat molekul	32,041 Kg/Kmol
Komposisi	99 % methanol, 1% air
Titik didih	64,7 °C
Titik leleh	-98 °C
Viskositas	0,5060 cP
Flash point	11 °C
Densitas	782,8067 Kg/m ³
Kelarutan	Larut dalam air
Temperature kritis	514,58 K

2.2.4 Air

Tabel 2. 5 Spesifikasi air

Rumus kimia	H ₂ O
Berat molekul	18,0149 Kg/Kmol
Komposisi	100% air
Titik didih	100 °C
Titik beku	0°C

Viskositas	0,89 m Pa.s (liquid) : 9,35 M Pa.s (gas)
Densitas	1023,0130 Kg/m ³

2.3 SPESIFIKASI PRODUK

2.3.1 Biodiesel

Tabel 2. 6 Spesifikasi produk

Rumus molekul	
Berat molekul	298,35 kg/mol
Densitas 15°C	879 kg/m ³
Viskositas 40°C	99,88 mm ² /s
Kemurnian	99,88 %
Titik didih	285 °C
Titik nyala (<i>flash point</i>)	180 °C
Titik tuang (<i>pour point</i>)	14 °C
Kadar air	0,03 %
Kandungan abu (<i>ash content</i>)	0,007 %
Residu karbon	0,07 %
Nilai asam	0,33 mg KOH/g

2.4 Pengendalian Kualitas

2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Untuk menarik konsumen terhadap produk yang dihasilkan makan, sebelum menjalankan proses produksi, diperlukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang akan digunakan. Pengujian ini memiliki tujuan agar bahan baku yang akan dipakai tidak ada kerusakan pada saat produksi yang akan mempengaruhi kualitas produk yang didapatkan, dan juga sesuai dengan spesifikasi yang dibutuhkan. Metode yang akan digunakan untuk evaluasi mirip dengan standar amerika, yaitu dengan metode ASTM 1972. Berikut ini adalah parameter yang akan diukur:

- a. Kemurnian dari bahan baku palm fatty acid distillate, asam sulfat, dan methanol.
- b. Kandungan di dalam palm fatty acid distillate, asam sulfat, dan methanol.
- c. Kadar air.
- d. Zat pengotor.
- e. Densitas.
- f. Viskositas.

2.4.2 Pengendalian Kualitas Produk

Untuk menjaga kualitas produk yang dihasilkan dari proses produksi maka perlu dilakukan pengendalian kualitas pada produk agar

tetap menjaga kualitas produk yang dihasilkan supaya tetap sesuai dengan standar dipasaran. Untuk menghasilkan produk yang berkualitas sesuai dengan standar, maka diperlukan bahan baku yang berkualitas yang sudah lulus uji dan pengawasan dalam segi pengendalian yang baik terhadap proses yang dilakukan produk yang dihasilkan berkualitas dan dapat dipasarkan. Aspek yang diperhatikan untuk pengendalian kualitas adalah pengawasan mutu bahan baku yang digunakan, bahan pendukung, produk samping, produk setengah jadi maupun produk akhir. Semua pengawasan mutu tersebut bisa dilakukan analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol.

2.4.3 Pengendalian Proses

Proses pengendalian dan pengawasan jalannya operasi bisa menggunakan dengan alat pengendalian yang berpusat berada didalam *control room*, dan juga menggunakan dengan cara *automatic control* yang bekerja berdasarkan dengan indikator yang sudah ada di alat. Apabila terjadi kesalahan pada indikator dari yang sudah ditetapkan oleh alat indikator atau pada alat yang sudah di *sett* baik *flow rate* bahan baku dan produk, *level control*, maupun *temperature control*, untuk dapat mengetahui hal tersebut maka lampu akan menyala dan alarm yang akan berbunyi yang berarti memberikan tanda bahwa ada kesalahan yang terjadi. Bila terjadi kesalahan yang menyimpang maka *settingan* harus dikembalikan pada kondisi semula baik secara manual

ataupun secara otomatis untuk mengembalikan pada kondisi yang diinginkan.

Berikut ini adalah beberapa alat kontrol yang digunakan untuk berjalannya produksi yaitu kontrol terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun temperatur. Alat kontrol yang harus *disetting* pada kondisi tertentu adalah sebagai berikut :

a. *Level control*

Level control adalah alat yang dipasang pada bagian atas tangki yang memiliki fungsi untuk mengukur level ketinggian dari cairan yang biasanya terpasang dibagian atas wadah atau tangki. Jika ketinggian cairan belum sesuai dengan kondisi yang telah ditetapkan, maka akan mengeluarkan suara ataupun lampu yang menyala dengan tujuan menandakan sebuah isyarat.

b. *Flow rate*

Flow rate merupakan alat yang terpasang pada bagian aliran bahan baku, pada aliran masuk maupun aliran keluar proses. Fungsi alat ini adalah untuk mengatur debit aliran yang masuk dan aliran yang keluar pada proses. Untuk mengetahui bahwa debit aliran yang melaju tidak sesuai dengan ukuran yang sudah ditetapkan maka akan keluar bunyi dan nyala lampu yang menandakan sebuah isyarat.

c. *Temperature control*

Merupakan alat yang memiliki fungsi untuk mengukur suhu pada aliran atau suatu alat. Alat ini biasanya terpasang didalam setiap alat proses. Sama seperti *level control* dan *temperature control*, apabila suhu tidak sesuai dengan kondisi yang telah ditetapkan maka akan mengeluarkan isyarat sebuah bunyi dan lampu.

Jika terjadi kesalahan atau penyimpangan yang terjadi maka hal tersebut harus segera diidentifikasi untuk mengetahui apa faktor penyebabnya dan juga harus dilakukan sebuah evaluasi. Sehingga bisa melakukan rencana kembali sesuai dengan kondisi yang ada agak menjadi lebih baik. Apabila pengendalian proses dilakukan dengan memperhatikan kualitas maka produk yang dihasilkan akan memenuhi standar biodiesel yang ada. Maka dari itu pengendalian mutu juga harus diperhatikan dengan memperhatikan apakah bahan baku yang dipakai dan produk yang nantinya akan dipasarkan sudah sesuai dengan rancangan yang telah di tetapkan. Setelah semua perencanaan produksi sudah disusun dan proses produksi mulai dijalankan maka harus adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses tersebut bisa berjalan dengan baik sesuai dengan rencana.

Kegiatan proses produksi diharapkan dapat menghasilkan produk yang bisa dipasarkan sesuai dengan standar mutu yang sudah

ditentukan jumlah produksi tidak menyimpang dari yang sudah direncanakan dan juga waktunya tepat sesuai dengan yang dijadwalkan.

Penyebab terjadinya penyimpangan kualitas, biasanya dipengaruhi oleh bahan baku yang tidak baik, kesalahan saat proses operasi dan juga kerusakan yang terjadi pada alat. Penyimpangan kualitas dapat diketahui dengan cepat melalui hasil monitor alat dan juga dengan melakukan analisa pada bagian laboratorium pemeriksaan. Berikut ini adalah pengendalian kualitas (*quality control*) pada pabrik biodiesel meliputi :

a. Pengendalian kualitas bahan baku

Pengendalian kualitas bahan baku adalah untuk mengetahui kualitas bahan baku yang akan digunakan. Dengan melihat sejauh mana kualitas bahan baku untuk digunakan pada proses produksi, apakah bahan baku tersebut sudah layak dan sesuai untuk digunakan atau tidak. Apabila setelah dilakukan analisa, hasil pengukurannya tidak layak untuk digunakan, maka bahan baku tersebut akan dikembalikan ke *supplier* jika setelah dilakukan beberapa *treatment* tidak ada perbaikan.

b. Pengendalian kualitas bahan pembantu

Maksud dari bahan pembantu adalah bahan yang dipakai untuk tujuan membantu berjalannya proses produksi pabrik pembuatan biodiesel. Contoh bahan pembantu tersebut berupa katalis. Bahan pembantu yang digunakan harus dianalisis terlebih

dahulu untuk mengetahui sifat-sifat fisis bahan tersebut, apakah sifat fisisnya sudah sesuai dengan spesifikasi yang digunakan untuk membantu kelancaran proses produksi.

c. Pengendalian kualitas produk

Pada pengendalian kualitas produk ini yang digunakan adalah hasil produksi yaitu biodiesel.

d. Pengendalian kualitas produk pada waktu pemindahan

Maksud dari pengendalian kualitas ini adalah pengawasan hasil produksi, yaitu biodiesel saat akan dipindahkan dari tangki penyimpanan sementara (*dry tank*) kedalam tangka penyimpanan tetap (*storage tank*), atau dari *storage tank* dipindahkan ke mobil truk dan kapal.

2.4.4 Pengendalian Kuantitas

Terjadinya penyimpangan kualitas dapat disebabkan karena kesalahan operator, kerusakan pada mesin, keterlambatan penyediaan bahan baku, perbaikan alat yang cukup lama, dan sebagainya. Harus dilakukan identifikasi jika terjadi penyimpangan untuk mengetahui penyebabnya, dan juga untuk menjadi evaluasi. Untuk produksi selanjutnya dilakukan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi yang ada.

2.4.5 Pengendalian Waktu

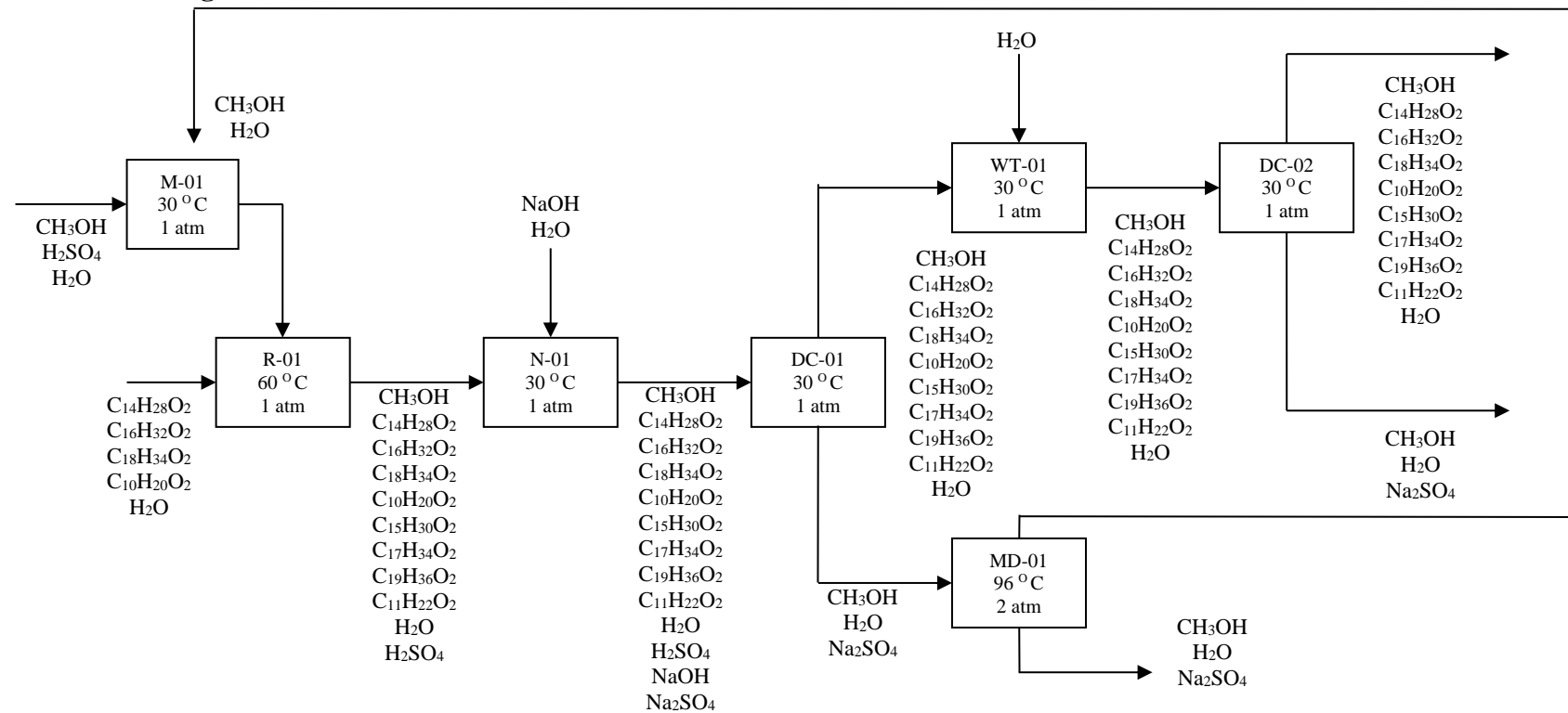
Agar kuantitas produk tercapai sesuai dengan yang diinginkan, harus dilakukan pengendalian waktu yang tepat dan sesuai dengan *Standart Operational Product (SOP)* yang ada.

BAB III

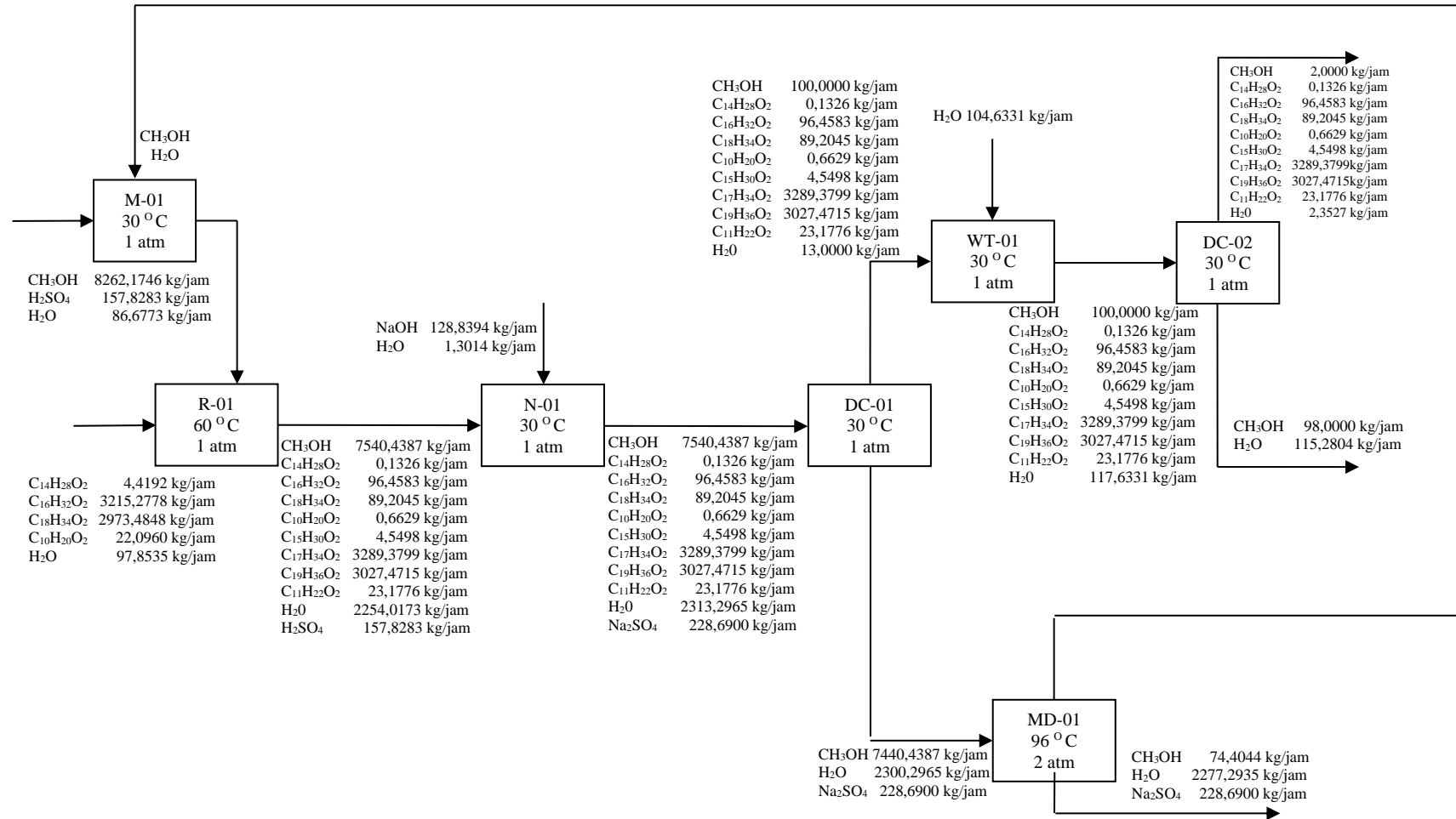
PERANCANGAN PROSES

3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



3.2 Uraian Proses

Proses pembuatan biodiesel menggunakan bahan baku dari *Palm Fatty Acid Distillate* yang direaksikan dengan methanol (CH_3OH) serta bantuan katalis asam kuat yaitu asam sulfat (H_2SO_4) untuk mempercepat proses reaksi. Reaksi yang digunakan pada proses produksi biodiesel ini adalah reaksi esterfikasi. Reaksi ini berlangsung pada suhu $60\text{ }^\circ\text{C}$ dengan tekanan 1 atm secara *continue*. Berikut ini adalah proses pembuatan biodiesel di bagi menjadi 3 langkah yaitu:

- a. Tahap persiapan bahan baku
- b. Tahap proses (reaksi esterfikasi)
- c. Tahap permurnian (purifikasi)

3.2.1 Persiapan Bahan Baku

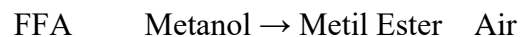
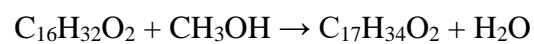
Asam sulfat cair (H_2SO_4) dari tanki penyimpanan bahan baku (T-01) dan methanol (CH_3OH) dari tanki penyimpanan bahan baku (T-02) yang disimpan pada suhu $30\text{ }^\circ\text{C}$ dengan tekanan 1 atm akan dialirkan menuju *mixer* (M-01) untuk di campurkan. Setelah campuran methanol (CH_3OH) dan asam sulfat (H_2SO_4) homogen, akan dipanaskan terlebih dahulu menggunakan *heater* (HE-02) hingga mencapai suhu $60\text{ }^\circ\text{C}$. Kemudian campuran akan dialirkan menuju reaktor alir tanki berpengaduk atau RATB (R-01).

Palm Fatty Acid Distillate yang disimpan pada suhu $30\text{ }^\circ\text{C}$ dengan tekanan 1 atm didalam tanki penyimpanan bahan baku (T-03) akan dipanaskan terlebih dahulu menggunakan *heater* (HE-01) hingga mencapai

suhu 60 °C, kemudian akan dialirkan menuju reaktor alir tanki berpengaduk atau RATB (R-01)

3.2.2 Proses Pembentukan Produk

Campuran PFAD dengan methanol dan H₂SO₄ akan direaksikan pada suhu 60 °C pada tekanan 1 atm didalam reaktor alir tanki berpengaduk (R-01) dengan kondisi *isothermal* serta sifat reaksi eksotermis *reversible* dimana suhu reaksi harus dipertahankan untuk menghindari terjadinya reaksi samping. Untuk menjaga suhu pada reaksi tetap 60 °C, maka reaktor (R-01) dilengkapi dengan jaket pendingin. Konversi di reaktor (R-01) sebesar 97%. Adapun reaksi yang terjadi didalam reaktor adalah:



Produksi dari reaksi adalah biodiesel (*metil ester*) dan air keluar dari reaktor pada suhu 60 °C dengan tekanan 1 atm. Sebelum dialirkan menuju *Netralizer* (N-01), produk akan didinginkan terlebih dahulu menggunakan pendingin atau *cooler* (CL-01) hingga suhu 30 °C. Natrium Hidroksida (NaOH) 48% akan ditambahkan pada *neutralizer* (N-01) untuk menghilangkan H₂SO₄ yang terkandung dalam larutan.

Pada *neutralizer* (N-01) terjadi reaksi asam-basa antara natrium hidroksi (NaOH) dan asam sulfat (H₂SO₄), yang kemudian akan

membentuk garam (Na_2SO_4) dan air. Reaksi pada *neutralizer* (N-01) berlangsung pada suhu $30\text{ }^\circ\text{C}$ pada tekanan 1 atm.

3.2.3 Proses Pemurnian Produk

Produk yang keluar dari *neutralizer* (N-01) akan dialirkan menuju *decanter* (DC-01) dengan menggunakan pompa (P-07). *Decanter* ini berfungsi untuk memisahkan methanol, *free fatty acid* (FFA), Na_2SO_4 , metil ester (biodiesel) dan air sebagai produk samping. Penggunaan *decanter* (DC-01) ini dikarenakan terdapat perbedaan densitas dan kelarutan dari campuran minyak tersebut.

Perbedaan densitas dan kelarutan dari kedua campuran tersebut menyebabkan terjadinya dua lapisan di dalam *decanter*. Lapisan atas (*Light stream*) merupakan campuran yang memiliki densitas lebih ringan berupa biodiesel dan FFA. Sedangkan lapisan bawah (*Heavy Stream*) merupakan campuran yang memiliki densitas lebih berat berupa campuran air, methanol, dan Na_2SO_4 , campuran tersebut akan terpisah melalui bagian bawah *decanter* (DC-01) sebagai fase berat atau *heavy stream* lalu dipompa menggunakan pompa (P-08) menuju Menara distilasi (MD-01). Sebelum masuk ke Menara distilasi, fase *heavy stream* akan dipanaskan terlebih dahulu menggunakan *heater* (HE-03) hingga mencapai suhu $96\text{ }^\circ\text{C}$. pada Menara distilasi (MD-01) hasil penguapan berupa metanol dan air kemudian dialirkan ke kondensor (CD-01) sehingga berubah fasa menjadi cair dan di *recycle*

kembali sebagai umpan masuk *mixer* (M-01), metanol dan air akan dialirkan terlebih dahulu ke dalam *cooler* (CL-02). Hasil bawah Menara distilasi (MD-01) berupa metanol, air, dan Na_2SO_4 akan dialirkan menuju unit pembuangan limbah.

Light stream atau fase ringan dari *decanter* (DC-01) yang keluar melalui bagian atas, berupa metil ester, metanol, air dan FFA akan dialirkan menuju *washing tower* (WT-01) untuk dicuci dengan menggunakan air proses utilitas pada suhu 30 °C. Hal ini bertujuan untuk melarutkan bahan-bahan yang masih terbawa didalam metil ester (biodiesel) seperti metanol, FFA, dan air. Setelah dilakukan pencucian di *washing tower*, campuran akan dialirkan menuju *decanter 2* (DC-02) untuk dilakukan proses pemisahan kembali antara metil ester (biodiesel) dengan komponen pengotor.

Air yang mengandung metanol pada *decanter 2* (DC-01) akan terpisah dan keluar melalui bagian bawah *decanter 2* sebagai fase berat atau *heavy* yang kemudian akan dialirkan menuju unit pembuangan limbah. *Light stream* atau fase ringan yang keluar melalui bagian atas *decanter 2* berupa metil ester (biodiesel) yang masih mengandung FFA, metanol dan air yang sedikit, akan dialirkan menuju tanki penyimpanan produk (T-05).

3.2.4 Perencanaan Produksi

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan dari bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Bahan baku PFAD yang diperoleh dari PT. Wilmar Nabati Indoensia, Gresik, Jawa Timur, sedangkan bahan baku metanol (CH_3OH) diperoleh dari PT. Kaltim Metanol Industri, Bontang, Kaltim. Bahan baku katalis yaitu asam sulfat (H_2SO_4) diperoleh dari PT. Petrokimia, Gresik, Jawa Timur, dan bahan baku untuk penetral yaitu natrium hidroksida (NaOH) diperoleh dari PT. Perdanan Mulia Jaya, Gresik, Jawa Timur. Bahan baku pembuatan biodiesel dengan menggunakan proses esterifikasi terdiri dari *palm fatty acid distillate*, metanol (CH_3OH), asam sulfat (H_2SO_4), natrium hidroksida (NaOH), dan air (H_2O).

3.3 Spesifikasi Alat

Pada perancangan pabrik biodiesel dari PFAD harus memperhatikan spesifikasi alat dengan mempertimbangkan optimasi dan efisiensi pada proses produksi. Spesifikasi alat yang di gunakan dalam proses produksi biodiesel dari *Palm Fatty Acid Distillate* dengan kapasitas 50.000 ton/tahun adalah sebagai berikut:

3.3.1 Spesifikasi Alat Proses

a. *Mixer* (M-01)

Fungsi : Mencampurkan H_2SO_4 dengan CH_3OH hingga homogen sebelum dialirkan menuju Reaktor (R-01)

Jenis : Tanki silinder tegak

Jumlah : 1

Kondisi Operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30 °C

Bahan konstruksi : *Carbon Steel A-283-54 Grade C*

Dimensi mixer

- Diameter : 2,5266 m
- Tinggi : 3,0407 m
- Tebal *shell* : 0,25 in
- Tebal *head* : 0,25 in

Pengaduk *mixer*

- Jenis : *Turbine with 6 flat blades*
- Diameter pengaduk : 0,8594 m
- Jumlah pengaduk : 6 buah
- Lebar *baffle* : 0,2148 m

- Kecepatan putaran : 125 rpm
 - *Power* : 30 Ho
- Harga : \$272,469

b. Reaktor (R-01)

Fungsi : Mereaksikan *Palm Fatty Acid Distillate* dan Methanol (CH₃OH) dengan bantuan katalis Asam Sulfat (H₂SO₄)

Jenis : Reaktor Alir Tanki Berpengaduk (RATB)

Kondisi operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 60 °C
- Jumlah : 1

Bahan konstruksi : *Stainless Stell SA 167 Grade 3 type 304*

Dimensi reaktor

- Diameter reaktor : 0,3949 m
- Tinggi reaktor : 0,6213 m
- Tebal *shell* : 0,1875 in
- Tinggi cairan *shell* : 0,3949 m
- Tebal *head* : 0,19 in

- Jenis *head* : *Torispherical dishead head*

Pengaduk reaktor

- Jenis : *six-blade turbine, vertical blade*
- Diameter : 0,1316 m
- Tinggi : 0,0263 m
- Lebar : 0,0329 m
- *Power* : 0,05 Hp
- Kecepatan putaran : 45 rpm
- Jumlah : 4

Jaket pendingin (R-01)

- Tinggi : 0,3049 m
- Diameter : 0,4045 m
- Luas selimut : 0,4898 m²
- Luas perpindahan panas: 0,0166 m²

Harga : \$ 13.000

c. Reaktor-02 (R-02)

Fungsi : Mereaksikan *Palm Fatty Acid Distillate* dan Methanol (CH₃OH) dengan bantuan katalis Asam Sulfat (H₂SO₄)

Jenis : Reaktor Alir Tanki Berpengaduk
(RATB)

Kondisi operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 60 °C
- Jumlah : 1

Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade 3 type*
304

Dimensi reaktor

- Diameter reaktor : 0,3949 m
- Tinggi reaktor : 0,6213 m
- Tebal *shell* : 0,1875 in
- Tinggi cairan *shell* : 0,3949 m
- Tebal *head* : 0,19 in
- Jenis *head* : *Torispherical dishead head*

Pengaduk reaktor

- Jenis : *six-blade turbine, vertical blade*
- Diameter : 0,1316 m
- Tinggi : 0,0263 m
- Lebar : 0,0329 m
- *Power* : 0,25 Hp

- Kecepatan putaran : 45 rpm
- Jumlah : 4

Jaket pendingin (R-02)

- Tinggi : 0,3949 m
- Diameter : 0,4045 m
- Luas selimut : 0,4898 m²
- Luas perpindahan panas: 0,0075 m²

Harga : \$ 13.000

d. Netralizer (N-01)

Fungsi : Menetralkan H₂SO₄ sebagai katalis dengan menggunakan NaOH

Jenis : Tanki Silinder Tegak

Jumlah : 1

Kondisi operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30 °C

Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA-167 Grade 11 type 316*

Dimensi neutralizer

- Volume : 19,6013 m³
- Diameter : 3,2003 m
- Tinggi : 3,8120 m

- Tebal *shell* : 0,25 in
- Tinggi cairan dalam *shell* : 2,9257 m
- Tebal *head* : 0,25 in
- Jenis *head* : *Torispherical*

Pengaduk neutralizer

- Jenis : *Flat-blade turbine with six blades*
- Diameter : 1,0668 m
- Jumlah pengaduk : 1 buah
- Lebar *baffle* : 0,0222 m
- Kecepatan putaran : 58, 8278 rpm
- *Power* : 0,8805 Hp

Harga : \$ 345,447

e. Decanter (D-01)

Fungsi : Memisahkan komponen biodiesel dengan komponen air dari cai

Jenis : *Horizontal Silinder*

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30 °C

Dimensi decanter-01

- Diameter : 1,1889 m
- Panjang : 4,0447 m
- Tebal *shell* : 0,1875 in
- Tebal *head* : 0.1875 in
- Waktu tinggal : 10 menit

Harga : \$ 206,636

f. Decanter (D-02)

Fungsi : Memisahkan biodiesel dari sisa campuran hasil pencucian H₂O yang keluar dari *Washing Tower*

Jenis : *Horizontal Silinder*

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30 °C

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA 316*

Dimensi decanter

- Diameter : 0,8664 m

- Panjang : 3.0016 m
- Tebal *shell* : 0,1875 in
- Tebal *head* : 0.1875 in
- Waktu tinggal : 10 menit

Harga : \$ 162,825

g. *Washing Tower* (WT-01)

Fungsi : Mencuci biodiesel dari decanter-01 menggunakan air pencuci

Jenis : Tanki silinder tegak berpengaduk

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30 °C

Bahan konstruksi : *Carbon steel A-283-54 Grade C*

Dimensi *Washing Tower*

- Volume : 9,2551 m³
- Diameter : 2,28 m
- Tinggi : 2.28 m
- Tebak *shell* : 0.1875 in
- Tebal *head* : 0.25 in
- Waktu tinggal : 10 menit

Harga : \$236,741

h. Menara Distilasi (MD-01)

Fungsi : Memisahkan H₂O dan methanol (CH₃OH)
berdasarkan perbedaan titik didih

Jenis : *Sieve Tray*

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi

- Tekanan : 2,34 atm
- Suhu : 90 °C

Bahan konstruksi : *stainless steel SA 167 Grade 3 type 304*

Dimensi Distilasi

- Tinggi : 7,0164 m
- Diameter kolom : 0,8456 m
- Tebal *shell* : 0,0048 m
- Tebal *head* : 0,0063 m
- Jumlah plate : 12 buah
- Tebal tray : 0,003 m
- Diameter hole : 0,006 m
- Jumlah hole : 475,0282 buah

- Tray spacing : 0,3 m
 - Panjang weir : 0,643 m
 - Tinggi weir : 0,05 m
- Harga : \$ 46,504

i. *Condenser* (CD-01)

- Fungsi : Mengembunkan hasil atas Menara distilasi (MD-01)
- Jenis : *Shell and Tube*
- Bahan kontruksi : *carbon steel SA-283 Grade C*
- Jumlah : 1

Tabel 3. 1 Spesifikasi *condensor*

Operating Condition				
<i>position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Fluid</i>	Fluida Panas (produk <i>heavy organics</i>)		Fluida dingin (<i>Water</i>)	
<i>Fluid Type</i>	<i>Hot</i>		<i>Cold</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid flowrate, kg/jam</i>	0	7.389,03	52.857,94	52.857,94
<i>Vapor flowrate, kg/jam</i>	7.389,03	0	0	0
<i>Temperature, °C</i>	96	85	30	40
<i>Pressure, atm</i>	2,34	2,34	1	1

Mechanical Design			
<i>Shell (Hot Fluid)</i>		<i>Tube (Water)</i>	
<i>Length, ft</i>	16	<i>Length, ft</i>	16
<i>Passes</i>	1	<i>Passes</i>	4
<i>ID, in</i>	15,25	<i>OD, in</i>	1
<i>Baffle Space, in</i>	11,4375	<i>Number tube, buah</i>	80
		<i>A, ft²</i>	291,456

		BWG	16
		<i>Pitc, triangular, in</i>	1
ΔP perhitungan, psi	0,0419	ΔP perhitungan, psi	7,25
ΔP Diiijinkan, psi	10	ΔP Diiijinkan, psi	10
Rdmin, Btu.hr.ft ² .°F	0,001	Rdmin, Btu.hr.ft ² .°F	0,001
Rdcal, Btu.hr.ft ² .°F	0,013	Rdcal, Btu.hr.ft ² .°F	0,013
Harga, \$		58,804	

j. *Reboiler (RB-01)*

Fungsi : menguapkan cairan yang keluar dari Menara distilasi (MD-01) sebagai hasil bawah

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah

Bahan kontruksi : *Stainless steel SA 167 type 304*

Spesifikasi

a'' , in² : 0,594

Pt, Triangular : 1.25

Passes : 2

A, ft² : 240,451

Uc, Btu/hr.ft².°F : 250

Ud, Btu/hr.ft².°F : 51,946

Rd *calculated* : 0,015

Cold Fluid : ***shell, produk (CH₃OH, H₂O, dan Na₂SO₄)***

Aliran fluida : *cold fluid*

IDs, in	: 13,25
<i>Passes</i>	: 6
ΔP perhitungan, psi	: 0,0064
ΔP diizinkan, psi	: 10
Hot fluid	: Tube, Steam
Aliran fluida	: <i>hot fluid</i>
Nt, buah	: 66
L, ft	: 16
OD, in	: 1
ID, in	: 0.87
BWG	: 16
ΔP perhitungan, psi	: 0,0083
ΔP diizinkan, psi	: 10
Harga, \$: 51,541

k. *Accumulator* (ACC-01)

Fungsi : Menampung keluaran kondensor pada MD

Jenis : *Horizontal cylinder*

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi

• Suhu, °C : 85

• Tekanan, atm : 2,18

Bahan konstruksi : *stainless steel SA 167 type 304*

Kapasitas, m³ : 2,4362

Diameter shell

- Diameter, m : 0,7884
- Panjang, m : 4,7303
- Tebal *shell*, in : 0,1875

Diameter head

- Diameter, in : 32
- Panjang, m : 0,1821
- Tebal *head*, in : 0,1875
- Panjang total, m : 5,0944

Harga, \$: 18,156

1. *Heater 1 (HE-01)*

Fungsi : memanaskan umpan methanol (CH_3OH) dan asam sulfat (H_2SO_4) dari 30 °C menjadi 60 °C dari Mixer (M-01) menuju reaktor (R-01)

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Bahan : *Stainlees Steel SA-167 type 316*

Harga, \$: 3,748

Tabel 3. 2 spesifikasi heater 1

<i>Operating Condition</i>				
<i>Position</i>	<i>Annulus (steam)</i>		<i>Inner pipe (heavy organic)</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
Tekanan, atm	1	1	1	1
Temperatur, °C	100	100	30	60
Beban Panas	878.189,9892 kg/jam			
<i>Mechanical Design</i>				

Operating Condition				
<i>Position</i>	<i>Annulus (steam)</i>		<i>Inner pipe (heavy organic)</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Annulus</i>		<i>Inner Pipe</i>		
<i>Length, ft</i>	20		<i>Length, ft</i>	20
<i>Hairpin, buah</i>	2		<i>Hairpin, buah</i>	2
ID, in	4,026		ID, in	3,5
OD, in	4,5		OD, in	3,07
			A, ft ²	55,51
ΔP perhitungan, psi	0,3069		ΔP perhitungan, psi	0,6177
ΔP Diiijinkan, psi	10		ΔP Diiijinkan, psi	10
Rdmin, Btu.hr.ft ² .°F	0,004		Rdmin, Btu.hr.ft ² .°F	0,004
Rdcal, Btu.hr.ft ² .°F	0,003		Rdcal, Btu.hr.ft ² .°F	0,003

m. *Heater 2 (HE-02)*

Fungsi : Menaikkan temperature keluaran bawah DC-01 menuju MD-01 dari suhu 30 °C menjadi suhu 96 °C

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Bahan : *Stainlees Steel SA-167 type 316*

Harga, \$: 4,334

Tabel 3. 3 Spesifikasi heater

Operating Condition				
<i>Position</i>	<i>Annulus (steam)</i>		<i>Inner pipe (heavy organic)</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
Tekanan, atm	1	1	1	1
Temperatur, °C	150	150	30	96
Beban Panas	2.726.475,9051 kg/jam			

Mechanical Design			
<i>Annulus</i>		<i>Inner Pipe</i>	
<i>Length, ft</i>	20	<i>Length, ft</i>	20
<i>Hairpin, buah</i>	6	<i>Hairpin, buah</i>	6

ID, in	3,07	ID, in	2,07
OD, in	3,5	OD, in	2,38
		A, ft ²	100,91
ΔP perhitungan, psi	0,6218	ΔP perhitungan, psi	7,9444
ΔP Diijinkan, psi	10	ΔP Diijinkan, psi	10
Rdmin, Btu.hr.ft ² .°F	0,0035	Rdmin, Btu.hr.ft ² .°F	0,0035
Rdcal, Btu.hr.ft ² .°F	0,003	Rdcal, Btu.hr.ft ² .°F	0,003

n. *Cooler 1 (CO-01)*

Fungsi : Menurunkan suhu hasil keluaran R-01 dari suhu 60 °C menjadi suhu 30 °C untuk dialirkan ke Netralizer (N-01)

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 283 grade C*

Harga : \$ 3,865

Tabel 3. 4 Spesifikasi *Cooler 1*

Operating Condition				
<i>Position</i>	<i>Annulus (Heavy Organic)</i>		<i>Inner pipe (water)</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
Tekanan, atm	1	1	1	1
Temperatur, °C	60	30	25	45
Beban Pendingin	4616,8947 kg/jam			
Mechanical Design				
<i>Annulus</i>			<i>Inner Pipe</i>	
<i>Length, ft</i>	20		<i>Length, ft</i>	20
<i>Hairpin, buah</i>	1		<i>Hairpin, buah</i>	1
ID, in	4,026		ID, in	3,068
OD, in	4,5		OD, in	3,5
			A, ft ²	4,012
ΔP perhitungan, psi	0,0064		ΔP perhitungan, psi	0,0057

ΔP Diiijinkan, psi	10	ΔP Diiijinkan, psi	10
Rdmin, Btu.hr.ft ² .°F	0,3408	Rdmin, Btu.hr.ft ² .°F	0,3408
Rdcal, Btu.hr.ft ² .°F	0,003	Rdcal, Btu.hr.ft ² .°F	0,003

o. *Cooler 2 (CO-02)*

Fungsi : Menurunkan suhu umpan Methanol dan air dari suhu 85 °C menjadi 30 °C untuk di *recycle* kembali ke mixer (M-01)

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 283 grade C*

Harga : \$ 3,397

Tabel 3. 5 Spesifikasi *cooler 2*

<i>Operating Condition</i>				
<i>Position</i>	<i>Annulus (Water)</i>		<i>Inner pipe (Produk)</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
Tekanan, atm	1	1	1	1
Temperatur, °C	25	45	85	30
Beban Pendingin	217.304,8993 kg/jam			
<i>Mechanical Design</i>				
	<i>Annulus</i>		<i>Inner Pipe</i>	
<i>Length, ft</i>	20		<i>Length, ft</i>	20
<i>Hairpin, buah</i>	1		<i>Hairpin, buah</i>	1
ID, in	4,026		ID, in	3,068
OD, in	4,5		OD, in	3,5
			A, ft ²	63,673
ΔP perhitungan, psi	0,0064		ΔP perhitungan, psi	0,0057

ΔP Diijinkan, psi	10	ΔP Diijinkan, psi	10
Rdmin, Btu.hr.ft ² .°F	0,3408	Rdmin, Btu.hr.ft ² .°F	0,3408
Rdcal, Btu.hr.ft ² .°F	0,003	Rdcal, Btu.hr.ft ² .°F	0,003

3.3.2 Spesifikasi alat Penyimpanan Bahan Baku dan Produk

a. Tangki penyimpanan CH₃OH (T-01)

Fungsi : Menyimpan bahan baku methanol (CH₃OH) untuk kebutuhan produksi

Jenis : Tanki silinder tegak dengan dasar datar (flat bottom) dan bagian bawah berbentuk *torispherical*

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30 °C

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Dimensi tanki

- Volume : 1920,5618 m³
 - Diameter : 18,288 m
 - Tinggi : 7,3152 m
 - Tebal *shell* : 0,1875
 - Jumlah course : 4
 - Tinggi *head* : 3,1617 m
 - Tebal *head* : 0,0159 m
 - Tinggi total : 10,4769 m
- Harga : \$ 99.452,00

b. Tanki penyimpanan H₂SO₄ (T-02)

Fungsi : Menyimpan bahan baku H₂SO₄ untuk kebutuhan produksi

Jenis : Tanki silinder tegak dengan dasar datar (flat bottom) dan bagian bawah berbentuk *torispherical*

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30 °C

Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA-240 Type 316*

Dimensi tanki

- Volume : 26,6745 m³

- Diameter : 3,048 m
 - Tinggi : 3,6576 m
 - Tebal *shell* : 0,1875 in
 - Jumlah course : 2
 - Tinggi *head* : 0,5563 m
 - Tebal *head* : 0,0048 m
 - Tinggi total : 4,2139 m
- Harga : \$ 84.900,00

c. Tanki Penyimpanan *Palm Fatty Acid Distillate* (T-03)

Fungsi : menyimpan bahan baku *palm fatty acid distillate* untuk kebutuhan produksi selama 7 hari

Jenis : tanki silinder tegak dengan dasar (*flat bottom*) dan bagian atas berbentuk *torispherical*

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30 °C

Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA-240 Type 316*

Dimensi tanki

- Volume : 1.440,421 m³
 - Diameter : 18,288 m
 - Tinggi : 5,4846 m
 - Tebal *shell* : 0,1875
 - Jumlah course : 3
 - Tinggi *head* : 3,1605 m
 - Tebal *head* : 0,0127 m
 - Tinggi total : 8,6469 m
- Harga : \$ 752.400,00

Spesifikasi Jacket Pemanas

- Tinggi jaket : 4,9378 m
- Diameter jaket : 18,5249 m
- Tebal jaket : 0,00635 m

d. Tanki Penyimpanan NaOH (T-04)

Fungsi : menyimpan bahan baku NaOH untuk kebutuhan proses produksi selama 7 hari

Jenis : tanki silinder tegak dengan dasar (*flat bottom*) dan bagian atas berbentuk *torispherical*

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi

- Tekanan : 1 atm

- Suhu : 30 °C

Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA-240 Type 316*

Dimensi tanki

- Volume : 26,6745 m³
- Diameter : 3,048 m
- Tinggi : 3,6576 m
- Tebal *shell* : 0,1875
- Jumlah course : 2
- Tinggi *head* : 0,5562 m
- Tebal *head* : 0,0048 m
- Tinggi total : 4,2138 m

Harga : \$ 84.900,00

e. Tanki Penyimpanan Biodiesel (T-05)

Fungsi : menyimpan produk biodiesel untuk kebutuhan produksi selama 7 hari

Jenis : tanki silinder tegak dengan dasar (*flat bottom*) dan bagian atas berbentuk *torispherical*

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30 °C

Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA-240 Type 316*

Dimensi tanki

- Volume : 1.920,5618 m³
- Diameter : 18,288 m
- Tinggi : 7,3152 m
- Tebal *shell* : 0,1875 in
- Jumlah course : 4
- Tinggi *head* : 3.1733 m
- Tebal *head* : 0,0127 m
- Tinggi total : 10,4885 m

Harga : \$ 811.500,00

3.3.3 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

a. Pompa

Tabel 3. 6 Spesifikasi pompa

Spesifikasi Pompa		
Kode alat	P-01	P-02
Fungsi	Mengalirkan umpan H ₂ SO ₄ dari tanki penyimpanan (T-01) ke mixer (M-01)	Mengalirkan umpan CH ₃ OH dari tanki penyimpanan (T-02) ke mixer (M-01)
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>	<i>Riveted steel</i>
Impeller	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Mixed flow Impellers</i>
Kapasitas, gpm	0,4708	56,0362
Rate volumetrik, ft ³ /sekon	0,0010	0,1248

Kecepatan aliran, ft/s	0,2829	2,4361
Dimensi Pompa		
ID, in	0,824	3,068
OD, in	1,05	3,5
IPS, in	0,75	3
Flow area, in ²	0,534	7,38
Power motor, Hp	0,023	1,5
Power pompa, Hp	0,05	1,023
Harga, \$	29,402	39,827

Spesifikasi Pompa		
Kode alat	P-03	P-04
Fungsi	Mengalirkan H ₂ SO ₄ dan CH ₃ OH dari mixer (M-01) ke reaktor (R-01)	Mengalirkan umpan biodiesel dari reaktor (R-01) ke neutralizer (N-01)
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan konstruksi	<i>Riveted steel</i>	<i>Commercial steel</i>
Impeller	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Kapasitas, gpm	55,7490	101,9856
Rate volumetrik, ft ³ /sekon	0,1242	0,2272
Kecepatan aliran, ft/s	2,4236	2,5764
Dimensi Pompa		
ID, in	3,068	4,026
OD, in	3,5	4,5
IPS, in	3	4
Flow area, in ²	7,38	12,7
Power motor, Hp	0,75	1,5
Power pompa, Hp	0,51	1,046
Harga, \$	29,402	41,702
Spesifikasi Pompa		
Kode alat	P-05	P-06
Fungsi	Mengalirkan umpan bahan baku NaOH dari tanki penyimpanan (T-04) ke neutralizer (N-01)	Mengalirkan umpan biodiesel dari neutralizer (N-01) ke decanter (DC-01)
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>

Spesifikasi Pompa		
Kode alat	P-03	P-04
Impeller	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Kapasitas, gpm	0,3290	101,9856
Rate volumetrik, ft ³ /sekon	0,0007	0,2272
Kecepatan aliran, ft/s	0,5497	2,5764
Dimensi Pompa		
ID, in	0,493	4,026
OD, in	0,675	4,5
IPS, in	0,375	4
Flow area, in ²	0,192	12,7
Power motor, Hp	0,05	1,5
Power pompa, Hp	0,024	1,086
Harga, \$	41,702	41,702

Spesifikasi Pompa		
Kode alat	P-07	P-08
Fungsi	Mengalirkan keluaran atas biodiesel dari decanter (DC-01) ke Washing tower (WT-01)	Mengalirkan air utilitas (H ₂ O) menuju ke Washing tower (WT-01)
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>	<i>Riveted steel</i>
Impeller	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>
Kapasitas, gpm	40,7478	0,5568
Rate volumetrik, ft ³ /sekon	0,0908	0,0012
Kecepatan aliran, ft/s	2,7293	0,9304
Dimensi Pompa		
ID, in	2,469	0,493
OD, in	2,88	0,675
IPS, in	2,5	0,375
Flow area, in ²	4,79	0,192
Power motor, Hp	1	0,05
Power pompa, Hp	0,686	0,009

Harga, \$	38,422	29,402
-----------	--------	--------

Spesifikasi Pompa		
Kode alat	P-09	P-10
Fungsi	Mengalirkan umpan biodiesel dari washing tank (WT-01) ke decanter (DC-02)	Mengalirkan keluaran atas biodiesel dari decanter (DC-02) ke tanki penyimpanan produk (T-05)
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>
Impeller	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Kapasitas, gpm	41,2928	40,0389
Rate volumetrik, ft ³ /sekon	0,0920	0,0892
Kecepatan aliran, ft/s	2,7658	2,6818
Dimensi Pompa		
ID, in	2,469	2,469
OD, in	2,88	2,88
IPS, in	2,5	2,5
Flow area, in ²	4,79	4,79
Power motor, Hp	1	1,5
Power pompa, Hp	0,731	1,064
Harga, \$	38,422	38,422

Spesifikasi Pompa		
Kode alat	P-11	P-12
Fungsi	Mengalirkan keluaran bawah decanter (DC-01) ke Menara distilasi (MD-01)	Mengalirkan umpan atas dari Menara distilasi (MD-01) ke mixer (M-01) untuk di <i>recycle</i>
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan konstruksi	<i>Riveted steel</i>	<i>Riveted steel</i>
Impeller	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radia flow impellers</i>
Kapasitas, gpm	63,7945	63,7945
Rate volumetrik, ft ³ /sekon	0,1421	0,1421

Kecepatan aliran, ft/s	2,7734	2,7734
Dimensi Pompa		
ID, in	3,068	3,068
OD, in	3,5	3,5
IPS, in	3	3
Flow area, in ²	7,38	7,38
Power motor, Hp	10	15
Power pompa, Hp	8,273	11,061
Harga, \$	39,827	39,827

3.4 Neraca Massa Alat

a. Neraca Massa di *Mixer* (M-01)

Tabel 3. 7 Neraca massa mixer

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 14	Arus 3
CH ₃ OH		1030,2447	7231,9299	8262,1746
H ₂ SO ₄	157,8283			157,8283
H ₂ O	3,2210	76,8579	6,5984	86,6773
Sub Total	161,0493	1107,1026	7238,5283	8506,6801
Total	8506,6801			8506,6801

b. Neraca Massa di Reaktor (R-01)

Tabel 3. 8 Neraca massa reaktor-01

No	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Arus 3	Arus 4	Arus 5
1	CH ₃ OH	8262,1746		7540,4387
2	C ₁₄ H ₂₈ O ₂		4,4192	0,1326
3	C ₁₆ H ₃₂ O ₂		3215,2778	96,4583
4	C ₁₈ H ₃₄ O ₂		2973,4848	89,2045
5	C ₁₀ H ₂₀ O ₂		22,0960	0,6629

No	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Arus 3	Arus 4	Arus 5
6	C ₁₅ H ₃₀ O ₂			4,5498
7	C ₁₇ H ₃₄ O ₂			3289,3799
8	C ₁₉ H ₃₆ O ₂			3027,4715
9	C ₁₁ H ₂₂ O ₂			23,1775
10	H ₂ O	86,6773	97,8535	590.5072
11	H ₂ SO ₄	157,8283		157,8283
Sub Total		8506,6801	6313,1313	14819,8114
Total		14819,8114		14819,8114

c. Neraca Massa di Reaktor 2 (R-02)

Tabel 3. 9 Neraca massa reaktor-02

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
		Arus 5	Arus 5
1	CH ₃ OH	7540,4387	7518,7867
2	C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,1326	0,0040
3	C ₁₆ H ₃₂ O ₂	96,4583	2,8938
4	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	89,2045	2,6761
5	C ₁₀ H ₂₀ O ₂	0,6629	0,0199
6	C ₁₅ H ₃₀ O ₂	4,5498	4,6863
7	C ₁₇ H ₃₄ O ₂	3289,3799	3388,0613
8	C ₁₉ H ₃₆ O ₂	3027,4715	3118,2957
9	C ₁₁ H ₂₂ O ₂	23,1775	23,8730
10	H ₂ O	590.5072	602,6865
11	H ₂ SO ₄	157,8283	157,8283
Total		14819,8114	14819,8114

d. Neraca Massa di *Neutralizer* (N-01)

Tabel 3. 10 Neraca massa *neutralizer*

No	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Arus 5	Arus 6	Arus 7
1	CH ₃ OH	7518.7867		7518.7867
2	C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0.0040		0.0040
3	C ₁₆ H ₃₂ O ₂	2.8938		2.8938
4	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	2.6761		2.6761
5	C ₁₀ H ₂₀ O ₂	0.0199		0.0199
6	C ₁₅ H ₃₀ O ₂	4.6863		4.6863
7	C ₁₇ H ₃₄ O ₂	3388.0613		3388.0613
8	C ₁₉ H ₃₆ O ₂	3118.2957		3118.2957
9	C ₁₁ H ₂₂ O ₂	23.8730		23.8730
10	H ₂ O	602.6865	57.9777	661.9657
11	H ₂ SO ₄	157.8283		
12	NaOH		128.8394	
14	Na ₂ SO ₄			228.6900
Sub Total		14819.8115	130.1408	14949.9523
Total		14949.9523		14949.9523

e. Neraca Massa di *Decanter 1* (DC-01)

Tabel 3. 11 Neraca massa *decanter 1*

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Arus 7	Arus 8	Arus 13
1	CH ₃ OH	7518.7867	210.142	7308.6447
2	C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0.0040	0.0040	
3	C ₁₆ H ₃₂ O ₂	2.8938	2.8938	
4	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	2.6761	2.6761	
5	C ₁₀ H ₂₀ O ₂	0.0199	0.0199	
6	C ₁₅ H ₃₀ O ₂	4.6863	4.6863	
7	C ₁₇ H ₃₄ O ₂	3388.0613	3388.0613	
8	C ₁₉ H ₃₆ O ₂	3118.2957	3118.2957	
9	C ₁₁ H ₂₂ O ₂	23.8730	23.8730	
10	H ₂ O	661.9657	2.2567	659.7090
11	H ₂ SO ₄			
12	NaOH			
14	Na ₂ SO ₄	228.6900	6.0422	222.6478
Sub Total		14949.9523	6758.9509	8191.0014
Total		14949.9523	14949.9523	

f. Neraca Massa di Washing Tower (WT-01)

Tabel 3. 12 Neraca massa washing tower

No	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Arus 8	Arus 9	Arus 10
1	CH ₃ OH	210.142		210.142
2	C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0.0040		0.0040
3	C ₁₆ H ₃₂ O ₂	2.8938		2.8938
4	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	2.6761		2.6761
5	C ₁₀ H ₂₀ O ₂	0.0199		0.0199
6	C ₁₅ H ₃₀ O ₂	4.6863		4.6863
7	C ₁₇ H ₃₄ O ₂	3388.0613		3388.0613
8	C ₁₉ H ₃₆ O ₂	3118.2957		3118.2957
9	C ₁₁ H ₂₂ O ₂	23.8730		23.8730
10	H ₂ O	2.2567	30415.2790	30417.5357
11	H ₂ SO ₄			
12	NaOH			
14	Na ₂ SO ₄	6.0422		6.0422
Sub Total		6758.9509	30415.2790	37174.2299
Total		37174.2299		37174.2299

g. Neraca Massa di Decanter 2 (DC-02)

Tabel 3. 13 Neraca massa decanter 2

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Arus 10	Arus 11	Arus 12
1	CH ₃ OH	210.142	2.62280	207.5192
2	C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0.0040	0.0040	
3	C ₁₆ H ₃₂ O ₂	2.8938	2.8938	
4	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	2.6761	2.6761	
5	C ₁₀ H ₂₀ O ₂	0.0199	0.0199	
6	C ₁₅ H ₃₀ O ₂	4.6863	4.6863	
7	C ₁₇ H ₃₄ O ₂	3388.0613	3388.0613	
8	C ₁₉ H ₃₆ O ₂	3118.2957	3118.2957	
9	C ₁₁ H ₂₂ O ₂	23.8730	23.8730	
10	H ₂ O	30417.5357	6.6459	30410.8898
11	H ₂ SO ₄			
12	NaOH			
14	Na ₂ SO ₄	6.0422	6.0422	

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Arus 10	Arus 11	Arus 12
Sub Total		37174.2299	6555.8209	30618.4090
Total		37174.2299	37174.2299	

h. Neraca Massa Menara di Distilasi (MD-01)

Tabel 3. 14 Neraca massa menara distilasi

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Arus 13	Arus 14	Arus 15
1	CH ₃ OH	7308.6447	7235.5582	73.0864
2	H ₂ O	659.7090	6.5971	653.1119
3	Na ₂ SO ₄	222.6478		222.6478
Sub Total		8191.0014	7242.1553	948.8461
Total		8191.0014	8191.0014	

i. Neraca Massa Total

Tabel 3. 15 Neraca massa total

NERACA MASSA TOTAL					
No	Komponen	Input			
		Arus 3	Arus 4	Arus 6	Arus 9
1	CH ₃ OH	8262.1746			
2	C ₁₄ H ₂₈ O ₂		4.4192		
3	C ₁₆ H ₃₂ O ₂		3215.2778		
4	C ₁₈ H ₃₄ O ₂		2973.4848		
5	C ₁₀ H ₂₀ O ₂		22.0960		
6	C ₁₅ H ₃₀ O ₂				
7	C ₁₇ H ₃₄ O ₂				
8	C ₁₉ H ₃₆ O ₂				

NERACA MASSA TOTAL					
No	Komponen	Input			
		Arus 3	Arus 4	Arus 6	Arus 9
9	$C_{11}H_{22}O_2$				
10	H_2O	86.6773	97.8535	1.3014	30415.2790
11	H_2SO_4	157.8283			
12	$NaOH$			128.8394	
14	Na_2SO_4				
Sub Total		8506.6801	6313.1313	130.1408	30415.2789
Total		45365.2313			

NERACA MASSA TOTAL					
No	Komponen	Output			
		Arus 11	Arus 12	Arus 14	Arus 15
1	CH_3OH	2.62280	207.5192	7235.5582	73.0864
2	$C_{14}H_{28}O_2$	0.0040			
3	$C_{16}H_{32}O_2$	2.8938			
4	$C_{18}H_{34}O_2$	2.6761			
5	$C_{10}H_{20}O_2$	0.0199			
6	$C_{15}H_{30}O_2$	4.6863			
7	$C_{17}H_{34}O_2$	3388.0613			

8	C ₁₉ H ₃₆ O ₂	3118.2957			
9	C ₁₁ H ₂₂ O ₂	23.8730			
10	H ₂ O	6.6459	30410.8898	6.5971	653.1119
11	H ₂ SO ₄				
12	NaOH				
14	Na ₂ SO ₄	6.0422			222.6478
Sub Total		6555.8208	30618.4090	7242.1553	948.8461
Total		45365.23127			

3.5 Neraca Panas

a. Neraca panas di *Mixer* (M-01)

Tabel 3. 16 Neraca panas *mixer*

Komponen	ΔH in (Kg/jam)	ΔH out (Kg/jam)
CH ₃ OH	99.974,1196	99.974,1196
H ₂ SO ₄	647,4333	647,4333
H ₂ O	1.754,4808	1.754,4808
Total	102.376,0339	102.376,0339

b. Neraca Panas di Reaktor 1 (R-01)

Tabel 3. 17 Neraca panas reaktor

NERACA PANAS REAKTOR		
Komponen	ΔH in (Kg/jam)	ΔH out (Kg/jam)
CH ₃ OH	699.818,8377	638.686,7078
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	318,6332	9,5590
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	228.795,8384	6.863.8752

NERACA PANAS REAKTOR		
Komponen	ΔH in (Kg/jam)	ΔH out (Kg/jam)
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	202.189,6941	6.065.6908
C ₁₀ H ₂₀ O ₂	1.561,5998	46,8480
C ₁₅ H ₃₀ O ₂		284,7981
C ₁₇ H ₃₄ O ₂		206.798,1355
C ₁₉ H ₃₆ O ₂		214.360,4792
C ₁₁ H ₂₂ O ₂		1.440,6825
H ₂ O	26.146,3014	83.669,3800
H ₂ SO ₄	4.532,0335	4.532,0335
ΔH Reaksi	-1,6278	
Q serap		603,1209
Total	1.163.361,3104	1.163.361.3104

c. Neraca Panas di Reaktor 2 (R-02)

Tabel 3. 18 Neraca panas reaktor

NERACA PANAS REAKTOR		
Komponen	ΔH in (Kg/jam)	ΔH out (Kg/jam)
CH ₃ OH	638.686,7078	636.852,7439
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	9,5590	0,2868
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	6.863,8752	205,9163
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	6.065,6908	181,9707
C ₁₀ H ₂₀ O ₂	46,8480	1,4054
C ₁₅ H ₃₀ O ₂	284,7981	293,3420
C ₁₇ H ₃₄ O ₂	206.798,1355	213.002,0796
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	214.360,4792	220.791,2936
C ₁₁ H ₂₂ O ₂	1.440,6825	1.483,9029
H ₂ O	83.669,3800	85.395,0724
H ₂ SO ₄	4.532,0335	4.532,0335
ΔH Reaksi	-0,0488	
Q serap		18,0936
Total	1.162.758,1407	1.162.758,1407

d. Neraca Panas di *Neutralizer* (N-01)

Tabel 3. 19 Neraca panas *neutralizer*

Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH in (Kg/jam)	ΔH out (Kg/jam)
Metanol	91.240,9583	90.978,9634
Asam Miristat	1,3656	0,0410
Asam Palmitat	980,5536	29,4166
Asam Oleat	866,5273	25,9958
Asam Decanoat	6,6926	0,2008
Metil Miristat	40,6854	41,9060
Metil Palmitat	29.542,5908	30.428,8685
Metil oleat	30.622,9256	31.541,6134
Metil Decanoat	205,8118	211,9861
<i>Water</i>	11.979,1111	13.399,1965
Asam Sulfat	647,4334	
Natrium Hidroksida	925,0283	
Natrium Sulfat		814,2732
ΔH Reaksi	9,6810	
Q terserap		-403,0967
Total	167.069,3646	167.069,3646

e. Neraca Panas di *Decanter 1* (DC-01)

Tabel 3. 20 Neraca panas *decanter 1*

Komponen	$\Delta H1$ (kj/jam) In	$\Delta H1$ (kj/jam) Atas	$\Delta H1$ (kj/jam) Bawah
Metanol	109118.0362	3102.9209	106015.1154
Asam Miristat	0.04325789972	0.0433	
Asam Palmitat	31.07633167	31.0763	
Asam Oleat	27.12411297	27.1241	
Asam Decanoat	0.2151490651	0.2151	
Metil Miristat	44.29622189	44.2962	
Metil Palmitat	32198.12666	32198.1267	
Metil Oleat	32972.60557	32972.6056	
Metil Decanoat	225.9620862	225.9621	
<i>Water</i>	13709.19871	43.9603	13665.23836
Natrium Sulfat	857.5873531		857.5873531

Sub Total	189184.2717	68646.3306	120537.9411
Total	189184.2717	189184.2717	

f. Neraca Panas di Washing Tower (WT-01)

Tabel 3. 21 Neraca panas *washing tower*

Komponen	ΔH in (Kg/jam)	ΔH out (Kg/jam)
Metanol	99293.4674	99293.4674
Asam Miristat	9.8628	9.8628
Asam Palmitat	7955.5409	7955.5409
Asam Oleat	7648.9999	7648.9999
Asam Decanoat	37.0056	37.0056
Metil Miristat	10719.6857	10719.6857
Metil Palmitat	8693494.1978	8693494.1978
Metil Oleat	9759891.2499	9759891.2499
Metil Decanoat	42028.9480	42028.9480
<i>Water</i>	11334695.1784	11334695.1784
Natrium Sulfat		
TOTAL	29955774.1365	29955774.1365

g. Neraca Panas di Decanter 2 (DC-02)

Tabel 3. 22 Neraca panas *decanter 2*

Komponen	$\Delta H1$ (kj/jam) In	$\Delta H1$ (kj/jam) Atas	$\Delta H1$ (kj/jam) Bawah
Metanol	10348.4459	128.6534	10219.79248
Asam Miristat	0.1639	0.1639	
Asam Palmitat	117.6664	117.6664	
Asam Oleat	103.9833	103.9833	
Asam Decanoat	0.8031	0.8031	
Metil Miristat	167.6240	167.6240	
Metil Palmitat	121715.4740	121715.4740	
Metil oleat	126166.4535	126166.4535	
Metil Decanoat	847.9445	847.9445	
<i>Water</i>	2461863.7663	535.8928	2461327.874

Sub Total	2721332.3250	249784.6590	2471547.666
Total	2721332.3250	2721332.3250	

h. Neraca Panas di Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3. 23 Neraca panas menara distilasi

Komponen	Input	Output
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
ΔH umpan	1423357.6691	
ΔH distilat		1135483.2894
ΔH <i>condensor</i>		-1822924.4797
ΔH <i>bottom</i>		2668151.4636
ΔH <i>reboiler</i>	557352.6041	
Total	1980710.2732	1980710.2732

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan dan penentuan lokasi pendirian pabrik merupakan salah satu hal yang penting untuk dipertimbangkan. Hal ini menjadi penting karena menyangkut keberlangsungan pabrik baik secara ekonomi maupun operasional mulai dari produksi hingga distribusi dan pemasaran. Beberapa aspek yang menjadi pertimbangan dalam pemilihan lokasi pendirian pabrik diantaranya ketersediaan bahan baku, pemasaran, transportasi, lingkungan sekitar, sarana pendukung dan sebagainya.

Pabrik biodiesel dengan kapasitas 50.000 ton/tahun ini direncanakan akan didirikan di daerah Romokalisari, Kec. Benowo, Kabupaten Surabaya, Jawa Timur. Pemilihan lokasi ini berdasarkan beberapa pertimbangan sebagai berikut ini.

a. **Ketersediaan Bahan Baku**

Pemilihan lokasi pabrik yang dekat dengan sumber bahan baku dapat meminimalisir biaya transportasi bahan baku menuju pabrik. Oleh karena itu, pabrik biodiesel yang bahan baku utamanya berupa PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*) direncanakan akan didirikan di Kota Surabaya yang dekat dengan sumber bahan baku yang diperoleh dari PT. Wilmar Nabati Indonesia, Surabaya, Jawa Timur.

b. Letak Daerah

Pabrik akan didirikan di sebuah Kawasan industri yang jauh dari kepadatan penduduk sehingga tersedia lahan yang cukup luas dengan infrastruktur yang cukup memadai, ditambah lagi Kawasan tersebut dekat dengan fasilitas Tol sehingga lebih efisien dari segi transportasi.

c. Pemasaran

Alasan utama didirikannya pabrik yaitu karena adanya permintaan pasar. Besarnya permintaan dipasar terhadap produk yang akan dihasilkan pada suatu wilayah dapat menjadi pertimbangan dalam penentuan lokasi. Distribusi produk tersebut akan berjalan dengan yang lebih mudah dan efisien jika dekat dengan pemasarannya. Biodiesel akan dipasarkan ke wilayah industri kimia yang memerlukan bahan baku biodiesel. Biodiesel itu sendiri salah satu pemasarannya telah didistribusikan ke Pertamina untuk pembuatan solar.

d. Sarana Transportasi

Ketersediaan sarana transportasi di daerah tersebut dapat memudahkan lalu lintas kegiatan produksi dan kemudahan distribusi dikarenakan dekatnya dengan fasilitas Tol dan juga dekat dengan laut sehingga transportasi lebih efisien.

e. Tenaga kerja

Modal utama didirikannya suatu pabrik adalah Tenaga kerja. Tenaga kerja dibutuhkan demi terjalannya pabrik yang akan didirikan.

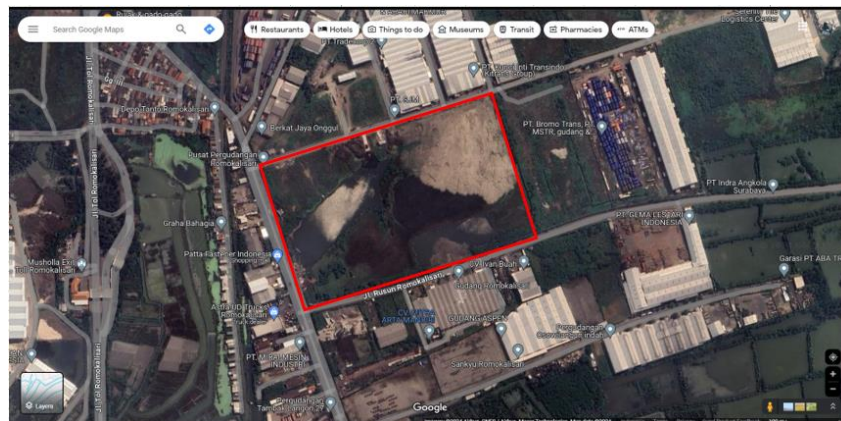
Tenaga kerja yang dibutuhkan minimal berpendidikan SMA atau yang sederajat sampai sarjana. Dan perekrutan tenaga kerja sesuai kualifikasi merupakan pertimbangan yang penting untuk kesejahteraan pabrik.

f. Utilitas

Dalam proses produksi, sarana pendukung proses atau yang dapat disebut sebagai utilitas merupakan salah satu hal yang sangat penting. Sarana utilitas tersebut antara lain air, listrik, bahan bakar dan lain-lain. Untuk itu, lokasi pabrik yang dekat dengan ketersediaan sarana utilitas yang baik sangat menguntungkan. Pada pabrik ini, air dapat diperoleh dari sungai/kali Lamong. Kemudian listrik diperoleh dari Perusahaan Listrik Negara (PLN), apabila terjadi gangguan dapat memanfaatkan generator cadangan. Sementara, kebutuhan bahan bakar dapat diperoleh dari Pertamina.

4.2 Tata Letak Pabrik

Pabrik Biodiesel ini akan didirikan di Romokalisari, Kec. Benowo, Kota Surabaya, Provinsi Jawa Timur. Lokasi tersebut dapat dilihat pada gambar 4.1 berikut ini:



Gambar 4. 1 Rencana lokasi pendirian pabrik biodiesel

Tata letak pabrik atau *plant layout* merupakan tempat kedudukan dari keseluruhan bagian yang ada di pabrik. Tata letak pabrik meliputi tempat perkantoran/administrasi, tempat peralatan proses, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, tempat unit pendukung proses, fasilitas karyawan serta tempat lainnya yang mendukung keberlangsungan proses produksi pabrik. Tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa agar secara ekonomi kegiatan operasional produksi dapat berjalan secara efisien dan optimal, misalnya lalu lintas barang dan akses karyawan. Selain itu, faktor keamanan juga menjadi hal yang sangat penting. Penempatan alat alat produksi harus ditata sedemikian rupa agar keamanan dan kenyamanan karyawan selama bekerja dapat terjamin. Perancangan tata letak pabrik yang baik memiliki keuntungan yaitu (Peters and Timmerhaus, 2004):

- a. Mengurangi biaya produksi
- b. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses
- c. Meningkatkan keselamatan kerja

- d. Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produksi, sehingga dapat mengurangi *material handling*.
- e. Memberikan ruang gerak untuk mempermudah dalam perbaikan peralatan dan mesin ketika terjadi kerusakan.

Secara garis besar, tata letak pabrik dibagi menjadi beberapa bagian utama sebagai berikut:

- a. Perkantoran/Administrasi

Daerah perkantoran merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi pabrik dan keuangan pabrik, serta untuk urusan dengan pihak luar maupun pihak dalam pabrik itu sendiri. Daerah ini biasanya berada di bagian depan area pabrik.

- b. Produksi

Daerah produksi merupakan tempat berlangsungnya kegiatan operasional produksi. Daerah ini meliputi tempat penyimpanan bahan baku dan produk, penempatan alat-alat proses dan ruangan pengendalian (*control room*). Daerah ini berada di tempat yang terpisah dengan daerah lainnya untuk tujuan keamanan.

- c. Instalasi dan Utilitas

Daerah instalasi dan utilitas merupakan tempat yang menyediakan kebutuhan-kebutuhan penunjang proses, seperti kebutuhan air, steam pemanas, air pendingin, listrik dan bahan bakar.

d. Fasilitas umum

Daerah ini merupakan pusat fasilitas umum yang dapat digunakan oleh karyawan meliputi perumahan/mess, poliklinik, tempat ibadah, kantin, taman dan sebagainya.

e. Keamanan

Daerah keamanan merupakan tempat untuk menyimpan alat-alat keamanan dalam rangka mengantisipasi dan meminimalisir dampak yang ditimbulkan apabila terjadi ledakan, asap, kebakaran, keboroan gas beracun dan hal lainnya. Oleh karena itu, perlu disediakan alat pemadam kebakaran di beberapa titik yang berbahaya dan dapat memicu kebakaran.

f. Pengolahan Limbah

Pendirian suatu pabrik harus memperhatikan aspek kelestarian lingkungan. Oleh karena itu, perlu adanya daerah khusus yang digunakan sebagai tempat pengolahan limbah agar tidak merusak lingkungan sekitar. limbah produksi akan mengalami pengolahan dan pengujian lebih lanjut untuk memastikan batas komponen berbahaya yang terkandung, sehingga aman jika dibuang ke lingkungan.

g. Perluasan

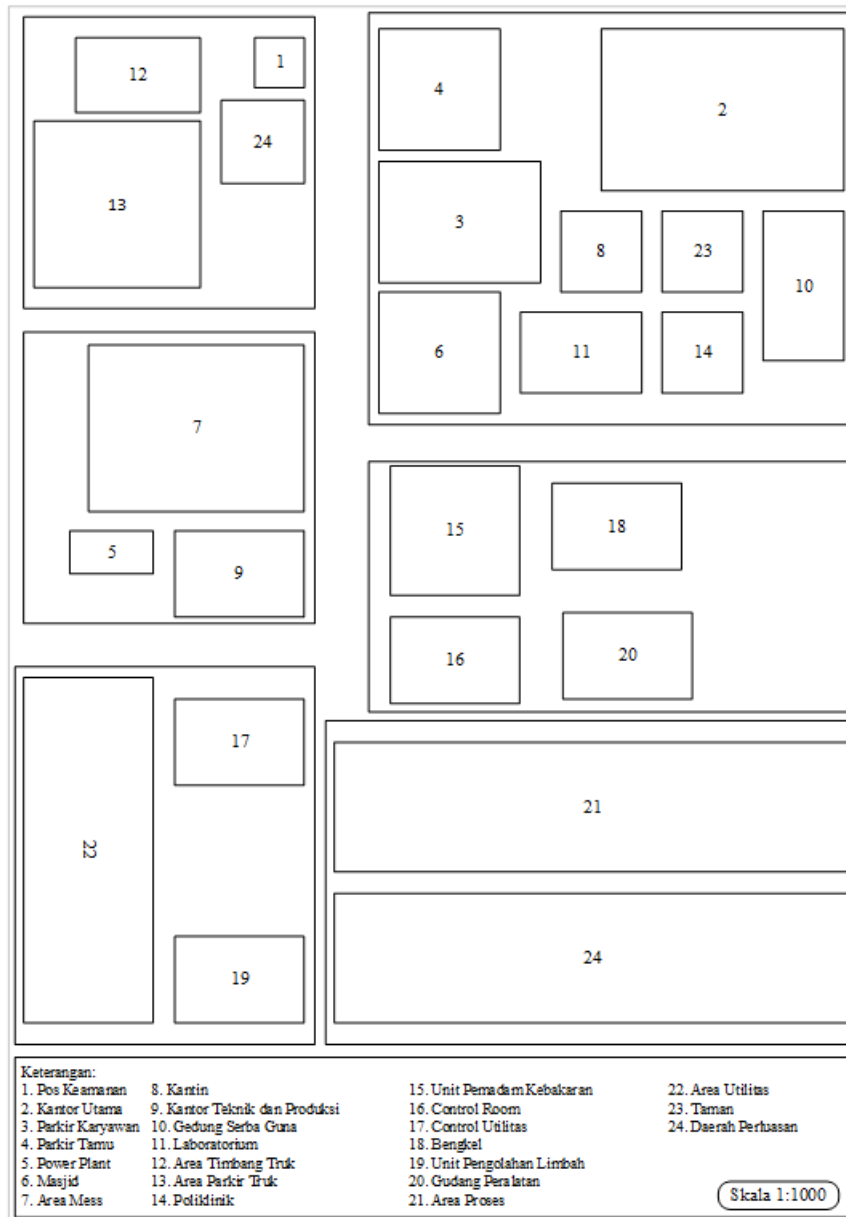
Dalam rangka mengantisipasi kemungkinan adanya peningkatan kapasitas produksi yang disebabkan oleh permintaan produk yang meningkat, perlu dipertimbangkan untuk menyediakan lahan kosong sebagai daerah perluasan pabrik apabila dibutuhkan massa mendatang.

Pembangunan pabrik biodiesel direncanakan akan menggunakan area seluas 21.222 m². Adapun rinciannya dapat dilihat pada Tabel 4.1

Tabel 4. 1 Daftar tata letak pabrik

No	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Pos Keamanan	6	6	36
2	Kantor Utama	25	40	1000
3	Parkir Karyawan	20	15	300
4	Parkir Tamu	15	15	225
5	Power Plant	10	5	50
6	Masjid	15	15	225
7	Area Mess	25	20	500
8	Kantin	10	10	100
9	Kantor Teknik dan Produksi	15	10	150
10	Gedung Serbaguna	18	10	180
11	Laboratorium	15	10	150
12	Area timbang truk	15	8	120
13	Area Parkir Truk	20	20	400
14	Poliklinik	10	10	100
15	Unit Pemadam Kebakaran	15	15	225
16	Control Room	15	10	150
17	Control Utilitas	15	10	150
18	Bengkel	15	10	150
19	Unit Pengolahan Limbah	15	10	150
20	Gudang Peralatan	15	10	150
21	Area Proses	60	40	2400
22	Area Utilitas	40	30	1200
23	Taman	10	10	100
24	Daerah Perluasan	60	30	1800
25	Jalan	40	75	3000
Luas Tanah				13011
Luas Bangunan				8211

Luas bangunan didapatkan dari luas tanah dikurangi dengan luas jalan dan luas daerah perluasan.



Gambar 4. 2 Tata letak pabrik (Plant Layout)

4.3 Tata Letak Alat Proses

Tata letak alat proses atau *machines layout* merupakan pengaturan yang optimum terhadap alat-alat proses pabrik. Perancangan tata letak alat proses yang optimum dapat menguntungkan secara ekonomi karena dapat meminimalisir biaya konstruksi dan kegiatan operasional produksi dapat

berjalan secara efisien. Selain itu, hal ini menjadi penting karena berkaitan dengan keamanan, keselamatan dan kenyamanan karyawan selama bekerja. Beberapa hal yang menjadi pertimbangan dalam mengatur tata letak alat proses sebagai berikut:

a. Aliran bahan baku dan produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan proses produksi.

b. Aliran udara

Sirkulasi udara di dalam dan sekitar area proses harus dipastikan kelancarannya. Sirkulasi udara yang lancar diperlukan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat yang berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja. Selain itu, arah hembusan angin juga perlu menjadi perhatian.

c. Pencahayaan

Pencahayaan atau penerangan di seluruh area pabrik harus memadai terutama pada malam hari karena pabrik bekerja selama 24 jam dalam sehari. Selain itu, pada tempat-tempat tertentu dimana terdapat alat-alat proses yang mempunyai risiko akan bahaya yang tinggi perlu diberikan penerangan tambahan.

d. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Lalu lintas manusia dan kendaraan di area proses harus menjadi perhatian termasuk jarak antar alat, lebar jalan dan kemudahan akses bagi karyawan untuk mencapai alat-alat proses. Hal ini dilakukan agar apabila terjadi gangguan pada alat, karyawan dapat dengan cepat untuk memperbaiki sehingga dapat meminimalisir potensi bahaya yang dapat ditimbulkan. Selain itu, jika terjadi ledakan atau kebakaran pada alat, kendaraan dan alat pemadam kebakaran dapat dengan mudah menjangkau alat tersebut.

e. Jarak antar alat proses

Dalam mengatur tata letak alat proses, jarak antar alat proses harus diperhitungkan secara cermat, terutama pada alat-alat yang beroperasi pada suhu dan tekanan yang tinggi. Alat-alat tersebut harus ditempatkan di lokasi khusus yang terpisah dari alat-alat proses yang lain. Hal ini bertujuan agar apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak langsung membahayakan alat-alat yang lain.

f. Pertimbangan ekonomi

Penyusunan tata letak alat proses yang tepat dan optimum diharapkan dapat meminimalisir biaya operasi sehingga dapat menguntungkan secara ekonomi, namun tetap harus mengedepankan aspek keamanan dan keselamatan.

g. Perluasan dan pengembangan pabrik

Setiap pabrik yang didirikan diharapkan dapat berkembang dengan penambahan unit sehingga diperlukan susunan pabrik yang memungkinkan adanya perluasan (Vibrant, 1959). Ada tiga macam penyusunan tata letak alat proses, yaitu:

1. Tata letak produk atau garis (*Products Layout/Line Layout*)

Yaitu susunan mesin atau peralatan berdasarkan urutan proses produksi. Biasanya digunakan pada pabrik yang memproduksi suatu jenis produk dalam jumlah besar dan mempunyai tipe proses *kontinyu*. Pabrik biodiesel yang akan didirikan ini dalam penyusunan tata letak alat prosesnya menggunakan Tata Letak Produk atau Garis (*Products Layout/ Line Layout*).

2. Tata letak alat proses atau fungsional (*process/fungsional layout*)

Yaitu penyusunan mesin atau peralatan berdasarkan fungsi yang sama pada ruang tertentu. Biasanya digunakan pada pabrik yang memproduksi lebih dari satu jenis produk.

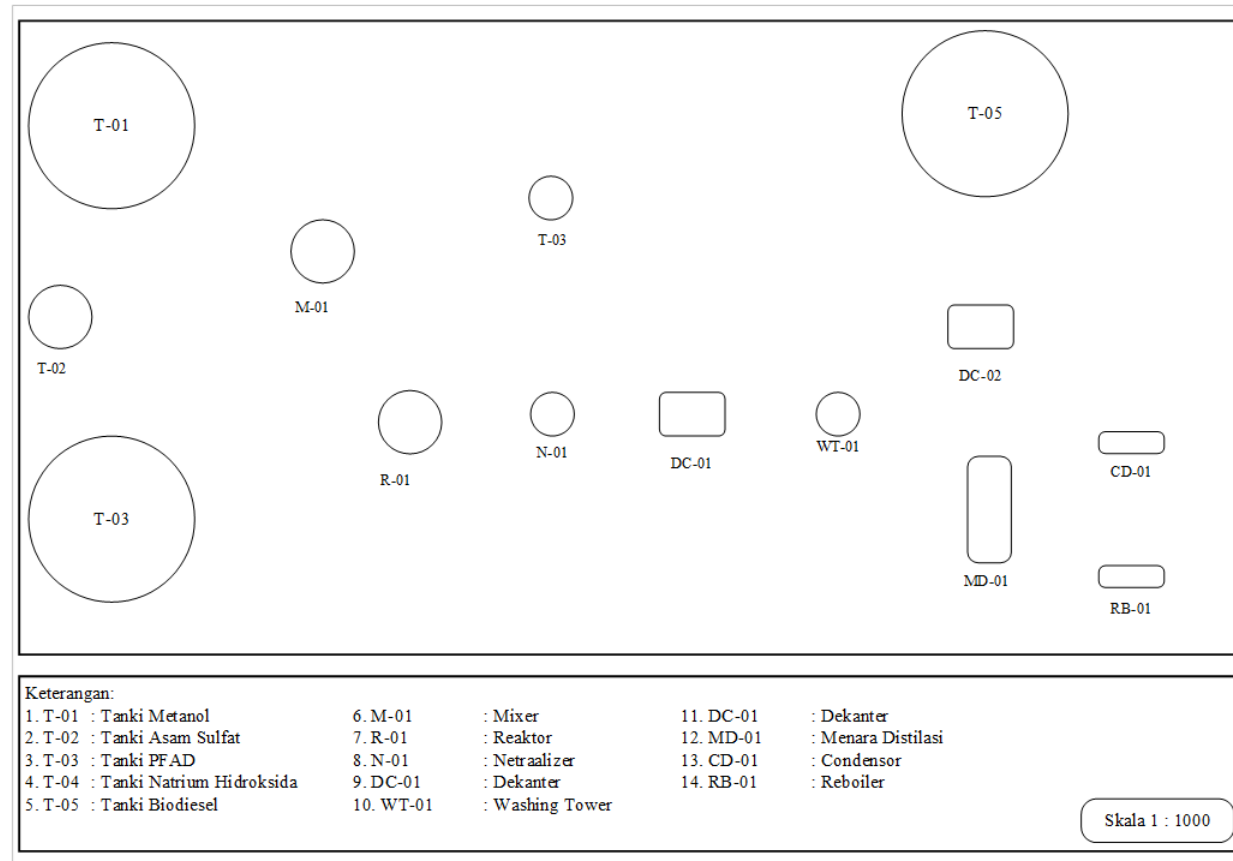
3. Tata letak kelompok (*group layout*)

Yaitu kombinasi dari *Line Layout* dan *Process Layout*. Biasanya dipakai oleh perusahaan besar yang memproduksi lebih dari satu jenis produk.

h. Kemudahan pemeliharaan

Kemudahan pemeliharaan alat juga dapat menjadi bahan pertimbangan dalam penempatan alat-alat proses. Hal ini disebabkan

karena pemeliharaan alat merupakan hal yang sangat penting dalam menjaga alat beroperasi sebagaimana mestinya dan berumur panjang. Penempatan alat yang baik akan memberikan ruang gerak yang cukup untuk memperbaiki maupun untuk membersihkan peralatan. Tata letak alat-alat proses (*machine layout*) dapat dilihat pada Gambar 4.3



Gambar 4. 3 Tata alat proses

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan untuk pabrik biodiesel ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang modal awalnya diperoleh dari penjualan saham, dimana tiap pemegang saham turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih.

Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Beberapa hal yang harus di pertimbangkan dalam pemilihan bentuk perusahaan ini adalah sebagai berikut:

a. Mudah mendapatkan modal

Dalam perseroan terbatas, modal diperoleh melalui penjualan saham di pasar modal. Modal terbagi dalam saham-saham, sehingga hal ini menjadi mungkin apabila ada orang yang ingin ikut serta menanamkan modal dalam jumlah kecil, namun tidak menghalangi pemasukan modal dalam jumlah besar. Sehingga akan memudahkan pergerakan di pasar modal dan pengumpulan modal dengan penjualan saham menjadi efektif.

- b. Wewenang dan tanggung jawab pemegang saham terbatas
Dalam perseroan terbatas, pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah modal yang disebutkan dalam tiap-tiap saham tanpa ikut andil dalam mengelola perusahaan. Hal ini membuat kelancaran produksi relatif stabil karena pengelolaan perusahaan hanya dipegang oleh perusahaan.
- c. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain
Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham, sementara pengurus perusahaan adalah direksi beserta jajarannya yang diawasi oleh Dewan Komisaris.
- d. Keberlangsungan hidup perusahaan lebih terjamin
Jika terjadi pergantian pemegang saham dari jabatannya, tidak akan berpengaruh terhadap direksi, staf, maupun karyawan yang bekerja di dalamnya. Hal ini dikarenakan para pemilik saham tidak ikut andil secara langsung dalam mengelola perusahaan.

4.4.2 Struktur Organisasi

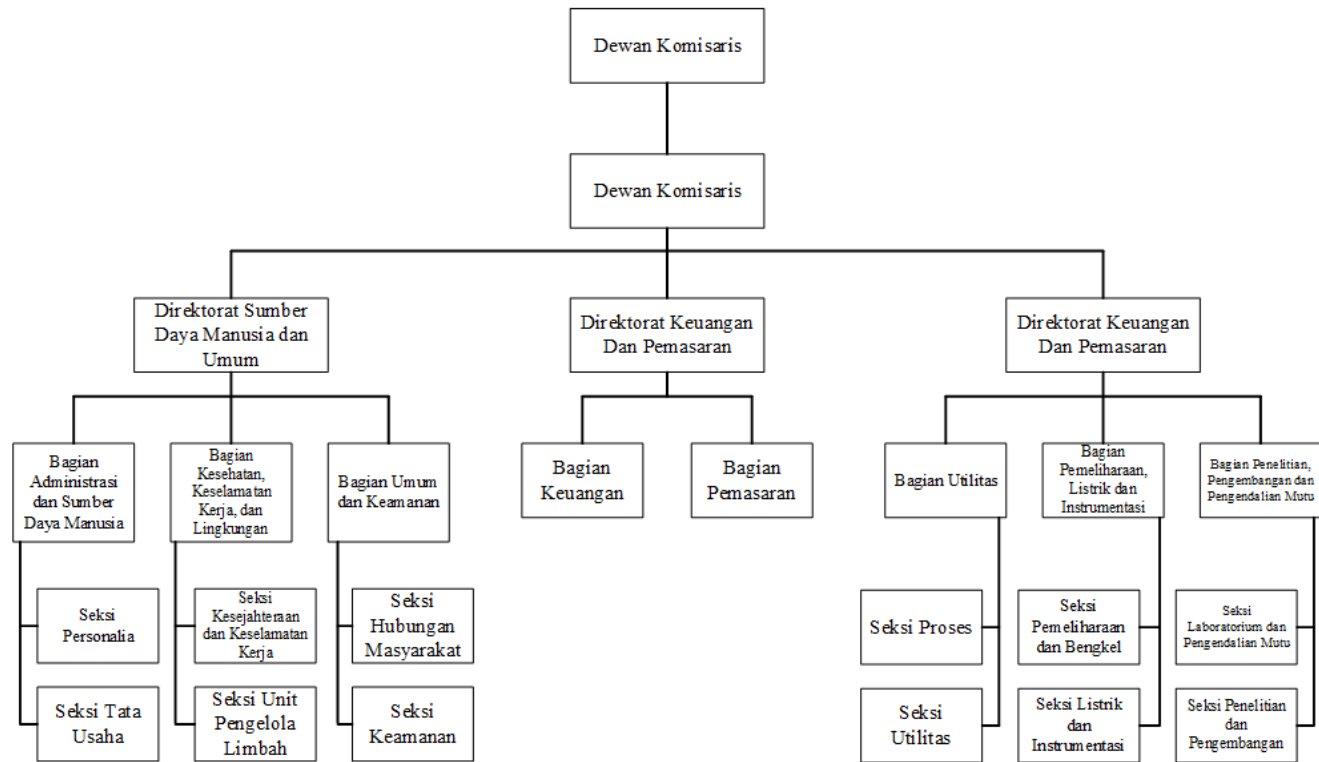
Struktur organisasi yang jelas dan sistematis di dalam suatu perusahaan merupakan salah satu faktor yang berpengaruh terhadap kelangsungan dan kemajuan perusahaan karena berhubungan langsung dengan komunikasi dan kerjasama yang baik antar karyawan sehingga kegiatan operasional perusahaan dapat berjalan dengan baik. Setiap perusahaan bisa saja memiliki struktur organisasi yang berbeda-beda, tergantung pada kebutuhannya masing-masing.

Pada pabrik biodiesel ini struktur organisasi yang dipilih adalah dengan sistem *line and staff*. Kelebihan sistem ini adalah garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula dalam hal pembagian tugas kerja, seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada atasan saja.

Dalam menjalankan organisasi, terdapat dua kelompok yang berpengaruh pada sistem ini, yaitu:

- a. Sebagai garis atau *line* merupakan orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi untuk mencapai tujuan.
- b. Sebagai *staff* merupakan orang yang melakukan tugas sesuai dengan keahliannya, berfungsi memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Dalam menjalankan tugas dan wewenangnya, para pemegang saham yang merupakan pemilik perusahaan diwakili oleh Dewan Komisaris, sementara dalam hal tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh Direktur Utama yang dibantu oleh beberapa Direktur di bawahnya. Baik Dewan Komisaris maupun Direktur Utama dipilih oleh para pemegang saham dalam Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang merupakan kekuasaan tertinggi dalam perusahaan. Struktur organisasi perusahaan ini dapat dilihat pada Gambar 4.4 berikut.



Gambar 4. 4 Struktur organisasi perusahaan

4.4.3 Tugas dan Wewenang

a. Pemegang saham

Pemegang saham merupakan orang yang memberikan modal untuk perusahaan dengan cara membeli saham perusahaan. Sehingga, para pemilik saham juga merupakan pemilik perusahaan. Tugas dan wewenang pemegang saham adalah sebagai berikut:

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris dan Direktur.
2. Mengesahkan hasil-hasil usaha dan neraca perhitungan untung rugi tahunan perusahaan.
3. Mengadakan Rapat Umum Pemegang Saham minimal satu kali dalam setahun.

b. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari dari pemegang saham dan bertanggung jawab penuh kepada pemegang saham. Tugas dan wewenang Dewan Komisaris adalah sebagai berikut:

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target perusahaan, alokasi sumber dana dan pengarahannya pemasaran.
2. Mengawasi tugas-tugas direksi.
3. Membantu direksi dalam tugas-tugas penting.

c. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan yang bertanggung jawab penuh terhadap jalannya perusahaan kepada Dewan Komisaris. Tugas dan wewenang Direktur Utama adalah sebagai berikut:

1. Mengatur dan melaksanakan kebijakan perusahaan.
2. Bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris dan pemegang saham atas pekerjaannya pada akhir jabatannya.
3. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan kontinuitas hubungan baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen serta karyawan.
4. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian atas persetujuan para pemegang saham.
5. Mengkoordinir kerjasama antara direktorat, bagian dan seksi di bawahnya.

Direktur Utama membawahi beberapa direktorat, antara lain:

1. Direktorat Sumber Daya Manusia dan Umum

Direktorat Sumber Daya Manusia dan Umum memiliki tugas dan wewenang dalam hal yang berhubungan dengan administrasi, personalia, humas, keamanan, dan keselamatan kerja. Direktorat Sumber Daya Manusia dan Umum membawahi beberapa bagian, antara lain Bagian

Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan, Bagian Administrasi, Bagian serta Bagian Umum dan Keamanan.

2. Direktorat Keuangan dan Pemasaran

Direktorat Keuangan dan Pemasaran memiliki tugas dan wewenang dalam menyusun dan mengalokasikan anggaran dan pendapatan perusahaan serta melaksanakan kebijakan pemasaran. Direktorat Keuangan dan Pemasaran membawahi beberapa bagian, antara lain Bagian Keuangan dan Bagian Pemasaran.

3. Direktorat Teknik dan Produksi

Direktorat Teknik dan Produksi memiliki tugas dan wewenang dalam merumuskan kebijakan teknik operasi serta mengawasi kesinambungan operasional pabrik. Direktorat Teknik dan Produksi membawahi beberapa bagian, antara lain Bagian Proses dan Utilitas, Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi, serta Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu.

d. Bagian

Setiap bagian memiliki tugas dan wewenang dalam mengatur, mengkoordinir dan mengawal pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis wewenang yang diberikan oleh pimpinan perusahaan dan bertanggung jawab

kepada direktorat yang menaunginya. Bagian-bagian tersebut terdiri dari:

1. Bagian Administrasi dan Sumber Daya Manusia
Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan administrasi, kesekretariatan dan pengembangan sumber daya manusia.
2. Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan
Bertanggung jawab terhadap kesehatan dan keselamatan kerja karyawan serta pelestarian lingkungan.
3. Bagian Umum dan Keamanan
Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan masyarakat umum serta menjaga keamanan perusahaan.
4. Bagian Keuangan
Bertanggung jawab terhadap kegiatan pengelolaan keuangan, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.
5. Bagian Pemasaran
Bertanggung jawab terhadap kegiatan distribusi dan pemasaran produk.
6. Bagian Proses dan Utilitas
Bertanggung jawab terhadap kegiatan pabrik dalam bidang proses, penyediaan bahan baku dan utilitas.

7. Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi

Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan, perawatan dan penyediaan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

8. Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

e. Seksi

Setiap seksi memiliki tugas dan wewenang dalam melaksanakan pekerjaan dalam lingkungan seksinya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh Kepala Bagian masing-masing. Setiap seksi bertanggung jawab kepada bagian yang menaunginya. Seksi-seksi tersebut terdiri dari:

1. Seksi Personalia

Bertanggung jawab dalam melaksanakan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian dan pengembangan sumber daya manusia.

2. Seksi Tata Usaha

Bertanggung jawab dalam mengurus kebijakan teknis di bidang administrasi, kesekretariatan, perencanaan dan pelaporan, perlengkapan serta aset perusahaan.

3. Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)

Bertanggung jawab dalam memastikan kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

4. Seksi Unit Pengolahan Limbah

Bertanggung jawab dalam melaksanakan pengolahan limbah hasil produksi.

5. Seksi Hubungan Masyarakat

Bertanggung jawab menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan dengan pemerintah, masyarakat dan industri-industri lain.

6. Seksi Keamanan

Bertanggung jawab dalam menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

7. Seksi Proses

Bertanggung jawab dalam melaksanakan dan memastikan kelancaran kegiatan produksi di pabrik.

8. Seksi Utilitas

Bertanggung jawab dalam penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

9. Seksi Pemeliharaan dan bengkel

Bertanggung jawab dalam melakukan perawatan, pemeliharaan dan penggantian alat- alat serta fasilitas pendukung proses produksi.

10. Seksi Listrik dan Instrumentasi

Bertanggung jawab dalam memastikan ketersediaan energi listrik dan instrumentasi yang dibutuhkan agar proses produksi dapat berjalan dengan baik.

11. Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Bertanggung jawab dalam melaksanakan pengendalian mutu bahan baku, bahan pembantu dan produk.

12. Seksi Penelitian dan Pengembangan

Bertanggung jawab dalam melaksanakan penelitian dan pengembangan perusahaan.

f. Staf Ahli

Staf Ahli bertugas memberi masukan, baik berupa saran, nasihat, dan pandangan terhadap segala aspek operasional perusahaan. Staf ahli terdiri dari tenaga ahli yang bertugas membantu direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik, keuangan dan pemasaran maupun sumber daya manusia dan umum. Staf ahli bertanggung jawab kepada direktur utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing. Tugas dan wewenang sebagai berikut:

1. Memberikan nasihat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
2. Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat dan pengembangan produksi.
3. Mempertinggi efisiensi kerja.

4.4.4 Status Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karyawan

- a. Status Karyawan Berdasarkan statusnya karyawan dibedakan menjadi beberapa golongan, antara lain:
 1. Karyawan Tetap
Karyawan tetap merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) dari direksi. Dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerjanya.
 2. Karyawan Harian
Karyawan harian merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan (SK) dari direksi, dan mendapat gaji harian yang dibayar tiap akhir pekan.
 3. Karyawan Borongan
Karyawan borongan merupakan karyawan yang bekerja di pabrik atau perusahaan jika diperlukan saja. Karyawan ini menerima gaji borongan untuk suatu pekerjaan yang telah disetujui.

b. Penggolongan Jabatan

Jabatan dalam struktur organisasi perusahaan diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan dan keahlian sesuai jabatan dan tanggung jawabnya. Karyawan pada perusahaan ini terdiri dari beragam jenjang pendidikan, mulai dari lulusan Sekolah Menengah Pertama (SMP) hingga Magister (S-2). Rincian penggolongan jabatan serta jenjang pendidikannya dapat dilihat pada Tabel 4.2 berikut.

Tabel 4. 2 Daftar jabatan perusahaan

Jabatan	Pendidikan
Komisaris Utama	S2
Direktur Utama	S2
Kepala Bagian	S1
Kepala Seksi	S1
Staff Ahli	S1
Sekretaris	S1
Karyawan dan Operator	D3/S1
Dokter	S1
Perawat	D3/S1
Supir	SMP-SMA
<i>Cleaning Service</i>	SMP-SMA

c. Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan pada perusahaan harus diperhitungkan secara cermat agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif dan efisien. Jumlah karyawan pada setiap posisi tergantung pada

kebutuhan. Rincian jumlah karyawan dapat dilihat pada Tabel

4.3.

Tabel 4. 3 Jumlah karyawan

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Teknik dan Produksi	1
3	Direktur Keuangan dan Pemasaran	1
4	Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum	1
5	Ka. Bag. Proses dan Utilitas	1
6	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi	1
7	Ka. Bag. Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu	1
8	Ka. Bag. Keuangan	1
9	Ka. Bag. Pemasaran	1
10	Ka. Bag. Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan	1
11	Ka. Bag. Administrasi dan Sumber Daya Manusia	1
12	Ka. Bag. Umum dan Keamanan	1
13	Ka. Sek. Proses	1
14	Ka. Sek. Utilitas	1
15	Ka. Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	1
16	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1
17	Ka. Sek. Penelitian dan Pengembangan	1
18	Ka. Sek. Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1
19	Ka. Sek. Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1
20	Ka. Sek. Unit Pengolahan Limbah	1
21	Ka. Sek. Tata Usaha	1
22	Ka. Sek. Personalia	1
23	Ka. Sek. Hubungan Masyarakat	1
24	Ka. Sek. Bahan Baku dan Produk	1
25	Ka. Sek. Keamanan	1
26	Kepala Seksi Pendataan Audit	1
27	Kepala Seksi Perencanaan Keuangan	1
28	Kepala Seksi Pengendalian Keuangan	1
29	Kepala Seksi Pengadaan Bahan Baku	1
30	Kepsi Seksi Pengadaan Bahan Pendukung	1
31	Kepala Seksi Akuntansi	1

No	Jabatan	Jumlah
32	Karyawan Proses	6
33	Karyawan Utilitas	4
34	Karyawan Pemeliharaan dan Bengkel	4
35	Karyawan Listrik dan Instrumentasi	6
36	Karyawan Penelitian dan Pengembangan	6
37	Karyawan Laboratorium dan Pengendalian Mutu	6
38	Karyawan Kesehatan dan Keselamatan Kerja	6
39	Karyawan Unit Pengolahan Limbah	4
40	Karyawan Tata Usaha	5
41	Karyawan Personalia	5
42	Karyawan Hubungan Masyarakat	5
43	Karyawan Keamanan	10
44	Operator	66
45	Perawat	5
46	Sopir	6
47	Cleaning Service	10
48	Security	6
49	Sekretaris	4
Total		195

4.4.5 Pembagian Jam Kerja dan Sistem Gaji Karyawan

a. Pembagian jam kerja

Pabrik biodiesel ini direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan 24 jam dalam sehari. Sisa hari yang tidak termasuk hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan (*maintenance*) dan *shut down*. Oleh karena itu, untuk menjaga kelancaran proses produksi serta kegiatan administrasi dan pemasaran, maka pembagian jam kerja harus diatur seefektif dan seefisien mungkin. Berdasarkan jam kerjanya, karyawan pada perusahaan ini dibedakan menjadi dua golongan yaitu:

1. Karyawan *Non-Shift*

Karyawan *non-shift* merupakan karyawan yang tidak menangani secara langsung proses produksi. Karyawan *non shift* meliputi jajaran direksi, kepala bagian, kepala seksi serta jabatan-jabatan di bawahnya yang bekerja di kantor. Karyawan *non-shift* bekerja selama 5 hari selama seminggu, berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai *non shift*:

a) Senin-Kamis : 07.00-15.00 (Istirahat 11.00-12.00)

WIB

b) Jumat : 07.00-15.00 (Istirahat 11.30-13.00)

WIB

2. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* merupakan karyawan yang menangani secara langsung proses produksi atau mengatur bagian tertentu dari pabrik yang berhubungan dengan keamanan dan kegiatan produksi. Sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, dan beberapa bagian lain harus siaga demi keselamatan dan keamanan pabrik. Karyawan *shift* akan bekerja secara bergantian dalam sehari semalam, dengan pembagian *shift* sebagai berikut:

a) *Shift* Pagi : pukul 07.00 – 15.00

b) *Shift* Sore : 15.00 – 23.00

c) *Shift* Malam : 23.00 – 07.00

Jam kerja *shift* berlangsung selama 8 jam sehari dan mendapat pergantian *shift* setiap 3 hari kerja sekali. Karyawan *shift* bekerja dengan sistem 3 hari kerja, 1 hari libur. Pada Hari Minggu dan libur hari besar semua karyawan *shift* tidak libur. Namun, setiap karyawan mendapatkan jatah cuti selama 12 hari setiap tahunnya. Pembagian *shift* dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran *shift* sedangkan 1 regu libur. Jadwal *shift* karyawan dapat dilihat pada Tabel 4.4.

Tabel 4. 4 Jadwal shift karyawan

Regu	Hari														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	L	L	P	P	P	P	P	L	S	S	S	S	S	L	L
B	P	P	L	S	S	S	S	S	L	L	M	M	M	M	M
C	S	S	S	L	L	M	M	M	M	M	L	L	P	P	P
D	M	M	M	M	M	L	L	P	P	P	P	P	L	S	S

Regu	Hari														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A	P	P	P	P	P	L	L	S	S	S	S	S	L	M	M
B	L	L	S	S	S	S	S	L	M	M	M	M	M	L	L
C	S	S	L	M	M	M	M	M	L	L	P	P	P	P	P
D	M	M	M	L	L	P	P	P	P	P	L	L	S	S	S

Keterangan:

P : Pagi

S : Siang

M : Malam

L : Libur

b. Sistem Gaji Karyawan

Sistem Gaji Karyawan Sistem pembagian gaji pada perusahaan ini terbagi menjadi tiga jenis, yaitu:

1. Gaji Bulanan

Merupakan gaji yang diberikan kepada karyawan tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan dan dibayarkan pada tanggal 1 setiap bulannya.

2. Gaji Harian

Merupakan gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian dan karyawan borongan.

3. Gaji Lembur

Merupakan gaji tambahan yang diberikan kepada Karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok.

Rincian gaji setiap karyawan pada setiap jabatan dapat dilihat pada Tabel 4.5 berikut:

Tabel 4. 5 Rincian gaji setiap karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji	Gaji	Gaji
			(/orang/bulan)	(/bulan)	(/tahun)
1	Direktur Utama	1	Rp40,000,000	Rp40,000,000	Rp480,000,000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp40,000,000	Rp40,000,000	Rp480,000,000
3	Direktur Keuangan dan Pemasaran	1	Rp40,000,000	Rp40,000,000	Rp480,000,000
4	Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum	1	Rp30,000,000	Rp30,000,000	Rp360,000,000
5	Ka. Bag. Proses dan Utilitas	1	Rp30,000,000	Rp30,000,000	Rp360,000,000
6	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi	1	Rp10,000,000	Rp10,000,000	Rp120,000,000
7	Ka. Bag. Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu	1	Rp10,000,000	Rp10,000,000	Rp120,000,000
8	Ka. Bag. Keuangan	1	Rp10,000,000	Rp10,000,000	Rp120,000,000
9	Ka. Bag. Pemasaran	1	Rp10,000,000	Rp10,000,000	Rp120,000,000
10	Ka. Bag. Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan	1	Rp10,000,000	Rp10,000,000	Rp120,000,000
11	Ka. Bag. Administrasi dan Sumber Daya Manusia	1	Rp10,000,000	Rp10,000,000	Rp120,000,000
12	Ka. Bag. Umum dan Keamanan	1	Rp10,000,000	Rp10,000,000	Rp120,000,000
13	Ka. Sek. Proses	1	Rp9,000,000	Rp9,000,000	Rp108,000,000

No	Jabatan	Jumlah	Gaji	Gaji	Gaji
			(/orang/bulan)	(/bulan)	(/tahun)
14	Ka. Sek. Utilitas	1	Rp9,000,000	Rp9,000,000	Rp108,000,000
15	Ka. Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	1	Rp9,000,000	Rp9,000,000	Rp108,000,000
16	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	Rp9,000,000	Rp9,000,000	Rp108,000,000
17	Ka. Sek. Penelitian dan Pengembangan	1	Rp9,000,000	Rp9,000,000	Rp108,000,000
18	Ka. Sek. Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1	Rp9,000,000	Rp9,000,000	Rp108,000,000
19	Ka. Sek. Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1	Rp9,000,000	Rp9,000,000	Rp108,000,000
20	Ka. Sek. Unit Pengolahan Limbah	1	Rp9,000,000	Rp9,000,000	Rp108,000,000
21	Ka. Sek. Tata Usaha	1	Rp9,000,000	Rp9,000,000	Rp108,000,000
22	Ka. Sek. Personalia	1	Rp9,000,000	Rp9,000,000	Rp108,000,000
23	Ka. Sek. Hubungan Masyarakat	1	Rp9,000,000	Rp9,000,000	Rp108,000,000
24	Ka. Sek. Bahan Baku dan Produk	1	Rp9,000,000	Rp9,000,000	Rp108,000,000
25	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp9,000,000	Rp9,000,000	Rp108,000,000
26	Kepala Seksi Pendataan Audit	1	Rp9,000,000	Rp9,000,000	Rp108,000,000
27	Kepala Seksi Perencanaan Keuangan	1	Rp9,000,000	Rp9,000,000	Rp108,000,000
28	Kepala Seksi Pengendalian Keuangan	1	Rp9,000,000	Rp9,000,000	Rp108,000,000
29	Kepala Seksi Pengadaan Bahan Baku	1	Rp9,000,000	Rp9,000,000	Rp108,000,000

No	Jabatan	Jumlah	Gaji	Gaji	Gaji
			(/orang/bulan)	(/bulan)	(/tahun)
30	Kepsi Seksi Pengadaan Bahan Pendukung	1	Rp9,000,000	Rp9,000,000	Rp108,000,000
31	Kepala Seksi Akuntansi	1	Rp9,000,000	Rp9,000,000	Rp108,000,000
32	Karyawan Proses	6	Rp7,000,000	Rp42,000,000	Rp504,000,000
33	Karyawan Utilitas	4	Rp7,000,000	Rp28,000,000	Rp336,000,000
34	Karyawan Pemeliharaan dan Bengkel	4	Rp7,000,000	Rp28,000,000	Rp336,000,000
35	Karyawan Listrik dan Instrumentasi	6	Rp7,000,000	Rp42,000,000	Rp504,000,000
36	Karyawan Penelitian dan Pengembangan	6	Rp7,000,000	Rp42,000,000	Rp504,000,000
37	Karyawan Laboratorium dan Pengendalian Mutu	6	Rp7,000,000	Rp42,000,000	Rp504,000,000
38	Karyawan Kesehatan dan Keselamatan Kerja	6	Rp7,000,000	Rp42,000,000	Rp504,000,000
39	Karyawan Unit Pengolahan Limbah	4	Rp7,000,000	Rp28,000,000	Rp336,000,000
40	Karyawan Tata Usaha	5	Rp6,500,000	Rp32,500,000	Rp390,000,000
41	Karyawan Personalia	5	Rp6,500,000	Rp32,500,000	Rp390,000,000
42	Karyawan Hubungan Masyarakat	5	Rp6,500,000	Rp32,500,000	Rp390,000,000
43	Karyawan Keamanan	10	Rp6,500,000	Rp65,000,000	Rp780,000,000
44	Operator	66	Rp5,800,000	Rp382,800,000	Rp4,593,600,000
45	Perawat	5	Rp6,000,000	Rp30,000,000	Rp360,000,000

No	Jabatan	Jumlah	Gaji	Gaji	Gaji
			(/orang/bulan)	(/bulan)	(/tahun)
46	Sopir	6	Rp5,800,000	Rp34,800,000	Rp417,600,000
47	<i>Cleaning Service</i>	10	Rp5,800,000	Rp58,000,000	Rp696,000,000
48	<i>Security</i>	6	Rp5,800,000	Rp34,800,000	Rp417,600,000
49	Sekretaris	4	Rp5,800,000	Rp23,200,000	Rp278,400,000
Total		195	Rp538,000,000	Rp1,441,100,000	Rp17,293,200,000

4.4.6 Ketenagakerjaan

Setiap karyawan mempunyai hak dalam hal ketenagakerjaan seperti yang tertuang dalam peraturan perundang-undangan. Hak-hak tersebut antara lain:

a. Tunjangan

Tunjangan karyawan terdiri dari:

1. Tunjangan yang berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
2. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
3. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.
4. Tunjangan hari raya (THR), diberikan sebesar nilai satu bulan gaji kepada karyawan setiap tahunnya saat menjelang hari raya Idul Fitri.

b. Hari Libur Nasional

Untuk karyawan harian (*non-shift*), hari libur nasional dihitung sebagai hari libur kerja. Sedangkan bagi karyawan *shift*, hari libur nasional dihitung sebagai kerja lembur (*overtime*).

c. Hak Cuti

Hak cuti karyawan terdiri dari:

1. Cuti tahunan

Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu tahun. Apabila hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun tersebut.

2. Cuti sakit

Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter, termasuk kepada karyawan wanita yang melahirkan.

d. Fasilitas Karyawan

Dalam rangka meningkatkan produktivitas karyawan, perusahaan menyediakan berbagai fasilitas yang dapat digunakan oleh karyawan untuk menjaga kondisi jasmani dan rohani karyawan, sehingga mereka tidak merasa jenuh dalam menjalankan pekerjaan sehari-hari dan kegiatan dalam perusahaan dapat berjalan dengan lancar. Fasilitas yang disediakan perusahaan meliputi:

1. Poliklinik

Poliklinik disediakan bertujuan untuk menjaga kesehatan karyawan yang merupakan salah satu hal yang berpengaruh

dalam efisiensi produksi pabrik. Poliklinik yang disediakan ditangani oleh dokter dan perawat.

2. Tempat Ibadah

Tempat ibadah yang disediakan perusahaan berupa masjid, agar karyawan tetap dapat melaksanakan kewajiban rohani dan aktivitas keagamaan lainnya.

3. Pakaian Kerja

Perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahunnya kepada semua karyawan untuk menghindari kesenjangan antar karyawan. Selain itu, perusahaan menyediakan masker dan berbagai alat pelindung diri (APD) lain sebagai alat pengaman kerja.

4. Makan dan Minum

Makan dan minum disediakan sebanyak satu kali dalam sehari oleh perusahaan yakni pada jam makan siang. Makanan dan minuman direncanakan akan dikelola oleh perusahaan *catering* yang ditunjuk perusahaan.

5. Transportasi

Untuk meringankan beban pengeluaran karyawan, perusahaan menyediakan alat transportasi bagi karyawan yang tidak menggunakan transportasi pribadi berupa *shuttle bus*. Bus akan beroperasi di beberapa titik tempat tinggal

karyawan untuk mengantar dan menjemput karyawan saat akan berangkat dan pulang bekerja.

e. Jaminan Ketenagakerjaan

Perusahaan menyediakan asuransi pertanggung jawaban jiwa dan asuransi kecelakaan kerja bagi karyawan yang dikelola oleh Badan Penyelenggaraan Jaminan Sosial (BPJS).

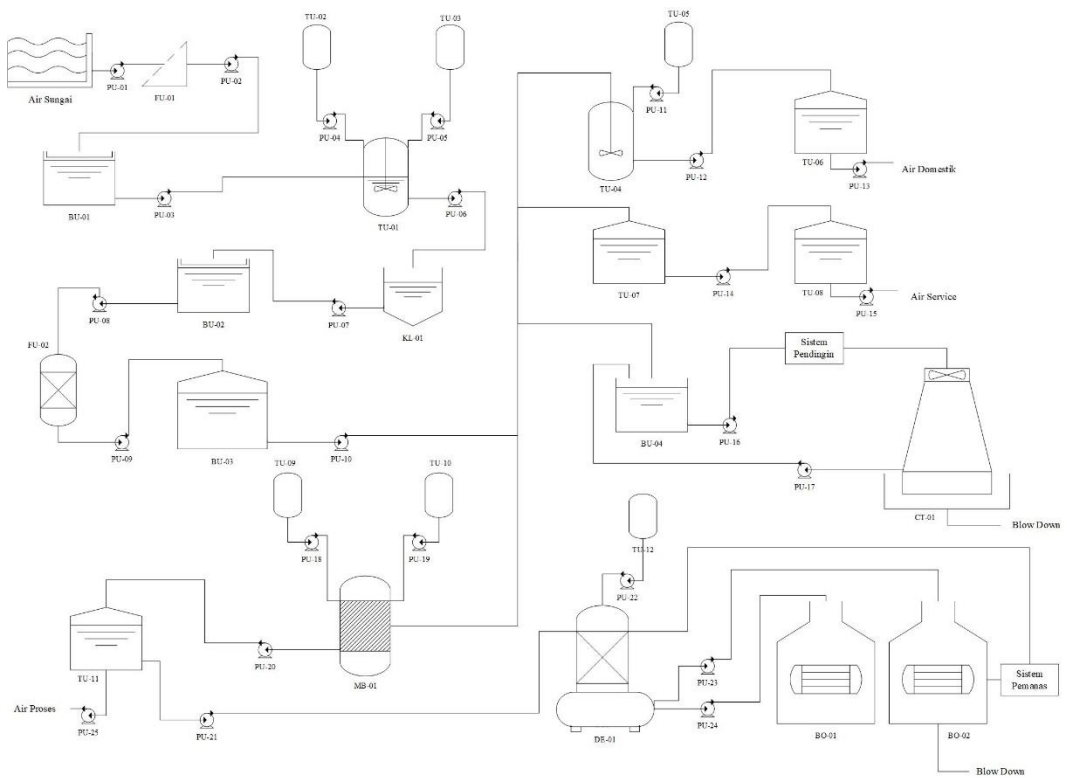
BAB V

UTILITAS

Untuk mendukung proses di suatu industri, diperlukan unit penunjang yang penting demi kelancaran proses di industri. Salah satu faktor yang menunjang kelancaran proses produksi di dalam pabrik yaitu penyediaan utilitas.

Unit utilitas yang diperlukan pada pra-rancangan pabrik biodiesel ini, yaitu *steam*, listrik, air pendingin, udara tekan, bahan bakar, dan lain lain. Dari kebutuhan unit utilitas yang diperlukan, maka utilitas tersebut dibagi menjadi 5 unit, yaitu:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment Unit*)
2. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generator Unit*)
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Generator/Plant Unit*)
4. Unit Penyedia Udara Instrument (*Air Instrument Supply Unit*)
5. Unit Penyedia Bahan Bakar (*Fuel Supply Unit*)
6. Unit Pengolahan Limbah (*Waste Processing Unit*)



Gambar 5. 1 Diagram alir utilitas

Keterangan:

1. PU : Pompa Utilitas
2. FU-01 : Saringan Awal/*Screening*
3. BU-01 : Bak Pengendap Awal
4. TU-01 : Tangki Flokulator
5. TU-02 : Tangki Alum
6. TU-03 : Tangki CaOH
7. KL-01 : *Clarifier*
8. BU-02 : Bak Pengendap 2
9. FU-02 : Saringan Pasir/*Sand Filter*
10. BU-03 : Bak Penampung Sementara

- 11. TU-04 : Tangki Klorinasi
- 12. TU-05 : Tangki Kaporit
- 13. TU-06 : Tangki Air Bersih
- 14. TU-07 : Tangki Air *Service*
- 15. TU-08 : Tangki Air Bertekanan
- 16. BU-04 : Bak Air Pendingin
- 17. CT-01 : *Cooling Tower*
- 18. BL-01 : *Blower Cooling Tower*
- 19. MB-01 : *Mixed Bed*
- 20. TU-09 : Tangki NaCl
- 21. TU-10 : Tangki NaOH
- 22. TU-11 : Tangki Air Demin
- 23. TU-12 : Tangki N₂H₄
- 24. DE-01 : Daereator
- 25. TU-13 : Tangki Umpan *Boiler*

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment Unit*)

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Unit penyediaan air merupakan salah satu unit utilitas yang bertugas menyediakan air untuk kebutuhan industri maupun rumah tangga. Unit ini sangat berpengaruh dalam kelancaran produksi dari awal hingga akhir proses. Untuk memenuhi kebutuhan air di dalam pabrik, umumnya digunakan air sumur, air sungai, air danau, maupun

air laut sebagai sumbernya. Air yang digunakan dalam pra-rancangan pabrik biodiesel ini berasal dari sungai. Pertimbangan menggunakan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah sebagai berikut:

1. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi jika dibandingkan dengan air sumur, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari
2. Jumlah air sungai lebih banyak dibandingkan jumlah air sumur
3. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana, dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya lebih besar
4. Letak sungai berada tidak terlalu jauh dengan pabrik

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik adalah untuk:

1. Air Domestik

Air domestik adalah air yang akan digunakan untuk digunakan untuk keperluan domestik. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan dan perkantoran.

Air yang diperlukan untuk keperluan domestik ini adalah sebesar:

- Air untuk kantor

Kebutuhan air untuk karyawan = 100 L/hari/orang

Air untuk kebutuhan karyawan = 160 org x 10 L/hari

= 16.085,3408 kg/hari

- Air untuk rumah tangga

Kebutuhan air untuk penghuni = 200 L/hari/orang

Air untuk kebutuhan rumah = 3 x 200 L/hari x 40 rumah
= 24.000 kg/hari

Sehingga, total kebutuhan air untuk keperluan domestik adalah sebanyak:

Air keperluan umum = 1.670,2225 kg/jam

= 40.085,3408 kg/hari

2. Air Service

Air service adalah air yang akan digunakan untuk digunakan untuk layanan umum. Air ini antara lain untuk keperluan bengkel, poliklinik, laboratorium, pemadam kebakaran, kantin, musholla, kebun, dan lain-lain.

- Air untuk bengkel

Air untuk keperluan ini diperkirakan = 200 kg/hari

- Air untuk poliklinik

Air untuk keperluan ini diperkirakan = 400 kg/hari

- Air untuk laboratorium

Air untuk keperluan ini diperkirakan = 400 kg/hari

- Air untuk pemadam kebakaran

Air untuk keperluan ini diperkirakan = 5.000 kg/hari

- Air untuk kantin, musholla, kebun dan lain-lain

Air untuk keperluan ini diperkirakan = 8.000 kg/hari

Sehingga, total kebutuhan air untuk keperluan umum adalah sebanyak:

$$\begin{aligned} \text{Air keperluan umum} &= 583,3333 \text{ kg/jam} \\ &= 14.000 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

3. Air Proses

Pada pabrik biodiesel, air kebutuhan proses digunakan untuk keperluan proses di *Washing Tower* (WT-01). Air proses yang dibutuhkan sebesar 30403,9785 kg/jam.

Dari total air proses yang diperlukan, digunakan perancangan *over design* sebanyak 20% sehingga kebutuhan air proses menjadi 36484,7742 kg/jam.

4. Air Pendingin

Air pendingin yang digunakan adalah air Sungai yang diperoleh dari kali lamong yang letaknya cukup dekat dengan pabrik. Air pendingin merupakan air yang diperlukan untuk proses-proses pertukaran/perpindahan panas dalam *heat exchanger* dengan tujuan untuk memindahkan panas suatu zat di dalam aliran ke dalam air pendingin tersebut.

Kebutuhan air pendingin pada pabrik biodiesel ini terlampir pada tabel 5.1 berikut:

Tabel 5. 1 Kebutuhan air pendingin

Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
Reaktor (R-01)	59,9126
<i>Cooler 1 (CL-01)</i>	2.918,9097
<i>Cooler 2 (CL-02)</i>	144.731,4957
<i>Neutralizer (N-01)</i>	67,9706
<i>Condensor (CD-01)</i>	53.452,2008
Total	201.230,4894

Dari total air pendingin yang diperlukan, digunakan perancangan *over design* sebanyak 20% sehingga kebutuhan air pendingin menjadi 241.476,5873 kg/jam.

Seluruh air yang keluar dari alat penukar panas di area proses ini akan disirkulasikan dan didinginkan lagi di dalam *Cooling Tower*. Di dalam *Cooling Tower* ini akan ada air yang menguap atau bocor, sehingga untuk mempertahankan jumlah air pendingin diperlukan adanya air *make-up* yang sesuai dengan jumlah air yang hilang. Dari perhitungan yang dilakukan, didapatkan kebutuhan air *make-up* sebesar 5.131,3775 kg/jam.

5. Air Pemanas

Air pemanas adalah media pemanas pengubah air menjadi uap yang digunakan untuk *boiler*. Dalam penanganan air umpan *boiler* perlu diperhatikan karena terdapat beberapa zat yang dapat menyebabkan korosi (*corrosion*), kerak (*scale*), dan *foaming*.

Kebutuhan air pendingin pada pabrik biodiesel ini terlampir pada tabel 5.2 berikut:

Tabel 5. 2 Kebutuhan air pemanas

Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
Silo (SL-01)	169,6952
<i>Heater</i> (HE-01)	328,2254
<i>Heater</i> (HE-02)	810,1974
<i>Reboiler</i> (RB-01)	649,1907
Total	1.647,4939

Dari total air pemanas yang diperlukan, digunakan perancangan *over design* sebanyak 20% sehingga kebutuhan air *steam* menjadi 1.976,9926 kg/jam.

Untuk mencegah tingginya kandungan padatan terlarut (kotoran) dalam air *boiler*, dilakukan pembuangan air melalui *blowdown valve* yang nantinya akan digantikan oleh *feed water* baru. Tujuan pembuangan air ini adalah untuk meminimalisir *corrosion*, *scale*, dan masalah khusus lainnya. Air boiler yang dibuang (*blowdown*) pada *boiler* adalah 15% dari kebutuhan *steam*.

Untuk mengeluarkan kondensat, udara, dan fluida non-kondensibel yang terjebak atau tertahan di *steam system*, diperlukan *steam trap* yang merupakan *valve* otomatis. *Steam trap* akan terbuka jika aliran yang masuk sudah berupa kondensat saja. Ketika *steam* yang mengalir ke dalam *steam trap*, maka

steam trap akan tertutup dan menjebak *steam*. Apabila *steam* telah berubah menjadi kondensat (air), maka *steam trap* akan kembali terbuka. *Steam* yang terjebak dalam *steam trap* adalah 5% dari kebutuhan *steam*. Sehingga, *make-up water* yang diperlukan untuk mengganti *blowdown* dan *steam trap* adalah 467,0717 kg/jam.

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air pabrik diperoleh dari air sungai dengan cara diolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Tahapan-tahapan-pengolahan air adalah sebagai berikut:

1. Penyaringan Awal/*Screening* (FU-01)

Sebelum diolah, air sungai harus dibersihkan terlebih dahulu agar proses selanjutnya dapat berjalan dengan baik. Air dari sungai disaring lewat *screening* (penyaringan awal) untuk menahan kotoran-kotoran berukuran besar seperti sampah, kayu, ranting, daun, dan lain-lain. Setelah disaring, air kemudian dialirkan ke bak pengendap.

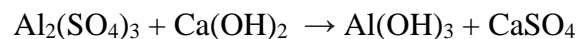
2. Bak Pengendap Awal/Sedimentasi (BU-01)

Setelah melalui proses *screening*, air kemudian dialirkan ke bak pengendap awal. Akan terdapat kotoran air sungai yang tidak lolos di penyaringan awal (*screening*) sehingga kotoran yang berupa lumpur akan diendapkan terlebih dahulu. Setelah itu, air sungai akan dialirkan ke tangki penggumpal.

3. Tangki Penggumpal/Flokulator (TU-01)

Setelah melalui bak pengendap awal, air kemudian dialirkan ke tangki penggumpal (flokulator). Di tangki penggumpal ini, kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air akan ditambahkan koagulan. Penambahan koagulan ini bertujuan agar kotoran-kotoran yang berukuran halus akan berkumpul dan menjadi gumpalan besar sehingga kotoran mudah untuk dibuang.

Koagulan yang umum digunakan adalah Tawas atau Alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) dan Kalsium Hidroksida ($\text{Ca}(\text{OH})_2$). Adapun reaksi yang terjadi di dalam bak penggumpal (flokulator) adalah:



4. Clarifier (Kl-01)

Setelah melalui tangki penggumpal, air kemudian dialirkan ke *clarifier*. Di *clarifier*, kotoran berbentuk gumpalan (flok) yang masih terbawa air dari proses flokulasi di bak pengendap 2 akan diendapkan. Akan terjadi penggabungan proses kimia di *clarifier*, antara proses kimia (koagulasi, flokulasi) dan proses fisika (sedimentasi). Di *clarifier*, air diaduk menggunakan agitator agar kotoran-kotoran yang masih ada terpisah dari air. Air yang sudah bersih akan keluar dari pinggiran *clarifier*, sedangkan kotoran yang sudah menjadi gumpalan (flok) akan tenggelam ke bawah karena gravitasi. Kotoran yang tenggelam akan diambil dan dibuang secara berkala dalam waktu yang sudah ditentukan.

5. Bak Pengendap 2 (BU-02)

Setelah melalui *clarifier*, air kemudian dialirkan ke bak pengendap 2. Di bak pengendap 2 juga bertujuan untuk mengendapkan endapan berbentuk gumpalan (flok) yang terbawa dari sungai dengan proses flokulasi, memungkinkan adanya kesempatan untuk proses flokulasi 02).

6. Saringan Pasir/*Sand Filter* (FU-02)

Setelah melalui bak pengendap 2, air kemudian dialirkan ke saringan pasir (*sand filter*). Saringan pasir bertujuan untuk menyaring partikel-partikel halus yang masih lolos atau yang masih ada di dalam air dan untuk menghilangkan partikel kekeruhan dan padatan terlarut dari air. Saringan pasir berisi lapisan pasir dengan ukuran butiran yang bervariasi, pori-pori pasir inilah yang nantinya akan menangkap partikel kekeruhan dan padatan terlarut selama proses penyaringan.

7. Bak Penampungan Sementara (BU-03)

Setelah melalui saringan pasir, air kemudian dialirkan ke bak penampungan sementara. Di bak penampungan sementara, air yang telah disaring di saringan pasir akan ditampung dan setelah itu air siap didistribusikan sebagai air perumahan/perkantoran, air umpan *boiler*, air pendingin, dan air proses.

8. Tangki Klorinasi (TU-04)

Air yang ditampung di bak penampungan sementara sebagian akan dialirkan ke tangki klorinasi. Di tangki klorinasi ini, klorin dalam bentuk kaporit akan dicampurkan ke dalam air yang nantinya akan digunakan untuk kebutuhan domestik (rumah/perkantoran). Penambahan klorin ini bertujuan untuk menghambat pertumbuhan serta membasmi bakteri dan berbagai jenis mikroba.

9. Tangki Air Bersih (TU-06)

Setelah mencampur klorin dengan air di tangki klorinasi, air yang telah diproses kemudian ditampung dan siap didistribusikan untuk keperluan rumah tangga dan keperluan kantor.

10. Tangki Air *Service* (TU-07)

Air yang ditampung di bak penampungan sementara sebagian juga dialirkan ke tangki air *service*. Di tangki ini bertujuan untuk menampung air yang akan digunakan untuk keperluan layanan umum seperti laboratorium, musholla, kantin, kebun, dan lain-lain.

11. Tangki Air Bertekanan (TU-08)

Air yang ditampung di bak penampungan sementara sebagian juga dialirkan ke tangki air bertekanan. Di tangki ini bertujuan untuk menyimpan sementara pasokan air yang bisa

digunakan saat kebutuhan air meningkat seperti untuk pemadam kebakaran.

12. Bak Air Pendingin (BU-04)

Air yang ditampung di bak penampungan sementara sebagian akan dialirkan ke bak air pendingin. Di bak air pendingin bertujuan menampung air untuk kebutuhan *cooling tower*. Air pendingin yang telah digunakan oleh alat proses akan didinginkan di *cooling tower* dengan media pendingin udara. Media yang digunakan untuk mendinginkan udara adalah *blower cooling tower*. *Blower cooling tower* bekerja dengan menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan.

13. *Mixed Bed* (MB-01)

Air yang ditampung di bak penampungan sementara sebagian akan diumpankan ke *mixed bed* sebagai tempat untuk pertukaran ion kation-anion dari tangki larutan NaCl dan tangki larutan NaOH. Pertukaran ion kation-anion ini digunakan untuk proses pemurnian air. Pada proses ini digunakan resin penukar ion yang bertujuan untuk menarik ion-ion yang tidak diinginkan di dalam air.

Di tangki larutan NaCl akan berisi resin yang mengikat ion-ion positif (kation) terlarut dalam air, sehingga air yang akan keluar adalah air yang mengandung ion H⁺. Sedangkan, di tangki

larutan NaOH akan berisi resin yang mengikat ion-ion negatif (anion) terlarut dalam air, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- , dan SO_4^{2-} akan terikat dengan resin. Proses pertukaran ion (*water deionisation*) ini bertujuan untuk menghasilkan air murni dengan kandungan mineral rendah (mendekari air murni).

14. Tangki Air Demin (TU-12)

Campuran NaCl dan NaOH yang sudah tercampur kemudian akan di tampung di tangki air demin. Tangki air demin bertujuan untuk menampung air yang sudah mengalami proses untuk menghilangkan mineral-mineral tidak diinginkan. Air yang ada di tangki demin ini merupakan bebas mineral sebagai air proses dan air umpan boiler.

15. Tangki Daereator (DE-01)

Air yang mengalir ke tangki daereator kemudian akan dihilangkan gas CO_2 dan O_2 yang terikat di dalam *feed water*. Gas CO_2 dan O_2 ini harus dihilangkan karena akan menyebabkan kerak pada reboiler.

Digunakan reduktor kuat yaitu *Hydrazine* (N_2H_4), sebagai penangkap oksigen untuk mengendalikan konsentrasi oksigen terlarut sehingga dapat mengurasi terjadinya korosi pada *boiler*.

16. Bak Air Pendingin 2 (BU-5)

Bak air pendingin bertujuan untuk menampung air *make-up* dan air pendingin proses. Hal ini dikarenakan pada *boiler* akan

terjadi *blowdown*, sehingga diperlukan adanya *make-up water* sebagai pengganti air yang hilang di *boiler*.

Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak, dan tidak mengandung mikroorganisme yang dapat menimbulkan lumut.

Untuk mengatasi hal tersebut, maka di dalam air pendingin diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut:

- a. Fosfat, berguna untuk mencegah timbulnya kerak
- b. Klorin, untuk membunuh mikroorganisme

17. Tangki Umpan *Boiler* (TU-13)

Tangki umpan boiler bertujuan untuk mencampur kondensat sirkulasi dan *make-up water* umpan boiler sebelum dibangkitkan sebagai *steam* dalam boiler.

5.1.3 Unit Pembangkit Steam (Steam Generator Unit)

1. *Boiler* 01

- a. Menghitung Kapasitas *Boiler*

$$Q = m \cdot \lambda$$

Dimana:

m = Massa *steam* yang dihasilkan (kg/jam)

λ = Entalpi *steam* pada T dan P tertentu (Btu/kg)

Dari *steam table*, didapatkan spesifikasi:

$$T = 100 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 373 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$P = 100 \text{ kPa}$$

$$= 0,987 \text{ atm}$$

$$\lambda = 2.676,57 \text{ kJ/kg}$$

Tabel 5. 3 Kebutuhan boiler 01

Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
SL-01	169,6952
HE-02	328,2254
Total	486,7438

Over design yaitu 20%, sehingga menjadi

$$m_s = 584,0926 \text{ kg/jam}$$

Asumsi massa air umpan *boiler* yang menjadi *steam* adalah 80%

$$\eta = 80\%$$

$$m_w = \frac{m_s}{\eta}$$

$$m_w = 730,1157 \text{ kg/jam}$$

$$= 1.609,6277 \text{ lbu/jam}$$

$$C_p L = 1 \text{ Btu/lb. } ^\circ\text{F}$$

$$T_{in} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 77 \text{ } ^\circ\text{F (Suhu air masuk boiler)}$$

$$T_{out} = 100 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 212 \text{ } ^\circ\text{F (Suhu steam yang dihasilkan)}$$

$$\lambda = 2.676,57 \text{ kJ/kg}$$

$$= 1.150,2891 \text{ Btu/lb}$$

$$\begin{aligned}
 Q &= m_w \cdot C_{pL}(T_{out} - T_{in}) + \eta \cdot m_w \cdot \lambda \\
 &= 1.698.529,4603 \text{ Btu/jam} \\
 &= 1.792.050,4924 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

b. Mengitung Luas Perpindahan Panas

$$\begin{aligned}
 T_{in} &= 25 \text{ }^\circ\text{C} \\
 &= 77 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 T_{out} &= 100 \text{ }^\circ\text{C} \\
 &= 212 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$U = 150 \text{ Btu/lb. }^\circ\text{F}$$

$$Q = 1.698.529,4603 \text{ Btu/jam}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{T_{in} - T_{out}}{\ln \left(\frac{T_{in}}{T_{out}} \right)}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 133,2964 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

$$\begin{aligned}
 A &= 84,9500 \text{ ft}^2 \\
 &= 7,8921 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

2. *Boiler* 02

a. Menghitung Kapasitas *Boiler*

$$Q = m \cdot \lambda$$

Dimana:

m = Massa *steam* yang dihasilkan (kg/jam)

λ = Entalpi *steam* pada T dan P tertentu (Btu/kg)

Dari *steam table*, didapatkan spesifikasi:

$$T = 150 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 423 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$P = 100 \text{ kPa}$$

$$= 0,987 \text{ atm}$$

$$\lambda = 2.113,67 \text{ kJ/kg}$$

Tabel 5. 4 Kebutuhan boiler 02

Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
HE-03	810,1974
RB-01	649,1907
Total	1.459,3881

Over design yaitu 20%, sehingga menjadi

$$m_s = 1.751,2658 \text{ kg/jam}$$

Asumsi massa air umpan *boiler* yang menjadi *steam* adalah 80%

$$\eta = 80\%$$

$$m_w = \frac{m_s}{\eta}$$

$$m_w = 2.189,0822 \text{ kg/jam}$$

$$= 4.826,0944 \text{ lbu/jam}$$

$$CpL = 1 \text{ Btu/lb. }^{\circ}\text{F}$$

$$T_{in} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 77 \text{ }^{\circ}\text{F (Suhu air masuk boiler)}$$

$$T_{out} = 150 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 302 \text{ }^{\circ}\text{F (Suhu steam yang dihasilkan)}$$

$$\lambda = 2.113,67 \text{ kJ/kg}$$

$$= 908,7153 \text{ Btu/lb}$$

$$Q = m_w \cdot C_{pL}(T_{out} - T_{in}) + \eta \cdot m_w \cdot \lambda$$

$$= 4.594.308,0815 \text{ Btu/jam}$$

$$= 4.847.270,6844 \text{ kJ/jam}$$

b. Mengitung Luas Perpindahan Panas

$$T_{in} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 77 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_{out} = 150 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 302 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$U = 150 \text{ Btu/lb. }^\circ\text{F}$$

$$Q = 4.594.308,0815 \text{ Btu/jam}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{T_{in} - T_{out}}{\ln \left(\frac{T_{in}}{T_{out}} \right)}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 164,6396 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

$$A = 186,0350 \text{ ft}^2$$

$$= 17,2832 \text{ m}^2$$

5.1.4 Unit Pembangkit Listrik (*Power Generator/Plant Unit*)

Unit ini bertujuan untuk memenuhi kebutuhan listrik di seluruh area pabrik, pemenuhan kebutuhan listrik dipenuhi oleh PLN dan sebagai

cadangan adalah *generator set* untuk menghindari gangguan yang mungkin terjadi pada PLN. Kebutuhan listrik dapat dibagi:

1. Kebutuhan Listrik *Power Plant*
 - a. Kebutuhan untuk Peralatan Proses

Tabel 5. 5 Kebutuhan peralatan proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
<i>Mixer</i>	M-01	30	22.431
Reaktor	R-01	25	18.692,5
<i>Neutralizer</i>	N-01	15	11.215,5
<i>Washing Tank</i>	WT-01	1,5	1.121,55
Pompa 1	P-01	0,05	37,285
Pompa 2	P-02	1,5	1.121,55
Pompa 3	P-03	1,5	1.121,55
Pompa 4	P-04	0,75	560,775
Pompa 5	P-05	1,5	1.121,55
Pompa 6	P-06	0,05	37,385
Pompa 7	P-07	1,5	1.121,55
Pompa 8	P-08	1,0	747,7
Pompa 9	P-09	0,05	37,385
Pompa 10	P-10	1,0	747,7
Pompa 11	P-11	1,5	1.121,55
Pompa 12	P-12	10	7.477
Pompa 13	P-13	15	11.215,5
Total		106,9	79.929,13

Power yang dibutuhkan = 79.929,13 watt

= 79.9291 kW

b. Kebutuhan untuk Utilitas

Tabel 5. 6 Kebutuhan utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal	BU-01	0,5	373,85
<i>Blower Cooling Tower</i>	BL-01	30	22.431
Kompresor Udara	CP-01	7,5	5.607,75
Pompa Utilitas 1	PU-01	7,5	5.607,75
Pompa Utilitas 2	PU-02	20	14.954
Pompa Utilitas 3	PU-03	15	11.215,5
Pompa Utilitas 4	PU-04	0,05	37,385
Pompa Utilitas 5	PU-05	0,05	37,385
Pompa Utilitas 6	PU-06	25	18.692,5
Pompa Utilitas 7	PU-07	15	11.215,5
Pompa Utilitas 8	PU-08	5	3.738,5
Pompa Utilitas 9	PU-09	7,5	5.607,75
Pompa Utilitas 10	PU-10	7,5	5.607,75
Pompa Utilitas 11	PU-11	0,05	37,385
Pompa Utilitas 12	PU-12	0,25	186,925
Pompa Utilitas 13	PU-13	0,25	186,925
Pompa Utilitas 14	PU-14	0,05	37,385
Pompa Utilitas 15	PU-15	0,05	37,385
Pompa Utilitas 16	PU-16	5	3.738,5
Pompa Utilitas 17	PU-17	20	14.954
Pompa Utilitas 18	PU-18	0,05	37,385
Pompa Utilitas 19	PU-19	0,05	37,385
Pompa Utilitas 20	PU-20	0,33	249,2333
Pompa Utilitas 21	PU-21	0,33	249,3333

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa Utilitas 22	PU-22	0,05	37,385
Pompa Utilitas 23	PU-23	0,25	186,925
Pompa Utilitas 24	PU-24	0,25	186,925
Pompa Utilitas 25	PU-25	0,33	249,2333
Total		167,9	125.538,83

Power yang dibutuhkan = 125.538,83watt

= 125,5388 kW

2. Kebutuhan Listrik untuk Penerangan dan AC
 - a. Listrik untuk penerangan = 150 kW
 - b. Listrik untuk AC = 30 kW
3. Kebutuhan Listrik untuk Laboratorium dan Bengke

Listrik untuk lab. dan bengkel = 100 kW
4. Kebutuhan Listrik untuk Instrumentasi

Listrik untuk instrumentasi = 50 Kw

Tabel 5. 7 Total kebutuhan listrik *power plant*

No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1	Kebutuhan Plant	
	a. Proses	79,9291
	b. Utilitas	125,5388
2	a. Listrik AC	30
	b. Listrik Penerangan	150
3	Laboratorium dan Bengkel	100
4	Instrumentasi	50

No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
Total		535,4680

Spesifikasi generator yang digunakan dalam pabrik biodiesel ini adalah:

Tipe = AC Generator

Jumlah = 1 buah

Bahan Bakar = Solar

Efisiensi (η) = 80%

Tegangan = 220/360

Frekuensi = 50Hz

Kebutuhan listrik = 535,2187 kW

$$\text{Input Generator} = \frac{\text{Kebutuhan Listrik}}{\eta}$$

Input Generator = 669,0234 kW

Dipilih Input = 700 kW

5.1.5 Unit Penyedia Udara Instrument (Air Instrument Supply Unit)

Unit ini bertujuan untuk menyediakan udara bertekanan yang biasanya digunakan sebagai penggerak alat-alat kontrol yang bekerja secara pneumatik. Tekanan udara tekan berkisar antara 5,5 bar sampai 7,2 bar, tekanan udara tekan yang dipilih adalah 7,2 bar.

Dalam pabrik biodiesel ini terdapat 36 alat kontrol yang memerlukan udara tekan untuk menggerakannya. Dalam 1 alat kontrol, dibutuhkan 1,6992 m³/jam konsumsi udara, sehingga total konsumsi udara yang diperlukan untuk keseluruhan alat adalah 61,1712 m³/jam. Dari total udara akan

digunakan over design 20% sehingga kebutuhan udara total menjadi 67,2883 m³/jam. Udara yang digunakan harus dalam keadaan kering sehingga begitu keluar dari *blower*, udara dilewatkan melalui sebuah tangki udara (bejana pengering) yang berisi *silica gel*.

5.1.6 Unit Penyedia Bahan Bakar (*Fuel Supply Unit*)

Unit ini bertujuan menyediakan bahan bakar yang akan digunakan pada *boiler* dan *generator*. Bahan bakar yang digunakan adalah solar karena solar mudah didapat, tersedia secara kontinyu, dan mudah dalam penyimpanannya. Kebutuhan solar pada *boiler* adalah 191,4929 kg/jam dan kebutuhan solar pada *generator* adalah 65,8127 kg/jam.

5.1.7 Unit Pengolahan Limbah (*Waste Processing Unit*)

Pengolahan limbah pada pra-rancangan pabrik biodiesel ini bertujuan untuk mengolah dan memeriksa limbah yang dihasilkan agar memenuhi peraturan pemerintah dan tidak membahayakan lingkungan. Limbah pabrik biodiesel dikategorikan menjadi limbah cair dan limbah padat. Pertama, limbah cair berasal dari pembuangan air sanitasi seperti air bekas toilet, air bekas pencucian, dan lain-lain. Penanganan limbah air sanitasi dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilitasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi, dan injeksi gas klorin.

Namun, limbah cair yang berasal dari laboratorium dan limbah cair proses dari setiap kegiatan di pabrik biodiesel harus diolah agar sesuai dengan peraturan pemerintah, yaitu 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. Proses pengolahan limbah cair ini adalah *physical treatment* (pengendapan dan penyaringan), *chemical treatment* (penambahan bahan kimia dan pengontrolan pH), dan *biological treatment* (melibatkan system biologis alami dan/atau rekayasa dengan organisme hidup).

Terakhir, limbah hasil proses berbentuk padat biasanya berupa garam yang dihasilkan dari proses. Penanganan limbah padat ditampung dalam suatu bak penampung kemudian dijual sebagai produk samping di industri lainnya.

5.2 Spesifikasi Alat Utilitas

Tabel 5. 8 Spesifikasi saringan utilitas

Kode Alat	FU-01	FU-02
Nama Alat	Saringan/ <i>Screening</i>	Saringan Pasir/ <i>Sand Filter</i>
Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar	Menyaring partikel-partikel halus yang ada di dalam sungai
Bahan	Alumunium	
Spesifikasi		
Kapasitas (kg/jam)	318.166,356	259.148,4855
Volume (m ³)	-	33,0703
Panjang (m)	3,0480	4,0441
Lebar (m)	2,4384	4,0441
Tinggi (m)	-	2,0221
Diameter lubang saringan (cm)	1	-

Tabel 5. 9 Spesifikasi clarifier

Kode Alat	(K1-01)
Nama Alat	<i>Clarifier</i>
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran bersifat koloid yang terbawa oleh air dari bak pengendap awal
Jenis	<i>Clarifier/Conical Bottom</i>
Spesifikasi	
Diameter (m)	13,8098
Tinggi (m)	13,8098
Volume (m ³)	2.067,4450

Tabel 5. 10 Spesifikasi *cooling tower* utilitas

Kode Alat	(CT-01)
Nama Alat	<i>Cooling Tower</i>
Fungsi	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan oleh alat proses dengan media pendingin udara
Jenis	<i>Induced Draft Cooling Tower</i>
Spesifikasi	
Panjang (m)	2,7346
Lebar (m)	2,7346
Tinggi (m)	15,5794

Tabel 5. 11 Spesifikasi blower *cooling tower* utilitas

Kode Alat	(BL-01)
Nama Alat	<i>Blower Cooling Tower</i>
Fungsi	Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan
Jenis	<i>Centrifugal Blower</i>
Spesifikasi	

Kapasitas (m ³ /jam)	177.214,6537
Efisiensi	89%
<i>Power Motor</i> (Hp)	30

Tabel 5. 12 Spesifikasi daereator

Kode Alat	(DE-01)
Nama Alat	Daereator
Fungsi	Menghilangkan gas CO ² dan O ² terikat dalam <i>feed water</i> yang menyebabkan kerak pada <i>reboiler</i>
Jenis	Tangki silinder
Spesifikasi	
Kapasitas (kg/jam)	2.335,3583
Diameter (m)	2,4261
Tinggi (m)	4,8522
Volume (m ³)	11,2097

Tabel 5. 13 Spesifikasi bak utilitas

Kode Alat	BU-01	BU-02	BU-03	BU-04
Nama Alat	Bak Pengendapan Awal	Bak Pengendap 2	Bak Penampungan Sementara	Bak Air Pendingin
Fungsi	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air	Mengendapkan endapan berbentuk flok yang terbawa air dari sungai dengan proses flokulasi	Menampung sementara <i>raw water</i> setelah disaring di <i>sand filter</i>	Menampung air untuk kebutuhan <i>cooling tower</i>
Jenis	Bak persegi	Bak persegi	Bak persegi	Bak persegi
Bahan	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang
Spesifikasi				
Kapasitas (m ³ /jam)	363,0179	327,6237	246,1911	241,4766
Panjang (m)	16,3319	15,7829	8,3913	24,0491
Lebar (m)	16,3319	15,7829	8,3913	24,0491
Tinggi (m)	8,1659	7,8914	4,1956	12,0246

Tabel 5. 14 Spesifikasi tangki utilitas

Kode Alat	TU-01	TU-02	TU-03	TU-04	TU-05
Nama Alat	Tangi Flokulator	Tangi Larutan Alum = Tawas	Tangi Larutan CaOH	Tangi Klorinasi	Tangi Penyimpanan Kaporit
Fungsi	Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan	Menyimpan larutan Alum 5% untuk 1 minggu operasi	Menyimpan larutan CaOH 5% selama 1 minggu operasi	Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air	Menampung kebutuhan kaporit selama 1 minggu
Jenis	Tangi silinder berpengaduk	Tangi silinder	Tangi silinder	Tangi silinder	Tangi silinder
Bahan	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Spesifikasi					
Tinggi (m)	7,5998	3,6228	8,7223	1,3668	0,1095
Diameter (m)	7,5998	1,8114	2,1806	1,3668	0,1095
Volume (m ³)	344,5742	9,3310	16,2782	2,0043	0,00103
Jenis <i>Impeller</i>	<i>Marine Propeller</i>	-	-	-	-
Jumlah <i>Impeller</i>	1	-	-	-	-
<i>Power Motor</i> (Hp)	0,5	-	-	-	-

Kode Alat	TU-06	TU-07	TU-08	TU-09	TU-10
Nama Alat	Tangi Air Bersih	Tangi Air <i>Service</i>	Tangi Air Bertekanan	Tangi NaCl	Tangi NaOH
Fungsi	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga	Menampung air untuk keperluan layanan umum	Menampung air bertekanan untuk keperluan layanan umum	Menampung larutan NaCl untuk meregenerasi Kation <i>Exchanger</i>	Menampung larutan NaOH untuk meregenerasi Anion <i>Exchanger</i>
Jenis	Tangi silinder tegak	Tangi silinder tegak	Tangi silinder tegak	Tangi silinder	Tangi silinder
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Spesifikasi					
Tinggi (m)	3,9424	2,7764	2,7764	1,1566	1,4854
Diameter (m)	3,9424	2,7764	2,7764	1,1566	1,4854
Volume (m ³)	48,1024	16,8000	16,8000	1,2146	2,5729
Jenis <i>Impeller</i>	-	-	-	-	-
Jumlah <i>Impeller</i>	-	-	-	-	-
<i>Power Motor</i> (Hp)	-	-	-	-	-

Kode Alat	TU-11	TU-12	TU-13
Nama Alat	Tangi Air Demin	Tangki N ₂ H ₄	Tangki Umpan <i>Boiler</i>
Fungsi	Menampung air bebas mineral sebagai air proses dan air umpan <i>boiler</i>	Menyimpan larutan N ₂ H ₄ yang nantinya akan dicampurkan ke daereator	Mencampur kondensat sirkulasi dan <i>make-up water</i> umpan <i>boiler</i> sebelum dibangkitkan sebagai <i>steam</i> dalam <i>boiler</i>
Jenis	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Spesifikasi			
Tinggi (m)	4,4085	3,8722	1,5283
Diameter (m)	4,4085	1,9361	1,5283
Volume (m ³)	67,2583	5,6972	2,8024
Jenis <i>Impeller</i>	-	-	-
Jumlah <i>Impeller</i>	-	-	-
<i>Power Motor</i> (Hp)	-	-	-

Tabel 5. 15 Spesifikasi pompa utilitas

Kode Alat	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05
Fungsi	Mengalirkan air dari sungai menuju <i>Screening</i> (FU-01)	Mengalirkan air sungai dari <i>Screening</i> (FU-01) ke Bak Pengendap Awal (BU-01)	Mengalirkan air sungai dari Bak Pengendapan (BU-01) ke Tangki Flokulator (TU-01)	Mengalirkan larutan alum dari Tangki Alum (TU-01) ke Tangki Flokulator (TU-01)	Mengalirkan larutan CaOH dari Tangki CaOH (TU-03) ke Tangki Flokulator (TU-01)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas (gpm)	1.694,2024	1.609,4923	1.529,0177	41,1086	0,4493
Ukuran Pipa					
IPS (in)	14	12	12	1	0,375
No. Sch	40	40	30	40	40
OD (in)	14	12,75	12,75	1,32	0,675
ID (in)	13,25	12,09	12,09	1,05	0,49
Efisiensi Pompa	80%	80%	85%	25%	20%
Power <i>Pompa</i> (Hp)	6,21	15,34	12,31	0,0383	0,015
Power <i>Motor</i> (Hp)	7,5	20	15	0,050	0,050

Kode Alat	PU-06	PU-07	PU-08	PU-09	PU-10
Fungsi	Mengalirkan larutan dari Tangki Flokulator (TU-01) ke Tangki <i>Clarifier</i> (K1-01)	Mengalirkan air dari Tangki <i>Clarifier</i> (K1-01) ke Bak Pengendap 2 (BU-02)	Mengalirkan air dari Bak Pengendap 2 (BU-02) ke <i>Sand Filter</i> (FU-02)	Mengalirkan air dari <i>Sand Filter</i> (FU-02) ke Bak Penampung Sementara (BU-03)	Mengalirkan air dari Bak Penampung Sementara (BU-03) menuju Area Kebutuhan Air
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas (gpm)	1.529,0177	1.529,0177	1.452,5668	1.379,9385	1.310,9415
Ukuran Pipa					
IPS (in)	12	12	12	12	12
No. Sch	30	30	30	30	30
OD (in)	12,75	12,75	12,75	12,75	12,75
ID (in)	12,09	12,09	12,09	12,09	12,09
Efisiensi Pompa	85%	83%	82%	85%	80%
Power Pompa (Hp)	21,3960	12,93	3,79	6,30	6,29
Power Motor (Hp)	25	15	5	7,5	7,5

Kode Alat	PU-11	PU-12	PU-13	PU-14	PU-15
Fungsi	Mengalirkan kaporit dari Tangki Kaporit (TU-05) ke Tangki Klorinasi (TU-04)	Mengalirkan air dari Tangki Klorinasi (TU-04) ke Tangki Air Bersih (TU-06)	Mengalirkan air dari Tangki Air Bersih (TU-06) ke Area Kebutuhan Domestik	Mengalirkan air dari Tangki <i>Service</i> (TU-07) ke Tangki Air Bertekanan (TU-08)	Mengalirkan air dari Tangki Air Bertekanan (TU-08) ke Area Kebutuhan <i>Service</i>
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas (gpm)	0,0107	8,8938	8,8938	3,1062	3,1062
Ukuran Pipa					
IPS (in)	0,125	1,25	1,25	0,75	0,75
No. Sch	40	40	40	40	40
OD (in)	0,405	1,66	1,66	1,05	1,05
ID (in)	0,27	1,38	1,38	0,82	0,82
Efisiensi Pompa	20%	20%	20%	20%	20%
Power <i>Pompa</i> (Hp)	0,0001	0,1553	0,1553	0,0406	0,0404
Power <i>Motor</i> (Hp)	0,0500	0,2500	0,2500	0,0500	0,0500

Kode Alat	PU-16	PU-17	PU-18	PU-19	PU-20
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak Air Pendingin (BU-04) ke <i>Cooling Tower</i> (CT-01)	Mengalirkan air dari <i>Cooling Tower</i> (CT-01) ke <i>Recycle</i> Bak Air Pendingin (BU-04)	Mengalirkan air dari Tangki Penampungan NaCl (TU-09) ke Mixed Bed (MB-01)	Mengalirkan air dari Tangki Penampungan NaOH (TU-10) ke <i>Mixed Bed</i> (MB-01)	Mengalirkan air dari Mixed Bed (MB-01) ke Tangki Air Demin (TU-12)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas (gpm)	1.285,8375	1.285,8375	0,4162	0,8816	12,4355
Ukuran Pipa					
IPS (in)	12	12	0,375	0,5	1,5
No. Sch	30	30	40	40	40
OD (in)	12,75	12,75	0,675	0,84	1,9
ID (in)	12,09	12,09	0,49	0,62	1,61
Efisiensi Pompa	85%	85%	20%	20%	20%
Power Pompa (Hp)	4,0081	15,5794	0,0050	0,0055	0,2407
Power Motor (Hp)	5	20	0,0500	0,0500	0,3333

Kode Alat	PU-21	PU-22	PU-23	PU-24	PU-25
Fungsi	Mengalirkan air dari Tangki Air Demin (TU-12) ke Daereator (DE-01)	Mengalirkan <i>hydrazine</i> dari Tangki N ₂ H ₄ (TU-11) ke Daereator (DE-01)	Mengalirkan air dari Daereator (DE-01) ke <i>Boiler</i> 1 (BO-01)	Mengalirkan air dari Daereator (DE-01) ke <i>Boiler</i> 2 (BO-02)	Mengalirkan air dari Tangki Air Demin (TU-11) ke Area Kebutuhan Proses
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas (gpm)	12,4355	0,0004	24,8711	24,8711	12,4355
Ukuran Pipa					
IPS (in)	1,5	0,125	2	2	1,5
No. Sch	40	40	40	40	40
OD (in)	1,9	0,405	2,38	2,38	1,9
ID (in)	1,61	0,27	2,07	2,07	1,61
Efisiensi Pompa	20%	20%	20%	20%	20%
Power Pompa (Hp)	0,2634	0,00001	0,2091	0,1732	0,2634
Power Motor (Hp)	0,3333	0,0500	0,2500	0,2500	0,3333

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (*estimation*) tentang keberhasilan investasi modal dalam produksi pabrik. Analisis ini mencakup evaluasi kebutuhan modal investasi, estimasi laba yang dapat diperoleh, waktu pengembalian modal, dan titik impas dimana total biaya produksi sama dengan pendapatan yang dihasilkan.

Oleh karena itu, pada pra rancangan pabrik biodiesel ini dilakukan evaluasi ekonomi terhadap suatu pabrik dengan tujuan untuk menentukan apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk dibangun. Beberapa faktor yang harus diperhatikan dalam melakukan evaluasi ekonomi adalah:

1. Modal (*Capital Investment*)
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 - a. Biaya Produksi Langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Produksi Tak Langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 - c. Biaya Produksi Tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
3. Pengeluaran Umum (*General Expenses*)
4. Analisa Keuntungan
5. Analisa Kelayakan

- a. *Percent Return on Investment (ROI)*
- b. *Pay Out Time (POT)*
- c. *Break Event Point (BEP)*
- d. *Shut Down Point (SDP)*
- e. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

6.1 Penaksiran Harga Alat

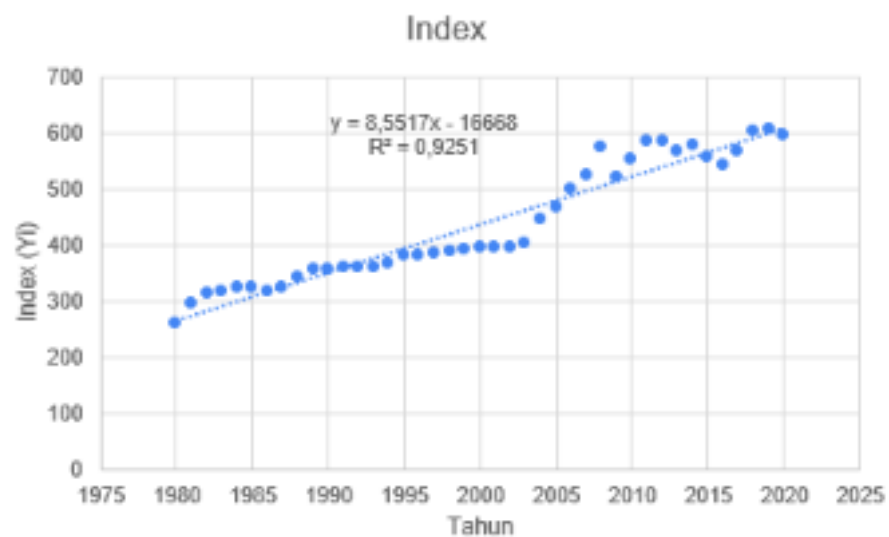
Harga peralatan proses pada tiap alat dipengaruhi oleh kondisi ekonomi yang sedang terjadi. Setiap tahunnya, harga peralatan dapat berubah-ubah naik atau turun tergantung kondisi ekonomi yang sedang terjadi, sehingga akan sulit untuk menentukan harga peralatan secara pasti. Salah satu cara untuk memperkirakan harga peralatan adalah dengan menggunakan indeks harga peralatan operasi pada tahun tersebut sebagai acuan. Data indeks harga dapat dilihat pada tabel 6.1.

Tabel 6. 1 Indeks harga alat

Tahun	Indeks	Tahun	Indeks	Tahun	Indeks
1980	261	1995	381,1	2010	550,8
1981	297	1996	381,7	2011	585,7
1982	314	1997	386,5	2012	584,6
1983	317	1998	389,5	2013	567,3
1984	323	1999	390,6	2014	576,1
1985	325	2000	394,1	2015	556,8
1986	318	2001	394,3	2016	541,7
1987	324	2002	395,6	2017	567,1

1988	343	2003	402	2018	603,1
1989	355	2004	444,2	2019	607,5
1990	356	2005	468,2	2020	596,2
1991	361,3	2006	499,6	2021	776,3
1992	358,2	2007	525,4	2022	623,5
1993	359,2	2008	575,4	2023	632,1
1994	368,1	2009	521,9		

Berdasarkan data di atas, dengan asumsi kenaikan indeks linear, maka dapat diturunkan persamaan *least square* sehingga didapatkan grafik hasil *plotting* data:



Gambar 6. 1 Grafik indeks harga

Sehingga dari grafik di atas, didapatkan persamaan regresi linear sebagai berikut:

$$y = 8,5517x - 16.668$$

Pabrik biodiesel dengan kapasitas 50.000 ton/tahun direncanakan akan dibangun tahun 2028, maka dari persamaan regresi linear diperoleh indeks

sebesar 674,848. Harga-harga alat dan lainnya akan diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga berdasarkan referensi. (Peters *and* Timmerhaus, 1990) & (Aries *and* Newton, 1995). Oleh karena itu, harga alat dapat dicari menggunakan persamaan:

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

Dimana:

Ex = Harga pembelian pada tahun 2028

Ey = Harga pembelian pada tahun referensi 2014

Nx = Indeks harga pada tahun 2028

Ny = Indeks harga pada tahun referensi 2014

Berdasarkan rumus, didapatkan hasil perhitungan alat sebagai berikut:

Tabel 6. 2 Harga alat proses

Nama alat	Kode Alat	Jumlah	Ey	Ex
			2014	2028
Tangki H ₂ SO ₄	T-01	1	\$84.900,00	\$99.452,46
Tangki CH ₃ OH	T-02	1	\$866.900,00	\$1.015.492,77
Tangki PFAD	T-03	1	\$752.400,00	\$881.366,66
Tangki NaOH	T-04	1	\$84.900,00	\$99.452,46
Tangki Biodiesel	T-05	1	\$811.500,00	\$950.596,82
<i>Mixer</i>	M-01	1	\$232.600,00	\$272.469,28
Reaktor	R-01	2	\$26.000	30.456.58
<i>Neutralizer</i>	N-01	1	\$294.900,00	\$345.447,94

Nama alat	Kode Alat	Jumlah	Ey	Ex
			2014	2028
<i>Decanter 1</i>	DC-01	1	\$176.400,00	\$206.636,20
<i>Decanter 2</i>	DC-02	1	\$139.000,00	\$162.825,58
<i>Washing Tower</i>	WT-01	1	\$202.100,00	\$236.741,36
Menara Distilasi	MD-01	1	\$39.700,00	\$46.504,86
<i>Condensor</i>	CD-01	1	\$50.200,00	\$58.804,63
<i>Reboiler</i>	RB-01	1	\$44.000,00	\$51.541,91
<i>Accumulator</i>	ACC-01	1	\$15.500,00	\$18.156,81
<i>Heater 1</i>	HE-02	1	\$3.200,00	\$3.748,50
<i>Heater 2</i>	HE-03	1	\$3.700,00	\$4.334,21
<i>Cooler 1</i>	CL-01	1	\$3.300,00	\$3.865,64
<i>Cooler 2</i>	CL-02	1	\$2.900,00	\$3.397,08
Pompa 1	P-01	1	\$25.100,00	\$29.402,32
Pompa 2	P-02	1	\$34.000,00	\$39.827,84
Pompa 3	P-03	1	\$25.100,00	\$29.402,32
Pompa 4	P-04	1	\$35.600,00	\$41.702,09
Pompa 5	P-05	1	\$35.600,00	\$41.702,09
Pompa 6	P-06	1	\$35.600,00	\$41.702,09
Pompa 7	P-07	1	\$32.800,00	\$38.422,15
Pompa 8	P-08	1	\$25.100,00	\$29.402,32
Pompa 9	P-9	1	\$32.800,00	\$38.422,15
Pompa 10	P-10	1	\$32.800,00	\$38.422,15
Pompa 11	P-11	1	\$34.000,00	\$39.827,84
Pompa 12	P-12	1	\$34.000,00	\$39.827,84
Pompa 13	P-13	1	\$32,800.00	\$38,422.15
Total				\$4,977,777.11

Tabel 6. 3 Harga alat utilitas

Nama alat	Kode Alat	Jumlah	Ey	Ex
			2014	2028
<i>Screening</i>	FU-01	1	\$13.700,00	\$16.048,28
Bak Pengendap Awal	BU-01	1	\$297.200,00	\$348.142,17
Tangki Flokulator	TU-01	1	\$96.500,00	\$113.040,78
Tangki Alum	TU-02	1	\$8.600,00	\$10.074,10
Tangki CaOH	TU-03	1	\$12.300,00	\$14.408,31
<i>Clarifier</i>	KL-01	1	\$227.200,00	\$266.143,68
Bak Pengendap 2	BU-02	1	\$278.000,00	\$325.651,16
Bak <i>Sand Filter</i>	FU-02	1	\$25.400,00	\$29.753,74
Bak Penampung Sementara	BU-03	1	\$88.400,00	\$103.552,38
Tangki Klorinasi	TU-04	1	\$4.600,00	\$5.338,47
Tangki Kaporit	TU-05	1	\$100,00	\$117,14
Tangki Air Bersih	TU-06	1	\$44.100,00	\$51.659,05
Tangki Air <i>Service</i>	TU-07	1	\$30.300,00	\$35.493,63
Tangki Air Bertekanan	TU-08	1	\$30.300,00	\$35.493,63
Bak Air Pendingin	BU-04	1	\$632.300,00	\$740.680,68
<i>Cooling Tower</i>	CT-01	1	\$5.600,00	\$6.559,88
<i>Blower</i>	BL-01	1	\$220.800,00	\$258.680,68
<i>Mixed Bed</i>	MB-01	1	\$7.000,00	\$8.199,85
Tangki NaCl	TU-09	1	\$3.700,00	\$4.334,21
Tangki NaOH	TU-10	1	\$15.100,00	\$17.688,25
Daerator	DE-01	1	\$13.100,00	\$15.345,43
Tangki N ₂ H ₄	TU-11	1	\$8.900,00	\$10.425,52
Tangki Air Demin	TU-12	1	\$48.200,00	\$56.461,82

Nama alat	Kode Alat	Jumlah	Ey	Ex
			2014	2028
Tangki Umpan <i>Boiler</i>	TU-13	1	\$6.000,00	\$7.028,44
<i>Boiler 1</i>	BO-01	1	\$226.500,00	\$265.323,70
<i>Boiler 2</i>	BO-02	1	\$255.400,00	\$299.177,36
Pompa Utilitas 1	PU-01	1	\$42.800,00	\$50.136,22
Pompa Utilitas 2	PU-02	1	\$42.800,00	\$50.136,22
Pompa Utilitas 3	PU-03	1	\$38.700,00	\$45.333,45
Pompa Utilitas 4	PU-04	1	\$25.700,00	\$30.105,16
Pompa Utilitas 5	PU-05	1	\$22.600,00	\$26.473,80
Pompa Utilitas 6	PU-06	1	\$38.700,00	\$45.333,45
Pompa Utilitas 7	PU-07	1	\$38.700,00	\$45.333,45
Pompa Utilitas 8	PU-08	1	\$38.700,00	\$45.333,45
Pompa Utilitas 9	PU-09	1	\$38.700,00	\$45.333,45
Pompa Utilitas 10	PU-10	1	\$38.700,00	\$45.333,45
Pompa Utilitas 11	PU-11	1	\$20.500,00	\$24.013,84
Pompa Utilitas 12	PU-12	1	\$26.900,00	\$31.510,85
Pompa Utilitas 13	PU-13	1	\$26.900,00	\$31.510,85
Pompa Utilitas 14	PU-14	1	\$24.700,00	\$28.933,75
Pompa Utilitas 15	PU-15	1	\$24.700,00	\$28.933,75
Pompa Utilitas 16	PU-16	1	\$38.700,00	\$45.333,45
Pompa Utilitas 17	PU-17	1	\$38.700,00	\$45.333,45
Pompa Utilitas 18	PU-18	1	\$22.600,00	\$26.473,80
Pompa Utilitas 19	PU-19	1	\$23.600,00	\$27.645,21
Pompa Utilitas 20	PU-20	1	\$27.600,00	\$32.330,83
Pompa Utilitas 21	PU-21	1	\$27.600,00	\$32.330,83
Pompa Utilitas 22	PU-22	1	\$20.500,00	\$24.013,84
Pompa Utilitas 23	PU-23	1	\$28.800,00	\$33.736,52
Pompa Utilitas 24	PU-24	1	\$28.800,00	\$33.736,52

Nama alat	Kode Alat	Jumlah	Ey	Ex
			2014	2028
Pompa Utilitas 25	PU-25	1	\$27.600,00	\$32.330,83
<i>Compressor</i>	KU-01	1	\$8.300,00	\$9.722,68
Tangki Bahan Bakar	TU-14	1	\$29.600,00	\$34.673,65
Total				\$3.996.255,14

6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi = 50.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari kerja
= 7.920 jam

Umur alat = 10 tahun

Kurs mata uang (1 US\$) = Rp 16.404,00 (per Juni 2024)

Tahun pabrik didirikan = 2028

UMR Kota Surabaya = Rp 5.753.660,00 (Tahun 2028)

Komposisi jumlah buruh = domestik : asing = 19 : 1

Tenaga Indonesia = 95%

Tenaga Asing = 5%

Upah buruh domestik = Rp.20.000,00/*manhour*

Upah buruh asing = US\$ 10/*manhour*

6.3 Komponen Biaya

6.1.1 Modal (Capital Investment)

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

a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

Tabel 6. 4 *Physical plant cost* (PPC)

<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
Purchased Equipment Cost	Rp147,210,025,018	\$8,974,032
Delivered Equipment Cost	Rp36,802,506,255	\$2,243,508
Instalasi cost	Rp63,300,310,758	\$3,858,834
Pemipaan	Rp126,600,621,516	\$7,717,668
Instrumentasi	Rp44,163,007,505	\$2,692,210
Insulasi	Rp11,776,802,001	\$717,923
Listrik	Rp22,081,503,753	\$1,346,105
Bangunan	Rp32,844,000,000	\$2,002,195
Land & Yard Improvement	Rp31,833,000,000	\$1,940,563
Total	Rp516,611,776,805	\$31,493,037

Tabel 6. 5 *Direct plant cost* (DPC)

<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
Engineering & Construction	Rp103,322,355,361	\$6,298,607.37
DPC	Rp619,934,132,166	\$37,791,644.24

Tabel 6. 6 *Fixed capital investment* (FCI)

<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya, \$
Direct Plant Cost	Rp619,934,132,166	\$37,791,644.24
Contractor's fee	Rp24,797,365,287	\$1,511,665.77
Contingency	Rp61,993,413,217	\$3,779,164.42
Jumlah	Rp706,724,910,670	\$43,082,474.44

b. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

Tabel 6. 7 *Working capital investment* (WCI)

Tipe of Working Capital	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Raw Material Inventory</i>	Rp49,528,531,644	\$3,019,296.00
<i>Inproses Onventory</i>	Rp56,672,752,388	\$3,454,813.00
<i>Product Inventory</i>	Rp113,345,504,775	\$6,909,625.99
<i>Extended Credit</i>	Rp165,831,818,182	\$10,109,230.56
<i>Available Cash</i>	Rp113,345,504,775	\$6,909,625.99
<i>Working Capital (WC)</i>	Rp498,724,111,764	\$30,402,591.55

6.1.2 Biaya Produksi (Manufacturing Cost)

Manufacturing Cost merupakan jumlah yang dibutuhkan untuk melakukan produksi suatu produk, *Manufacturing Cost* meliputi:

a. Biaya Produksi Langsung (*Direct Manufacturing Cost*)

Direct Manufacturing Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

Tabel 6. 8 *Direct manufacturing cost (DMC)*

<i>Type of Manufacturing Cost</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Raw Material</i>	Rp181,604,616,028	\$11,070,752.01
<i>Labor Cost</i>	Rp17,293,200,000	\$1,054,206.29
<i>Supervisory Cost</i>	Rp2,593,980,000	\$158,130.94
<i>Maintenance Cost</i>	Rp35,336,245,533	\$2,154,123.72
<i>Plant Supplies Cost</i>	Rp5,300,436,830	\$323,118.56
<i>Royalty and Patents Cost</i>	Rp18,241,500,000	\$1,112,015.36
<i>Utilities Cost</i>	Rp13,404,674,717	\$817,158.91
Total	Rp273,774,653,109	\$16,689,505.80

b. Biaya Produksi Tak Langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)

Indirect Manufacturing Cost adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

Tabel 6. 9 *Indirect manufacturing cost (IMC)*

<i>Type of Manufacturing Cost</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Payroll Overhead</i>	Rp3,458,640,000	\$210,841.26
<i>Laboratory</i>	Rp2,593,980,000	\$158,130.94
<i>Plant Overhead</i>	Rp10,375,920,000	\$632,523.77
<i>Packaging & Shipping</i>	Rp48,644,000,000	\$2,965,374.30
<i>Shipping</i>	Rp6,080,500,000	\$370,671.79
Total	Rp71,153,040,000	\$4,337,542.06

c. Biaya Produksi Tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)

Fixed Manufacturing Cost adalah biaya-biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak/pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

Tabel 6. 10 *Fixed manufacturing cost (FMC)*

<i>Type of Manufacturing Cost</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Depreciation</i>	Rp56,537,992,854	\$3,446,597.95
<i>Property Taxes</i>	Rp7,067,249,107	\$430,824.74
<i>Insurance</i>	Rp7,067,249,107	\$430,824.74
Total	Rp70,672,491,067	\$4,308,247.44

Tabel 6. 11 *Manufacturing cost*

<i>Type of Manufacturing Cost</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp273,774,653,109	\$16,689,505.80
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp71,153,040,000	\$4,337,542.06
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp70,672,491,067	\$4,308,247.44
Total	Rp415,600,184,176	\$25,335,295.30

6.1.3 Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

General Expenses merupakan pengeluaran umum yang meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

Tabel 6. 12 *General expenses*

<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Administration</i>	Rp20,780,009,209	\$1,266,764.77
<i>Sales Expense</i>	Rp12,468,005,525	\$760,058.86
<i>Research</i>	Rp11,636,805,157	\$709,388.27
<i>Finance</i>	Rp36,163,470,673	\$2,204,551.98
Total	Rp81,048,290,564	\$4,940,763.87

Tabel 6. 13 Total production cost

<i>Type of Production Cost</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Manufacturing Cost</i>	Rp415,600,184,176	\$25,335,295.30
<i>General Expenses</i>	Rp81,048,290,564	\$4,940,763.87
Total	Rp496,648,474,740	\$30,276,059.18

6.1.4 Analisa Keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total Penjualan : Rp 608.050.000.000,00

Total *Production Cost* : Rp 496.648.474.740,00

Keuntungan : Total penjualan – total biaya produksi
: Rp 111.401.525.260,00

b. Keuntungan Setelah Pajak

Pajak 20% dari keuntungan : Rp 22.280.305.052,00

Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak - pajak
: Rp 89.121.220.208,00

6.1.5 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan bertujuan untuk mengetahui laba yang didapat agar mendapatkan keuntungan maksimum dan dapat melihat besar atau kecil hasil keuntungan, agar bisa dikategorikan pabrik yang potensial atau tidak potensial dari segi ekonomi. Ada beberapa cara yang dapat dilakukan untuk melihat kelayakan suatu pabrik, antara lain:

a. *Return on Investment (ROI)*

Return on Investment adalah besarnya keuntungan yang diperoleh setiap tahun berdasarkan pada kecepatan pengembalian modal

tetap. Untuk *industrial chemical product* dengan *high risk* nilai ROI minimal 44% sebelum pajak dan *low risk* 11% sebelum pajak (Aries and Newton, 1955).

$$ROI_b = \frac{\textit{Profit before taxes}}{\textit{Fixed capital investment}} \times 100\%$$

$$ROI_a = \frac{\textit{Profit after taxes}}{\textit{Fixed capital investment}} \times 100\%$$

ROI_b = ROI sebelum pajak

$$= 15,76\%$$

ROI_a = ROI setelah pajak

$$= 12,61\%$$

b. *Pay Out Time* (POT)

Pay Out Time merupakan waktu yang diperlukan pengembalian modal berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan kembali.

$$\text{POT sebelum pajak} = \frac{\textit{Fixed capital investment}}{\textit{Profit before taxes} + \textit{Depreasiasi}}$$

$$\text{POT setelah pajak} = \frac{\textit{Fixed capital investment}}{\textit{Profit after taxes} + \textit{Depreasiasi}}$$

Untuk industri kimia dengan *high risk* nilai POT maksimal 2 tahun dan *low risk* maksimal 5 tahun setelah pajak (Aries and Newton, 1955).

POT_b = POT sebelum pajak

$$= 4,2 \text{ tahun}$$

$POT_a = POT$ setelah pajak

= 4,9 tahun

c. *Break Even Point* (BEP)

Break Even Point adalah titik impas (kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan atau kerugian). Kapasitas produksi saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan untung jika beroperasi di atasnya.

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

Dimana:

$Fa = \text{Annual Fixed Manufacturing Cost}$ pada produksi maksimum

$Ra = \text{Annual Regulated Expenses}$ pada produksi maksimum

$Va = \text{Annual Variable Value}$ pada produksi maksimum

$Sa = \text{Annual Sales Value}$ pada produksi maksimum

Tabel 6. 14 *Annual fixed manufacturing cost* (Fa)

Komponen	Harga (US\$)	Harga (Rp)
<i>Depreciation</i>	\$3,446,598	Rp56,537,992,854
<i>Property Taxes</i>	\$430,825	Rp7,067,249,107
<i>Insurance</i>	\$430,825	Rp7,067,249,107
Total	\$4,308,247	Rp70,672,491,067

Tabel 6. 15 *Annual regulated expenses* (Ra)

Komponen	Harga (US\$)	Harga (Rp)
Gaji Karyawan	\$1,054,206	Rp17,293,200,000
<i>Payroll Overhead</i>	\$210,841	Rp3,458,640,000

<i>Plant Overhead</i>	\$632,524	Rp10,375,920,000
<i>Supervise</i>	\$158,131	Rp2,593,980,000
<i>Laboratory</i>	\$158,131	Rp2,593,980,000
<i>General Expenses</i>	\$4,940,764	Rp81,048,290,564
<i>Maintenance</i>	\$2,154,124	Rp35,336,245,533
<i>Plant Supplies</i>	\$323,119	Rp5,300,436,830
Total	\$9,631,839	Rp158,000,692,927

Tabel 6. 16 *Annual variable value (Va)*

Komponen	Harga (US\$)	Harga (Rp)
<i>Raw Material</i>	\$11,070,752.01	Rp181,604,616,028
<i>Packaging</i>	\$2,965,374.30	Rp48,644,000,000
<i>Shipping</i>	\$370,671.79	Rp6,080,500,000
<i>Utilities</i>	\$817,158.91	Rp13,404,674,717
<i>Royalties and Patens</i>	Rp18,241,500,000	\$1,112,015.36
Total	Rp608,050,000,000	\$16,335,972.37

Tabel 6. 17 *Annual sales value (Sa)*

Komponen	Harga (US\$)	Harga (Rp)
<i>Annual Sales Value</i>	\$37.067.179	Rp608.050.000.000
Total	\$37.067.179	Rp608.050.000.000

Nilai BEP pada pabrik kimia umumnya berada pada *range* 40% - 60%. Dengan menggunakan data yang sudah didapatkan pada tabel di atas, didapatkan nilai BEP sebesar:

$$\text{BEP} = 51,45 \%$$

d. *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point adalah suatu titik dimana pabrik mengalami kerugian sebesar *fixed cost* yang menyebabkan pabrik harus ditutup (Aries and Newton, 1955). Keadaan ini terjadi apabila *output* turun sampai di bawah BEP sehingga biaya untuk melanjutkan pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*. SDP pabrik kimia umumnya adalah 20% - 30%.

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

$$SDP = 20,66 \%$$

e. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Discounted Cash Flow Rate adalah *interest rate* yang diperoleh Ketika seluruh modal yang ada digunakan semuanya untuk proses produksi. DCF dari suatu pabrik dinilai menguntungkan jika melebihi satu setengah kali bunga pinjaman bank. DCFR dapat dihitung dengan metode *Present Value Analysis*.

$$\begin{aligned} & (FC + WC)(1 + i)^n - SV - WC \\ & = CF[(1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \dots + (1 + i) + 1] \end{aligned}$$

Dimana:

n = Umur pabrik 10 tahun

FCI = Rp706,724,910,669.7530

$$WC = \text{Rp}498,724,111,763.6830$$

$$SV = \text{Rp}70,672,491,066.9753$$

$$i = \text{Interest/DCFR} = 0,1404$$

Dari trial and error, diperoleh nilai DCFR = 14,04 % dengan minimum nilai DCFR = 9,38 %

Kesimpulan: Memenuhi syarat

$$\text{Suku bunga bank Indonesia 2028} = 1,5 \times 6,5\%$$

$$= 9,38 \%$$

(Didasarkan pada suku bunga acuan di bank saat ini = 6,5 %)

6.4 Analisa Resiko Pabrik

Pabrik biodiesel dari *Palm Fatty Acid Distillate* dengan kapasitas 50.000 ton/tahun dapat digolongkan sebagai pabrik beresiko rendah, hal ini dapat dilihat dari kondisi operasi dan bahan baku yang digunakan. Beberapa parameter diantaranya:

Tabel 6.18 Parameter penentuan analisa resiko

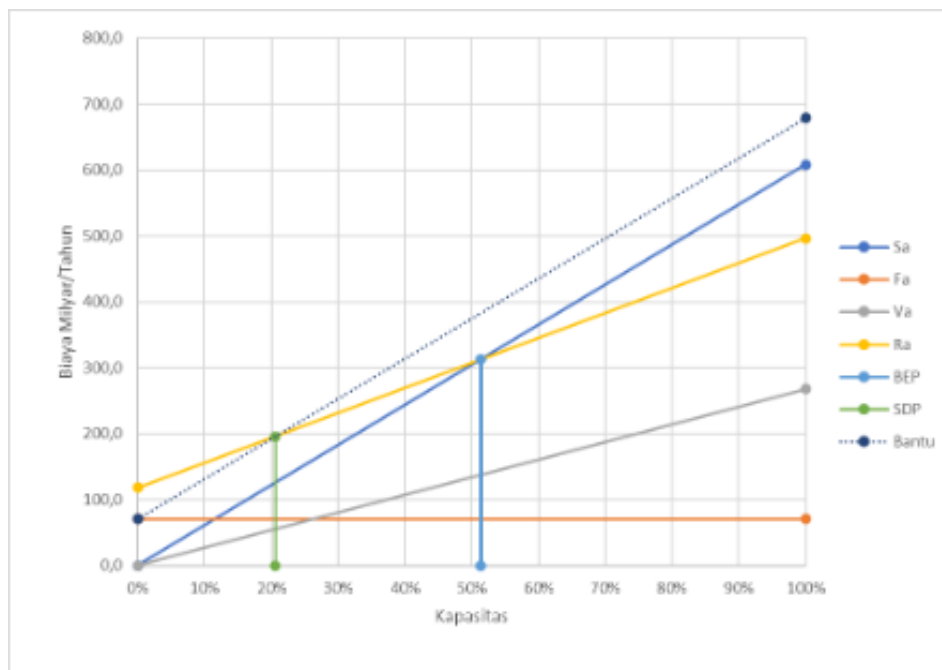
No.	Parameter	Deskripsi	Risk	
			High	Low
1.	Kondisi	Berjalan pada suhu 60°C		✓
	Operasi	Tekanan 1 atm		✓
2.	Karakteristik Bahan Baku	<i>Palm Fatty Acid Distillate</i> (PFAD)		✓
		Methanol	✓	
		Asam Sulfat	✓	
		NaOH	✓	

3.	Regulasi Pemerintah	Limbah yang dihasilkan		✓
4.	Lokasi Pabrik	Kabupaten Surabaya, Jawa Timur		✓

Berdasarkan Tabel 6.14 dapat disimpulkan bahwa perancangan pabrik biodiesel ini memiliki resiko yang rendah (*low risk*).

Berdasarkan Analisa di atas, dapat disimpulkan bahwa pabrik biodiesel dari Palm Fatty Acid Distillate (PFAD) dengan kapasitas 50.000 ton/tahun cenderung memiliki Tingkat resiko yang rendah hingga sedang, tergantung pada kepatuhan terhadap prosedur keamanan dan regulasi.

Dengan Analisa ekonomi, didapatkan grafik evaluasi ekonomi sebagai berikut:



Gambar 6. 2 Grafik analisis kelayakan

Fa	= <i>Annual Fixed Cost</i>
Va	= <i>Annual Variable Cost</i>
Ra	= <i>Annual Regulated Cost</i>
Sa	= <i>Annual Sales Cost</i>
SDP	= <i>Shut Down Point</i>
BEP	= <i>Break Event Point</i>

BAB VII

PENUTUP

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil dari perhitungan pra rancangan pabrik biodiesel dengan kapasitas 50.000 ton/tahun baik ditinjau secara teknis maupun ekonomi, maka dapat diambil kesimpulan bahwa:

- a. Pendirian pabrik biodiesel dengan kapasitas 50.000 ton/tahun memiliki tujuan untuk memenuhi kebutuhan biodiesel dalam negeri dan mengurangi ketergantungan impor serta dapat membuka lapangan pekerjaan dan meningkatkan pertumbuhan ekonomi.
- b. Pabrik biodiesel ini berbentuk Perseroan Terbatas (PT) yang didirikan di daerah Romokalisari, Kecamatan Benowo, Kota Surabaya, Provinsi Jawa Timur dengan luas tanah 22.500 m² dengan jumlah karyawan 196 orang.
- c. Dari segi evaluasi ekonomi serta analisis kelayakan, pabrik ini cukup menarik dan layak untuk didirikan dengan beberapa parameter kelayakan sebagai berikut ini:
 1. *Return Out Time* (ROI)
 - a) ROI sebelum pajak = 15,76%
 - b) ROI setelah pajak = 12,61%
 2. *Pay Out Time* (POT)
 - a) POT sebelum pajak = 4,2

b) POT setelah pajak = 4,9

Syarat POT maksimum sebelum pajak untuk pabrik dengan resiko rendah adalah 5 tahun.

3. *Break Event Point* (BEP)

Nilai BEP untuk pabrik pada umumnya berada pada rentang 40%-60%.

4. *Shur Down Point* (SDP) = 20,66%

5. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) = 14,04%

d. Hasil keseluruhan tinjauan yang dilakukan mulai dari tersedianya bahan baku, kondisi operasi proses dan hasil evaluasi ekonomi dapat disimpulkan bawah Pabrik Biodiesel dengan kapasitas 50.000 ton/tahun layal untuk didirikan.

7.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pabrik untuk didirikan diantaranya sebagai berikut:

- a. Perlu dilakukan optimasi pemilihan alat utama maupun alat penunjang serta bahan baku sehingga mengoptimalkan keuntungan yang di dapatkan.
- b. dalam perancangan pabrik kimia diperlukan adanya pengetahuan dan pemahaman yang didukung dengan adanya referensi dan pranalar lain yang berhubungan dengan konsep dasar pendirian suatu pabrik serta mempelajari lebih dalam terkait seluruh konsep dasar tersebut.

Harapannya akan menjadikan produk ini dapat direalisasikan sebagai sarana untuk kebutuhan dalam negeri dan ekspor keluar negeri dimasa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.

DAFTAR PUSTAKA

- Akinfalabi, S.I., Rashid, U., Yunus, R., and Taufiq-Yap, Y.H., 2017. *Synthesis of Biodiesel from Palm Fatty Acid Distillate Using Sulfonated Palm Seed Cake Catalyst*. *Renewable Energy*, Elsevier, vol. 111(C), pages 611-619.
- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1995. *Chemical Engineering Cost Estimation*., McGraw Hill Book Company Inc., New York.
- Bangun, O.V., and Wulandari, S., 2023. *Penerapan Program Biodiesel 3*. Buletin APBN Vol. VIII. Ed. 7.
- Brown, G.G., 1950. *Unit Operation*. John Wiley & Sons, Inc., New York.
- Brownell, L.E., and Young, E.H. 1959. *Process Equipment Design*, 1st Edition., Willey Eastern Ltd. New Delhi.
- Chong C.L., Kamarudin, Z., Lesieur, P., Marangoni, A., Bourgaux, C., and Ollivon, M., 2007. *Thermal and Structural Behaviour of Crude Palm Oil, Crystallisation at Very Slow Cooling Rate*. *European Journal of Lipid Science and Technology*, 109 (4), 410-421.
- chrome-extension://efaidnbmnnnibpcajpcglclefindmkaj/https://teknikelektrod3.itny.ac.id/wp-content/uploads/2020/08/3.-Makalah-KP-Andi-Frastiyo.pdf
- Drapcho, M.C., Nhuan Phu, Nghiem., and Walker, H.T., 2008. *Biofuels Engineering Process Technology*. The United States of America: Mc. Graw Hill Companies, Inc.

EBTKE, Humas. 2019. Pahami Istilah B20, B30, B100, BBN dalam Bioenergi.

(Kementrian Energi dan Sumber Daya Mineral)

Fessenden, R.J. and Fessenden, J.S., 1982. *Kimia Organik Edisi Ketiga Jilid 2*.

Diterjemahkan oleh Pudjaatmaka, A. H. Jakarta: Penerbit Erlangga.

<file:///C:/Users/HP/Downloads/47-Article%20Text-115-1-10-20210309.pdf>

<file:///C:/Users/HP/Downloads/div-class-2qs3tf-truncatedtext-module-wrapper->

<fg1km9p-classtruncatedtext-module-lineclamped-85ulhh-style-max->

lines5valve-dan-steam-trap-p-div_compress.pdf

Gaurav, A., Ng, F.T.T., and Rempel, G.L., 2016. *A New Green Process for*

Biodiesel Production from Waste Oils via Catalytic Distillation using a Solid Acid Catalyst - Modelling, Economic and Environmental Analysis.

Green Energy & Environment. (1); 62-74.

Geankoplis, C.J., 1993. *Transport Processes and Unit Operation*, 3rd ed., Prentice-

Hall International, Inc., New Jersey.

Hui, Y.H., 1996. *Bailey's Industrial Oil and Fat Product 5th Edition*. John Wilay

and Sons, Inc., New York.

Kern, D.Q., 1983. *Process Heat Transfer*. International Student Edition, McGraw-

Hill Book Company Japan Ltd., Tokyo.

Ketaren, S., 1986. *Pengantar Teknologi Minyak dan Lemak Pangan*. Universitas

Indonesia.

- Krik R.E, Othmer D.F., "Encyclopedia of Chemical Technology, " 3 rd, Vol.22, Mei Ya Publications, Inc. Taipe, pp. 191-198, 1945
- Lotero, E., Liu, Y., Lopez, D.E., Suwannakarn, K., Bruce, D.A., and Goodwin, J.G., Jr., 2005. *Synthesis of Biodiesel via Acid Catalysis*. Industrial & Engineering Chemistry Research, 44(14), 5353-5363.
- McCabe, W. L., Smith, J. C., and Harriott, P., 1993. *Unit Operations of Chemical Engineering*, 5th ed., McGraw-Hill Book Co., Singapore.
- Morrison R.T. and Boyd R.N., 2002. *Organic Chemistry*. New Delhi: Prentice – Hall of India.
- Nasution, M.A., dkk., 2007. *Pengaruh Penggunaan Bahan Bakar Biodiesel Sawit terhadap Konsumsi dan Emisi Mobil Diesel Tipe Common Rail*. Jurnal Penelitian Kelapa Sawit, 15(2): 91-102.
- National Biodiesel Board., 2003. *Biodiesel Production*. NBD, New York.
- Peters, M., and Timmerhaus, K., 1990. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 5th ed, McGraw Hill Book Company Inc., New York.
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D. 1980. *Plant Design and Economics for Chemical Engineer's*, 3rd Edition., Mc Graw Hill Book Company Inc., Singapore.
- Pinto, A.C., Guarieiro, L.L.N., Rezende, M.J.C., Ribeiro, N.M., Torres, E.A., Lopes, W.A., Pereira, P.A., and Andrade, J.B., 2005. *Biodiesel: An Overview*. J. Braz. Chem. Soc. 16 (6B), 1313-1330.

- Prihandana, R., Hendroko, R., Nuraimin., 2006. *Menghasilkan Biodiesel Murah, Mengatasi Polusi dan Kelangkaan BBM*. Agromedia. Jakarta.
- Rase, F. H., 1977. *Chemical Reactor Design for Process Plant*, vol. 1 & 2., John Wiley & Sons, New York.
- Rase, H. F. and Barrow, M. H., 1957. *Project Engineering of Process Plant*. John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Schuchardt, U.R. and S. Regerio, M.V., 1998. *Transesterification of Vegetable Oils: a review*. J. Braz. Chem. Soc. 9, 199-210. Shell, 2023.
- Sofiyah, and Agra, I.B. 1998. *Alkoholis Minyak Biji Nyamplung Memakai Katalisator Natrium Hidroksid dan Kalium Hidroksid*. Forum Teknik, 22(2).
- Susanto, B.N., 2008. *Sintesis Pelumas Dasar Bio Melalui Esterifikasi Asam Oleat Menggunakan Katalis Asam Heteropoli/Zeolit*. Prosiding Seminar Nasional Rekayasa Kimia dan Proses.
- Tim Departemen Teknologi Pertanian., 2005. *Proses Pembuatan Minyak Jarak Sebagai Bahan Bakar Alternatif*. Fakultas Pertanian USU Medan.

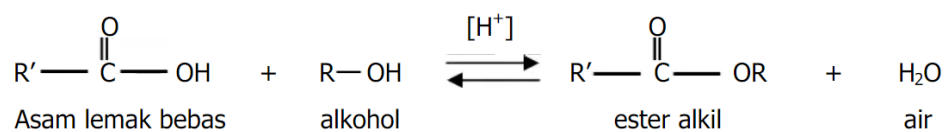
LAMPIRAN A
PERANCANGAN REAKTOR

REAKTOR 01

Kode	: R-01
Fase	: Cair – cair
Fungsi	: Mereaksikan <i>Palm Fatty Acid Distillate</i> dan methanol (CH ₃ OH) dengan bantuan katalis Asam Sulfat (H ₂ SO ₄) untuk menghasilkan
Jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan jaket pendingin
Bahan	: <i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Bentuk	: Tangki Silinder
Kondisi Operasi	: <i>Isothermal</i>
	Suhu : 60 °C
	Tekanan : 1 atm
	Waktu Reaksi : 1,08 menit
	Konversi : 97 %

A. Neraca Massa Reaktor

Reaktor reaksi di Reaktor adalah sebagai berikut:



Tabel Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	BM	mol (kmol/jam)	massa (kg/jam)
CH ₃ OH	32	258,1930	8.262,1746
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	228	0,0194	4,4192
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	256	12,5597	3.215,2778
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	282	10,5443	2.973,4848
C ₁₀ H ₂₀ O ₂	172	0,1285	22,0960
C ₁₅ H ₃₀ O ₂	242	0	0
C ₁₇ H ₃₄ O ₂	270	0	0
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	296	0	0
C ₁₁ H ₂₂ O ₂	186	0	0
H ₂ O	18	10,2517	184,5308
H ₂ SO ₄	98	1,6105	157,8283
NaOH	40	0	0
Na ₂ SO ₄	142	0	0
Total		293,3070	14819,8115

B. Densitas

Densitas komponen pada suhu: 60 °C / 333,15 K

Komponen	Densitas (kg/m ³)	massa (kg/jam)	fraksi massa (xi)	ρL campuran (kg/m ³)
<i>Methanol</i>	754,568	8.262,1746	0,5012	378,2231
Asam Miristat	860,105	4,4192	0,0003	0,2306
Asam Palmitat	855,286	3.215,2778	0,1951	166,8342
Asam Oleat	860,898	2.973,4848	0,1804	155,3004
Asam Dekanoat	871,471	22,0960	0,0013	1,1682
<i>Water</i>	979,681	1.848,0409	0,1121	109,8377
Asam Sulfat	1.795,0600	157,8283	0,0096	17,1878
Total	6.977,0690	16.483,3216	1	828,7820

C. Viskositas

Komponen	massa (kg/jam)	fraksi massa (xi)	μ	$\ln \mu$	$\ln \mu \cdot x_i$
<i>Methanol</i>	8.262,1746	0,5012	0,3603	-1,0208	-0,3678
Asam Miristat	4,4192	0,0003	7,6407	2,0335	15,5373
Asam Palmitat	3.215,2778	0,1951	9,5902	2,2607	21,6810
Asam Oleat	2.973,4848	0,1804	10,3200	2,3341	24,0877
Asam Dekanoat	22,0960	0,0013	3,5133	1,2566	4,4147
<i>Water</i>	1.848,0409	0,1121	0,4742	1,5565	7,3807
Asam Sulfat	157,8283	0,0096	8,7985	2,1746	19,1331
Total	16.483,3216	1	44,9650	10,5951	91,8666

Persamaan reaksi:



(Forum Teknik Jilid 1998, 22, No.2)

Lalu, persamaan kecepatan reaksinya:

$$-\frac{d(C_A)}{dt} = k_1 \cdot C_A \cdot C_B - k_2 \cdot C_D \cdot C_F \quad (2)$$

Kalau metanol yang dipakai berlebihan, maka persamaan (2) dapat ditulis dengan:

$$-\frac{d(C_A)}{dt} = kC_A \quad (3)$$

Dengan konversi asam X_A bagian dan konsentrasi awal asam C_{A0} , persamaan (3) diintegrasikan dengan batas $X_A = 0$ pada $t = t_0$ dan $X_A = X_A$ dan $t = t$, maka diperoleh:

$$-\ln(1 - X_A) = k(t - t_0) \quad (4)$$

Bila grafik hubungan $-\ln(1 - X_A)$ dengan waktu membentuk garis lurus, maka alkoholis *Palm Fatty Acid* dapat dianggap berorde satu semu terhadap asam, nilai k dihitung berdasarkan tangen arah.

Reaksi asam:



Reaksi Pembentukan	Asam Miristat	Metanol	Metil Miristat	Water
Mula-mula	0,0194	258,1930	0,0000	10,2517
Reaksi	0,0188	0,0188	0,0188	0,0188
Setimbang	0,0006	258,1742	0,0188	10,2705



Reaksi Pembentukan	Asam Palmitat	Metanol	Metil Palmitat	Water
Mula-mula	12,5597	258,1742	0,0000	10,2705
Reaksi	12,1829	12,1829	12,1829	12,1829
Setimbang	0,3768	245,9913	12,1829	22,4534



Reaksi Pembentukan	Asam Oleat	Metanol	Metil Oleat	Water
Mula-mula	10,5443	245,9913	0,0000	22,4534
Reaksi	10,2279	10,2279	10,2279	10,2279
Setimbang	0,3163	235,7633	10,2279	32,6813



Reaksi Pembentukan	Asam Dekanoat	Metanol	Metil Dekanoat	Water
--------------------	---------------	---------	----------------	-------

Mula-mula	0,1285	235,7633	0,0000	32,6813
Reaksi	0,1246	0,1246	0,1246	0,1246
Setimbang	0,0039	235,6387	0,1246	32,8060

D. *Design Equation*

1. Menghitung Kecepatan Alir Volumetrik

$$F_v = \frac{\text{Massa Umpan}}{\rho \text{ Campuran}}$$

$$= 18,2545 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 18254,5120 \text{ liter/jam}$$

2. Menghitung Konsentrasi

$$C_{Ao} = \frac{n_a}{F_v}$$

$$\text{Total Umpan Mula-mula } C_{Ao} = 1,1691 \text{ mol/m}^3$$

$$C_{Bo} = \frac{n_b}{F_v}$$

$$\text{Total Umpan Mula-mula } C_{Bo} = 50,1856 \text{ mol/m}^3$$

$$C_A = C_{Ao} \cdot (1 - X)$$

$$\text{Total Umpan Konsentrasi } C_{Ao} = 0,0351 \text{ mol/m}^3$$

$$C_B = C_{Bo} \cdot (1 - X)$$

$$\text{Total Umpan Konsentrasi } C_{Bo} = 49,0516 \text{ mol/m}^3$$

3. Menghitung Konstanta Kecepatan Reaksi

$$\text{Konstanta Kecepatan Reaksi (k) = } 1801,9604 \text{ /jam}$$

4. Menghitung Waktu Tinggal

$$\tau = \frac{X_n}{k \cdot (1 - X_n)}$$

$$\tau = 0,02 \text{ jam}$$

5. Menentukan Volume Reaktor

$$In - Out + Generation = 0$$

$$F_{A0} - F_{A1} + r_{A1}V_1 = 0$$

$$X_1 = \frac{F_{A0} - F_{A1}}{F_{A0}}$$

$$F_{A1} = F_{A0} - F_{A0}X_1$$

$$V_1 = \frac{F_{A0}X_1}{-r_{A1}}$$

$$V_1 = F_V \tau$$

$$V_{Reaktor} = 0,04836 \text{ m}^3$$

6. Optimasi Reaktor

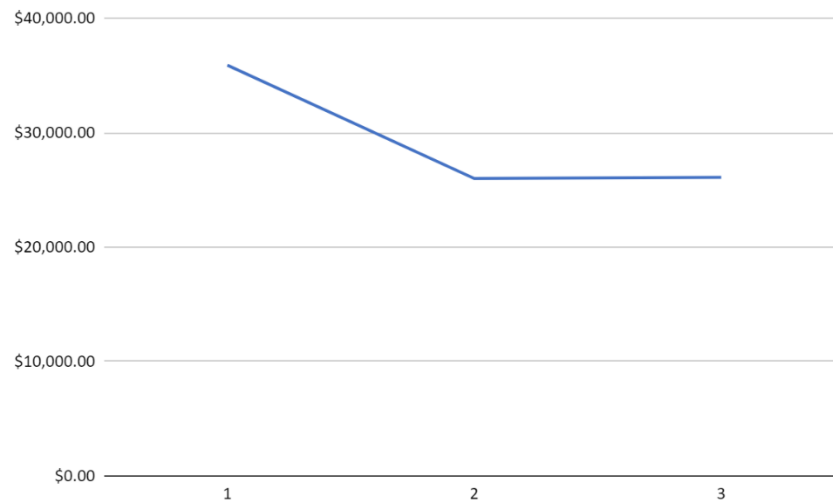
n	V (m³)	Fv	tou	k	X
1	0.32754	18.2545	0.02	1801.9604	97%
2	0.04836	18.2545	0.003	1801.9604	97%
3	0.02247	18.2545	0.0012	1801.9604	97%

7. Menentukan Harga Reaktor

Bahan konstruksi reaktor yang dipilih, yaitu *Stainless Steel SA-167*

Grade 3 Type 304

n	Volume (gallon)	Harga (\$)	Harga Total (\$)
1	86.52625881	\$35,900.00	\$35,900.00
2	12.77449125	\$13,000.00	\$26,000.00
3	5.936495449	\$8,700.00	\$26,100.00



Grafik hubungan jumlah reaktor dengan biaya total

Dari grafik di atas, dapat diambil kesimpulan bahwa reaktor yang digunakan berjumlah 2 reaktor, dengan pertimbangan harga yang paling rendah, yaitu \$26.000 dan waktu tinggal 0,003 jam.

8. Dimensi Reaktor

a. Menentukan Dimensi Reaktor

Diameter dan tinggi reaktor yang direkomendasikan untuk *over design* “*Continuous Reactor*” adalah 20%. (Peters and Timmerhaus, 1980). Sehingga volume reaktor menjadi:

$$\text{Volume reaktor} = 1,2 \times 0,0484 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume reaktor} = 0,0580 \text{ m}^3$$

Pengambilan H/D diusahakan mendekati 1, karena jika H/D terlalu besar atau kecil maka pengadukan menjadi tidak sempurna, terdapat gradien konsentrasi dalam reaktor, dan distribusi panas menjadi tidak merata.

Ditetapkan $D:H = 1$ (Brownell, 1959)

Dimana:

D = Diameter Reaktor

H = Tinggi Reaktor

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 V_{shell}}{\pi}}$$

$$D = 0,3949 \text{ m}$$

Maka, nilai H :

$$H = 0,3949 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} V_{Reaktor\ total} &= V_{shell} + V_{head} \\ &= 0,0484 \text{ m}^3 + 0,0105 \text{ m}^3 \\ &= 0,0589 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b. Menghitung Ketinggian Cairan dalam Reaktor

$$V_{shell} = 0,0484 \text{ m}^3$$

$$V_{bottom} = 0,0053 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} V_{cairan\ di\ shell} &= V_{shell} - V_{bottom} \\ &= 0,0484 \text{ m}^3 - 0,0053 \text{ m}^3 \\ &= 0,0431 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$h_{cairan\ di\ shell} = 0,3949 \text{ m}$$

c. Menghitung Tekanan Desain

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm}$$

$$= 14,7 \text{ psi}$$

$$P_{Hidrostatic} = \frac{\rho \text{ campuran} \times \frac{g}{gc} \times h \text{ cairan}}{144}$$

$$P_{Hidrostatic} = \frac{811,8438 \times 1 \times 0,3949}{144}$$

$$P_{Hidrostatic} = 0,456 \text{ psi}$$

Tekanan absolut = Tekanan operasi + Tekanan hidrostatic

$$= 14,7 \text{ psi} + 0,456 \text{ psi}$$

$$= 15,1519 \text{ psi}$$

Tekanan *over design* yaitu 20%

Tekanan desain = 1,2 x 15,1519 psi

$$= 18,1823 \text{ psi}$$

d. Menghitung Tebal Dinding Reaktor

$$ts = \frac{Pr}{(fE - 0,6P)} + C \text{ (Brownell \& Young, 1959)}$$

$$ts = \frac{18,1823 \times 0,1975}{(18.750 \times 0,85 - 0,6 \times 18,1823)} + 0,125$$

$$= 0,1252 \text{ in}$$

Diambil ts standar:

ts = 3/16 in = 0,1875 in (Brownell & Young, p. 88, table 5.6)

ID shell = 15,5488 in

OD shell = ID shell + 2 ts

$$= 15,5488 + (2 \times 0,1875)$$

$$= 15,9238 \text{ in}$$

OD standar = 16 in (Brownell & Young, page 90, table 5.7)

Serta didapatkan nilai $i_c r$ dan r_c sebagai berikut:

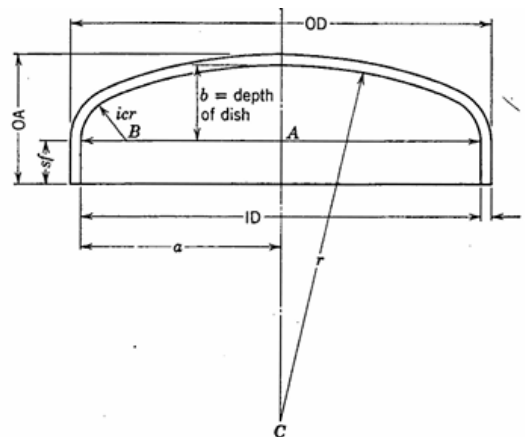
$$i_c r = 1 \text{ in}$$

$$r_c = 15 \text{ in}$$

e. Perancangan *head* dan *bottom* tangki

Bentuk : *Torispherical Dishhead Head*

Dasar pemilihan : Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15 psig (1,020689 atm) – 200 psig (13,60919 atm) dan harga lebih ekonomis.



- Menentukan dimensi tutup atas dan bawah

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

(Brownell & Young, p. 138, eq. 7.77)

Keterangan:

t_h = tebal head

w = faktor intensifikasi tegangan untuk jenis head

f = allowable stress

E = joint efficiency

C = corrosion allowance

P = tekanan desain

Dari standarisasi OD shell didapatkan nilai sebesar:

OD = 16 in

Maka, inside corner radius:

icr = 1 in

rc = 15 in

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)$$

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{15}{1}} \right)$$

w = 1,7182 in

$$t_h = \frac{3,4863 \times 15 \times 1,7182}{2 \times 18.750 \times 0,85 - 0,2 \times 3,4862} + 0,125$$

t_h = 0,1278 in

t_h standar = 3/16 in (Brownell & Young, p. 88)

tebal *bottom* = tebal *head* = 3/16 in untuk t_h = 1/4 in

maka, sf = 1.5 – 2.5 in (Brownell & Young, p. 88)

dipilih, sf = 1.5 in

AB = (ID/2) – icr

= (15,625/2) – 1 in

$$= 6,8125 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{BC} &= rc - icr \\ &= 15 - 1 \text{ in} \\ &= 14 \text{ in} \end{aligned}$$

- Menentukan *depth of dish*

$$\begin{aligned} b &= rc - \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= 15 - \sqrt{(14)^2 - (6,8125)^2} \\ &= 2,7693 \text{ in} \end{aligned}$$

- Menentukan tinggi dan volume *dish head*

$$\begin{aligned} \text{OA/h head} &= th + b + sf \\ &= 0,1875 + 2,7693 + 1,5 \text{ in} \\ &= 4,4568 \text{ in} \end{aligned}$$

Jadi, tinggi *dished head*

$$\text{Hd} = 0,1132 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi/h reaktor} &= 2 h_{\text{head}} + h_{\text{shell}} \\ &= (2 \times 0,1132) + 0,3949 \text{ m} \\ &= 0,6213 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume/v sf} &= \frac{\pi}{4} D^2 \cdot \frac{sf}{144} \\ &= \frac{3,14}{4} \times 15,5488^2 \times \frac{1,5}{144} \\ &= 2,6359 \text{ in}^3 \\ &= 0,0015 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$V_{\text{dish}} = 0,000049 D^3 \text{ (Brownell, p. 88, eq. 5.11)}$$

$$= 0,000049 \times (15,5488)^3$$

$$= 0,1842 \text{ in}^3$$

$$V_{\text{head}} = 2 (V_{\text{dish}} + V_{\text{sf}})$$

$$= 2 \times (0,1842 \text{ in}^3 + 0,0015 \text{ ft}^3)$$

$$= 0,3714 \text{ ft}^3$$

9. Desain Sistem Pengaduk

$$V = 0,0484 \text{ m}^3$$

$$= 12,7744 \text{ gallon}$$

$$\rho = 811,8438 \text{ kg/m}^3$$

$$= 50,6591 \text{ lb/ft}^3$$

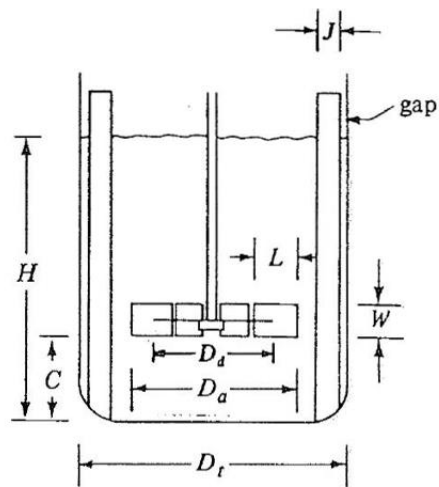
$$\mu = 4,459 \text{ cP}$$

$$= 0,004459 \text{ lb/ft.s}$$

a. Dimensi pengaduk

Digunakan jenis *flat six blades turbine* karena dapat digunakan untuk campuran dengan viskositas $<100.000 \text{ cP}$ (Geankopolis, 1993, p.143).

Dalam perancangan untuk pengaduk, dilakukan dengan prinsip similaritas menggunakan model yang sesuai dengan referensi di buku. Dimana untuk referensi buku,



Keterangan:

ID = Diameter dalam pengaduk

Di = Diameter pengaduk

L = Lebar sudut pengaduk

W = Tinggi sudut pengaduk

E = Jarak pengaduk dengan dasar tangka

J = Lebar *baffle*

H = Tinggi cairan

Dimensi:

Di = ID/3
= 0,3949 m/3

= 0,1316 m

= 5,1829 ft

= 0,4319 in

W = Di/5

= 0,1316/5

$$\begin{aligned}
 &= 0,0263 \text{ m} \\
 &= 0,0864 \text{ ft} \\
 &= 1,0366 \text{ in} \\
 \text{L} &= D_i/4 \\
 &= 0,1361/4 \\
 &= 0,0329 \text{ m} \\
 &= 0,1080 \text{ ft} \\
 &= 1,2957 \text{ in} \\
 \text{B} &= ID/12 \\
 &= 0,3949 \text{ m}/12 \\
 &= 0,0329 \text{ m} \\
 &= 0,1080 \text{ ft} \\
 &= 1,2957 \text{ in} \\
 \text{E} &= D_i \cdot (0,75-1,3); \text{ dipilih } 1 \\
 &= 0,1316 \text{ m} \cdot 1 \\
 &= 0,1316 \text{ m} \\
 &= 0,4319 \text{ ft} \\
 &= 5,1829 \text{ in} \\
 \text{ZL} &= 0,3949 \text{ m} \\
 &= 1,2957 \text{ ft} \\
 &= 15,5487 \text{ in}
 \end{aligned}$$

b. Menentukan jumlah pengaduk

$$\text{Specific gravity (Sg)} = \rho_{\text{cairan}}/\rho_{\text{air}}$$

$$= 811,8/1000$$

$$= 0,8118$$

$$\text{WELH} = ZL \times Sg$$

$$= 0,3949 \text{ m} \times 0,8118$$

$$= 0,3206 \text{ m}$$

$$= 1,0519 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah pengaduk} = \text{WELH}/ID$$

$$= 0,3206 \text{ m}/0,3949 \text{ m}$$

$$= 0,8118 \text{ m}$$

Jadi, jumlah pengaduk yang dipakai, yaitu 1 buah.

- Menentukan *power* pengadukan

$$N = \frac{600}{\pi Di} \sqrt{\frac{WELH}{2Di}} \quad (\text{Rase, 1977, eq. 8.8})$$

$$= \frac{600}{3,14 \times 0,4319} \sqrt{\frac{1,0519}{2 \times 0,4319}}$$

$$= 40,6845 \text{ rpm}$$

$$= 0,6781 \text{ rps}$$

- Menentukan Bilangan Reynold

$$N_{Re} = \frac{NDi^2\rho}{\mu} \quad (\text{Brown, p. 507, fig. 477})$$

$$N_{Re} = \frac{0,6781 \times (0,4319)^2 \times 50,6591}{0,0030}$$

$$N_{Re} = 2138,3703$$

- Menentukan *Power*

Dari (McCabe, fig 9.12, page 250) *Curved (six-blade turbine, vertical blades)*, didapatkan:

$$N_p = 6$$

Maka, didapatkan *power* pengaduk:

$$P = \frac{N_p \rho N^3 D i^5}{g_c} \quad (\text{Brown, 1978, p. 508})$$

$$= \frac{6 \times 50,6591 \times (0,6781)^3 \times (0,4319)^5}{32,1784}$$

$$= 0,0443 \text{ ft.lb/s}$$

$$= 0,0001 \text{ Hp}$$

$$= 0,0001 \text{ kW}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 85\% \quad (\text{Peters, p. 521, fig. 14.38})$$

$$\text{Daya Motor} = \frac{P}{\eta}$$

$$= \frac{0,0001}{0,85}$$

$$= 0,05 \text{ Hp}$$

$$\text{Power motor standar} = 1/20 \text{ Hp}$$

(Standar NEMA, Rase & Barrow, 1957, p. 358)

10. Desain Sistem Pengaduk

Reaksi yang berjalan di dalam reaktor adalah reaksi eksotermis. Maka, dibutuhkan jaket pendingin/koil sehingga suhu di reaktor tetap 60°C.

a. Neraca panas pada reaktor

Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH in (Kj/ jam)	ΔH out (Kj/ jam)
Methanol	699818.8377	638686.7078
Asam Miristat	318.6332	9.5590
Asam Palmitat	228795.8384	6863.8752
Asam Oleat	202189.6941	6065.6908
Asam Decanoat	1561.5998	46.8480
Metil Miristat		284.7981
Metil Palmitat		206798.1355
Metil oleat		214360.4792
Metil Decanoat		1440.6825
Water	26146.3014	83669.3800
Asam Sulfat	4532.0335	4532.0335
ΔH Reaksi	-1.6278	
Q serap		603.1209
Total	1163361.3104	1163361.3104

$$Q_w \text{ (Q pendingin)} = 603,1209 \text{ kJ/jam}$$

$$= 572 \text{ Btu/jam}$$

b. Kebutuhan air pendingin

$$m = \frac{Q_w}{C_p \cdot \Delta T}$$

$$m = \frac{603,1209}{10,0667}$$

$$m = 59,9126 \text{ kJ/jam}$$

c. Menghitung ΔT LMTD

Komponen	$^{\circ}\text{C}$	K	F
Suhu fluida panas masuk	60	333,15	140
Suhu fluida panas keluar	60	333,15	140
Suhu fluida dingin masuk	25	298,15	77
Suhu fluida dingin keluar	45	318,15	113

Notasi	Fluida Panas (°C)	Fluida Dingin (°C)	ΔT (°C)
1	60	45	15
2	60	25	35

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

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{35 - 15}{\ln \frac{35}{15}}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 42,4880 \text{ F}$$

Untuk fluida panas *heavy organics* (viskositas 1 cP) dan fluida dingin, nilai UD = 5 – 75 Btu/ft². F. jam (Kern, p. 840, table 8)

Diambil

$$\text{Nilai UD} = 75 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F. jam}$$

d. *Heat Transfer Area*

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

$$= \frac{603,1209}{5 \times 42,4880}$$

$$= 0,1794 \text{ ft}^2$$

e. Luas selubung reaktor

$$L = \pi D L$$

$$= 3,14 \times 0,3949 \text{ m} \times 0,3949 \text{ m}$$

$$= 0,4898 \text{ m}^2$$

$$= 1,6068 \text{ ft}^2$$

Karena luas transfer panas < luas selubung reaktor maka menggunakan jaket pendingin

f. Volume air pendingin

$$\begin{aligned} V \text{ air pendingin} &= \frac{m \text{ air pendingin}}{\rho \text{ air pendingin}} \\ &= 0,059 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

g. Diameter jaket

$$\begin{aligned} D1 \text{ (dalam jaket)} &= DR + (2 \cdot ts) \\ &= 0,3949 \text{ m} + (2 \times 0,0048 \text{ m}) \\ &= 0,4045 \text{ m} \\ &= 16 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi jaket} = \text{Tinggi shell} = 0,3949 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Asumsi jarak jaket} &= 5 \text{ in} \\ &= 0,127 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D2 \text{ (luar jaket)} &= D1 + (2 \times \text{jarak jaket}) \\ &= 0,4045 + (2 \times 0,127 \text{ m}) \\ &= 26 \text{ in} \end{aligned}$$

h. Luas yang dilalui air pendingin

$$\begin{aligned} A &= \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2) \\ &= \frac{3,14}{4} (0,4045^2 - 0,6585^2) \\ &= 0,2119 \text{ in} \\ &= 0,0001 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

i. Kecepatan air pendingin (v)

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

$$= \frac{0,0599}{0,0001}$$

$$= 438,2802$$

j. Tebal jaket

$$\text{H jaket} = 0,3949 \text{ m}$$

$$= 1,2957 \text{ ft}$$

$$\rho = 997 \text{ kg/m}^3$$

$$= 62,2425 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{P hidrostatik} = \frac{H-1}{144} * \rho_{air}$$

$$= \frac{1,2957 - 1}{144} * 62,2425$$

$$\text{P desain} = \text{P desain reaktor} + \text{P hidrostatik}$$

$$= 18,3102$$

$$F = 18750$$

$$e = 0,85$$

$$c = 0,125$$

$$\text{Tebal jaket} = \frac{P \text{ desain} \cdot D_2}{fE - 0,6 \cdot P \text{ desain}} + C$$

$$= \frac{18,3102 \times 26}{18750 \times 0,85 - 0,6 \times 18,3102} + 0,125$$

$$= 0,1548$$

$$\text{Tebal jaket standar} = 0,25$$

$$= 1/4 \text{ in}$$

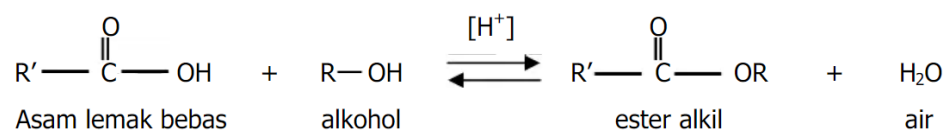
REAKTOR 1					
Jaket Pendingin:	Tinggi:	1,2957	ft	0,3949	m
	Diameter:	1,3270	ft	0,4045	m
	Luas Selimut:	1,6068	ft ²	0,4898	m ²

REAKTOR 02

Kode	: R-02
Fase	: Cair – cair
Fungsi	: Mereaksikan <i>Palm Fatty Acid Distillate</i> dan methanol (CH ₃ OH) dengan bantuan katalis Asam Sulfat (H ₂ SO ₄) untuk menghasilkan
Jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan jaket pendingin
Bahan	: <i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Bentuk	: Tangki Silinder
Kondisi Operasi	: <i>Isothermal</i>
	Suhu : 60 °C
	Tekanan : 1 atm
	Waktu Reaksi : 1,08 menit
	Konversi : 97 %

E. Neraca Massa Reaktor

Reaktor reaksi di Reaktor adalah sebagai berikut:



Tabel Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	BM	mol (kmol/jam)	massa (kg/jam)
CH ₃ OH	32	234.9621	7518.7867
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	228	0.00001744	0.0040
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	256	0.0113	2.8938
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	282	0.0095	2.6761
C ₁₀ H ₂₀ O ₂	172	0.0001	0.0199
C ₁₅ H ₃₀ O ₂	242	0.0194	4.6863
C ₁₇ H ₃₄ O ₂	270	12.5484	3388.0613
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	296	10.5348	3118.2957
C ₁₁ H ₂₂ O ₂	186	0.1283	23.8730
H ₂ O	18	33.4826	602.6865
H ₂ SO ₄	98	1.6105	157.8283
NaOH	40		
Na ₂ SO ₄	142		
Total		293.3070	14819.8115

F. Densitas

Densitas komponen pada suhu: 60 °C / 333,15 K

komponen	massa (kg/jam)	fraksi massa (xi)	ρ_i (kg/m ³)	$\rho_i \cdot x_i$ (kg/m ³)
Methanol	7518.7867	0.5073	754.568	382.8278
Asam Miristat	0.0040	0.0000	860.105	0.0002
Asam Palmitat	2.8938	0.0002	855.286	0.1670
Asam oleat	2.6761	0.0002	860.898	0.1555
Asam Decanoat	0.0199	0.0000	871.471	0.0012
Metil Miristat	4.6863	0.0003	836.687	0.2646
Metil Palmitat	3388.0613	0.2286	835.7830	191.0742
Metil oleat	3118.2957	0.2104	845.27	177.8566
Metil Decanoat	23.8730	0.0016	840.728	1.3543
Water	602.6865	0.0407	979.681	39.8413
Asam Sulfat	157.8283	0.0106	1795.06	19.1171
Total	14819.8115	1.0000	10335.5370	812.6598

G. Viskositas

Komponen	Massa(kg/jam)	Fraksi Massa(xi)	μ	μ campuran (cP)	μ campuran (lb/ft.s)
Methanol	7,518.7867	0.5073	0.3603	0.183	0.000123
Asam Miristat	0.0040	0.0000	7.6407	0.000	0.000000
Asam Palmitat	2.8938	0.0002	9.5902	0.002	0.000001
Asam oleat	2.6761	0.0002	10.3200	0.002	0.000001
Asam Decanoat	0.0199	0.0000	3.5133	0.000	0.000000
Metil Miristat	4.6863	0.0003	2.0535	0.001	0.000000
Metil Palmitat	3,388.0613	0.2286	2.6538	0.607	0.000408
Metil oleat	3,118.2957	0.2104	2.6684	0.561	0.000377
Metil Decanoat	23.8730	0.0016	1.0894	0.002	0.000001
Water	602.6865	0.0407	0.4742	0.019	0.000013
Asam Sulfat	157.8283	0.0106	8.7985	0.094	0.000063
Total	14,819.8115	1.0000	49.1623	1.4701	0.0010

Persamaan reaksi:



(Forum Teknik Jilid 1998, 22, No.2)

Lalu, persamaan kecepatan reaksinya:

$$-\frac{d(C_A)}{dt} = k_1 \cdot C_A \cdot C_B - k_2 \cdot C_D \cdot C_F \quad (2)$$

Kalau metanol yang dipakai berlebihan, maka persamaan (2) dapat ditulis

dengan:

$$-\frac{d(C_A)}{dt} = kC_A \quad (3)$$

Dengan konversi asam X_A bagian dan konsentrasi awal asam C_{A0} , persamaan (3) diintegrasikan dengan batas $X_A = 0$ pada $t = t_0$ dan $X_A = X_A$ dan $t = t$, maka diperoleh:

$$-\ln(1 - X_A) = k(t - t_0) \quad (4)$$

Bila grafik hubungan $-\ln(1 - X_A)$ dengan waktu membentuk garis lurus, maka alkoholis *Palm Fatty Acid* dapat dianggap berorde satu semu terhadap asam, nilai k dihitung berdasarkan tangen arah.

Reaksi asam:



Reaksi Pembentukan	Asam Miristat	Metanol	Metil Miristat	Water
Mula-mula	0.00058147	235.6387	0.0188	32.8060
Reaksi	0.00056403	0.0006	0.0006	0.0006
Setimbang	0.000017444	235.6381	0.0194	32.8065



Reaksi Pembentukan	Asam Palmitat	Metanol	Metil Palmitat	Water
Mula-mula	0.3768	235.6381	12.1829	32.8065
Reaksi	0.3655	0.3655	0.3655	0.3655
Setimbang	0.0113	235.2727	12.5484	33.1720



Reaksi Pembentukan	Asam Oleat	Metanol	Metil Oleat	Water
Mula-mula	0.3163	235.2727	10.2279	33.1720
Reaksi	0.3068	0.3068	0.3068	0.3068

Setimbang	0.0095	234.9658	10.5348	33.4788
-----------	--------	----------	---------	---------



Reaksi Pembentukan	Asam Dekanoat	Metanol	Metil Dekanoat	Water
Mula-mula	0.0039	234.9658	0.1246	33.4788
Reaksi	0.0037	0.0037	0.0037	0.0037
Setimbang	0.0001	234.9621	0.1283	33.4826

H. Design Equation

11. Menghitung Kecepatan Alir Volumetrik

$$F_v = \frac{\text{Massa Umpan}}{\rho \text{ Campuran}}$$

$$= 18,2545 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 18254,5120 \text{ liter/jam}$$

12. Menghitung Konsentrasi

$$C_{A0} = \frac{n_a}{F_v}$$

$$\text{Total Umpan Mula-mula } C_{A0} = 1,1691 \text{ mol/m}^3$$

$$C_{B0} = \frac{n_b}{F_v}$$

$$\text{Total Umpan Mula-mula } C_{B0} = 50,1856 \text{ mol/m}^3$$

$$C_A = C_{A0} \cdot (1 - X)$$

$$\text{Total Umpan Konsentrasi } C_{A0} = 0,0351 \text{ mol/m}^3$$

$$C_B = C_{B0} \cdot (1 - X)$$

$$\text{Total Umpan Konsentrasi } C_{B0} = 49,0516 \text{ mol/m}^3$$

13. Menghitung Konstanta Kecepatan Reaksi

$$\text{Konstanta Kecepatan Reaksi (k)} = 1801,9604 \text{ /jam}$$

14. Menghitung Waktu Tinggal

$$\tau = \frac{X_n}{k \cdot (1 - X_n)}$$

$$\tau = 0,02 \text{ jam}$$

15. Menentukan Volume Reaktor

$$\text{In} - \text{Out} + \text{Generation} = 0$$

$$F_{A0} - F_{A1} + r_{A1}V_1 = 0$$

$$X_1 = \frac{F_{A0} - F_{A1}}{F_{A0}}$$

$$F_{A1} = F_{A0} - F_{A0}X_1$$

$$V_1 = \frac{F_{A0}X_1}{-r_{A1}}$$

$$V_1 = F_V \tau$$

$$V_{Reaktor} = 0,04836 \text{ m}^3$$

16. Optimasi Reaktor

n	V (m ³)	Fv	tou	k	X
1	0.32754	18.2545	0.02	1801.9604	97%
2	0.04836	18.2545	0.003	1801.9604	97%
3	0.02247	18.2545	0.0012	1801.9604	97%

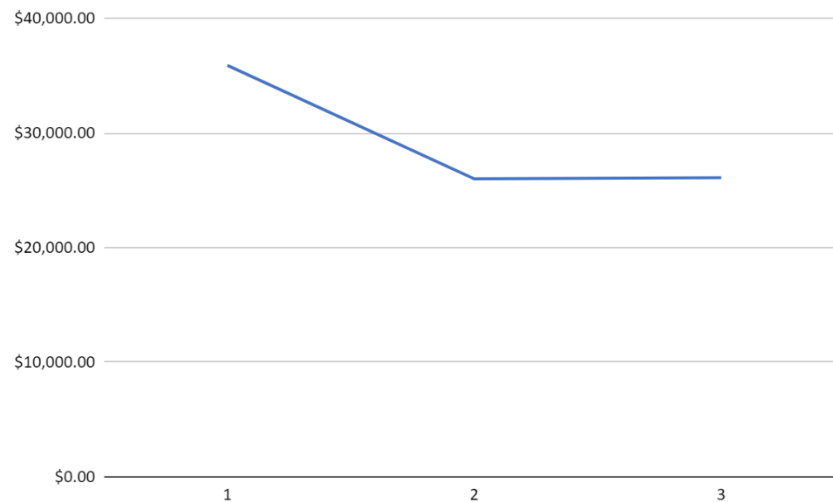
17. Menentukan Harga Reaktor

Bahan konstruksi reaktor yang dipilih, yaitu *Stainless Steel SA-167*

Grade 3 Type 304

n	Volume (gallon)	Harga (\$)	Harga Total (\$)
1	86.52625881	\$35,900.00	\$35,900.00

2	12.77449125	\$13,000.00	\$26,000.00
3	5.936495449	\$8,700.00	\$26,100.00



Grafik hubungan jumlah reaktor dengan biaya total

Dari grafik di atas, dapat diambil kesimpulan bahwa reaktor yang digunakan berjumlah 2 reaktor, dengan pertimbangan harga yang paling rendah, yaitu \$26.000 dan waktu tinggal 0,003 jam.

18. Dimensi Reaktor

f. Menentukan Dimensi Reaktor

Diameter dan tinggi reaktor yang direkomendasikan untuk *over design* “*Continuous Reactor*” adalah 20%. (Peters and Timmerhaus, 1980). Sehingga volume reaktor menjadi:

$$\text{Volume reaktor} = 1,2 \times 0,0484 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume reaktor} = 0,0580 \text{ m}^3$$

Pengambilan H/D diusahakan mendekati 1, karena jika H/D terlalu besar atau kecil maka pengadukan menjadi tidak

sempurna, terdapat gradien konsentrasi dalam reaktor, dan distribusi panas menjadi tidak merata.

Ditetapkan D:H = 1 (Brownell, 1959)

Dimana:

D = Diameter Reaktor

H = Tinggi Reaktor

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 V_{shell}}{\pi}}$$

$$D = 0,3949 \text{ m}$$

Maka, nilai H:

$$H = 0,3949 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} V_{Reaktor\ total} &= V_{shell} + V_{head} \\ &= 0,0484 \text{ m}^3 + 0,0105 \text{ m}^3 \\ &= 0,0589 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

g. Menghitung Ketinggian Cairan dalam Reaktor

$$V_{shell} = 0,0484 \text{ m}^3$$

$$V_{bottom} = 0,0053 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} V_{cairan\ di\ shell} &= V_{shell} - V_{bottom} \\ &= 0,0484 \text{ m}^3 - 0,0053 \text{ m}^3 \\ &= 0,0431 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$h_{cairan\ di\ shell} = 0,3949 \text{ m}$$

h. Menghitung Tekanan Desain

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm}$$

$$= 14,7 \text{ psi}$$

$$P_{\text{Hidrostatik}} = \frac{\rho \text{ campuran} \times \frac{g}{gc} \times h \text{ cairan}}{144}$$

$$P_{\text{Hidrostatik}} = \frac{811,8438 \times 1 \times 0,3949}{144}$$

$$P_{\text{Hidrostatik}} = 0,456 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan absolut} = \text{Tekanan operasi} + \text{Tekanan hidrostatik}$$

$$= 14,7 \text{ psi} + 0,456 \text{ psi}$$

$$= 15,1524 \text{ psi}$$

Tekanan *over design* yaitu 20%

$$\text{Tekanan desain} = 1,2 \times 15,1524 \text{ psi}$$

$$= 18,1829 \text{ psi}$$

i. Menghitung Tebal Dinding Reaktor

$$ts = \frac{Pr}{(fE - 0,6P)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$ts = \frac{18,1829 \times 0,1975}{(18.750 \times 0,85 - 0,6 \times 18,1829)} + 0,125$$

$$= 0,1252 \text{ in}$$

Diambil ts standar:

$$ts = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young, p. 88, table 5.6})$$

$$\text{ID shell} = 15,5488 \text{ in}$$

$$\text{OD shell} = \text{ID shell} + 2 \text{ ts}$$

$$= 15,5488 + (2 \times 0,1875)$$

$$= 15,9238 \text{ in}$$

OD standar = 16 in (Brownell & Young, page 90, table 5.7)

Serta didapatkan nilai i_{cr} dan r_c sebagai berikut:

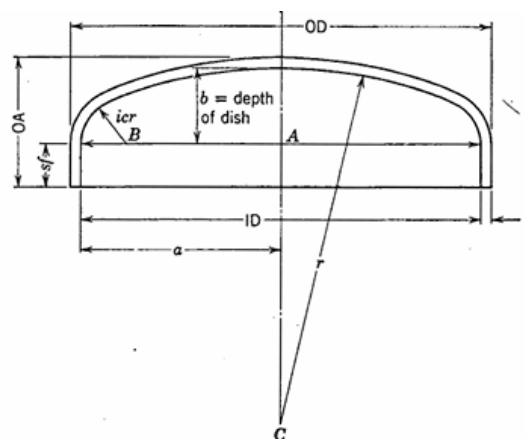
$$i_{cr} = 1 \text{ in}$$

$$r_c = 15 \text{ in}$$

j. Perancangan *head* dan *bottom* tangki

Bentuk : *Torispherical Dishhead Head*

Dasar pemilihan : Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15 psig (1,020689 atm) – 200 psig (13,60919 atm) dan harga lebih ekonomis.



- Menentukan dimensi tutup atas dan bawah

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

(Brownell & Young, p. 138, eq. 7.77)

Keterangan:

t_h = tebal head

w = faktor intensifikasi tegangan untuk jenis head

f = *allowable stress*

E = *joint efficiency*

C = *corrosion allowance*

P = tekanan desain

Dari standarisasi OD shell didapatkan nilai sebesar:

OD = 16 in

Maka, inside corner radius:

icr = 1 in

rc = 15 in

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)$$

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{15}{1}} \right)$$

$w = 1,7182$ in

$$t_h = \frac{3,4863 \times 15 \times 1,7182}{2 \times 18.750 \times 0,85 - 0,2 \times 3,4862} + 0,125$$

$t_h = 0,1278$ in

t_h standar = 3/16 in (Brownell & Young, p. 88)

tebal *bottom* = tebal *head* = 3/16 in untuk $t_h = 1/4$ in

maka, sf = 1.5 – 2.5 in (Brownell & Young, p. 88)

dipilih, sf = 1.5 in

$$\begin{aligned}
 AB &= (ID/2) - icr \\
 &= (15,625/2) - 1 \text{ in} \\
 &= 6,8125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= rc - icr \\
 &= 15 - 1 \text{ in} \\
 &= 14 \text{ in}
 \end{aligned}$$

- Menentukan *depth of dish*

$$\begin{aligned}
 b &= rc - \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
 &= 15 - \sqrt{(14)^2 - (6,8125)^2} \\
 &= 2,7693 \text{ in}
 \end{aligned}$$

- Menentukan tinggi dan volume *dish head*

$$\begin{aligned}
 OA/h \text{ head} &= th + b + sf \\
 &= 0,1875 + 2,7693 + 1,5 \text{ in} \\
 &= 4,4568 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Jadi, tinggi *dished head*

$$Hd = 0,1132 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi/h reaktor} &= 2 h_{\text{head}} + h_{\text{shell}} \\
 &= (2 \times 0,1132) + 0,3949 \text{ m} \\
 &= 0,6213 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume/v sf} &= \frac{\pi}{4} D^2 \cdot \frac{sf}{144} \\
 &= \frac{3,14}{4} \times 15,5488^2 \times \frac{1,5}{144} \\
 &= 2,6359 \text{ in}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,0015 \text{ ft}^3 \\
 V \text{ dish} &= 0,000049 D^3 \text{ (Brownell, p. 88, eq. 5.11)} \\
 &= 0,000049 \times (15,5488)^3 \\
 &= 0,1842 \text{ in}^3 \\
 V \text{ head} &= 2 (V_{\text{dish}} + V_{\text{sf}}) \\
 &= 2 \times (0,1842 \text{ in}^3 + 0,0015 \text{ ft}^3) \\
 &= 0,3714 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

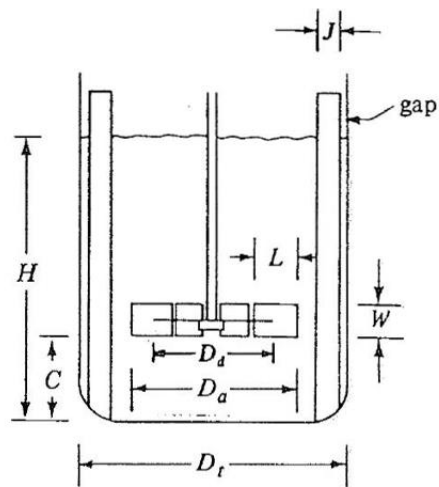
19. Desain Sistem Pengaduk

$$\begin{aligned}
 V &= 0,0484 \text{ m}^3 \\
 &= 12,7744 \text{ gallon} \\
 \rho &= 812,6598 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 50,71 \text{ lb/ft}^3 \\
 \mu &= 1,4701 \text{ cP} \\
 &= 0,6802 \text{ lb/ft.s}
 \end{aligned}$$

c. Dimensi pengaduk

Digunakan jenis *flat six blades turbine* karena dapat digunakan untuk campuran dengan viskositas <100.000 cP (Geankopolis, 1993, p.143).

Dalam perancangan untuk pengaduk, dilakukan dengan prinsip similaritas menggunakan model yang sesuai dengan referensi di buku. Dimana untuk referensi buku,



Keterangan:

ID = Diameter dalam pengaduk

Di = Diameter pengaduk

L = Lebar sudut pengaduk

W = Tinggi sudut pengaduk

E = Jarak pengaduk dengan dasar tangka

J = Lebar *baffle*

H = Tinggi cairan

Dimensi:

Di = ID/3
= 0,3949 m/3

= 0,1316 m

= 5,1829 ft

= 0,4319 in

W = Di/5

= 0,1316/5

$$\begin{aligned}
 &= 0,0263 \text{ m} \\
 &= 0,0864 \text{ ft} \\
 &= 1,0366 \text{ in} \\
 \text{L} &= Di/4 \\
 &= 0,1361/4 \\
 &= 0,0329 \text{ m} \\
 &= 0,1080 \text{ ft} \\
 &= 1,2957 \text{ in} \\
 \text{B} &= ID/12 \\
 &= 0,3949 \text{ m}/12 \\
 &= 0,0329 \text{ m} \\
 &= 0,1080 \text{ ft} \\
 &= 1,2957 \text{ in} \\
 \text{E} &= Di. (0,75-1,3); \text{ dipilih } 1 \\
 &= 0,1316 \text{ m} \cdot 1 \\
 &= 0,1316 \text{ m} \\
 &= 0,4319 \text{ ft} \\
 &= 5,1829 \text{ in} \\
 \text{ZL} &= 0,3949 \text{ m} \\
 &= 1,2957 \text{ ft} \\
 &= 15,5487 \text{ in}
 \end{aligned}$$

d. Menentukan jumlah pengaduk

$$\text{Specific gravity (Sg)} = \rho_{\text{cairan}}/\rho_{\text{air}}$$

$$= 812,6598/1000$$

$$= 0,8126$$

$$\text{WELH} = ZL \times Sg$$

$$= 0,3949 \text{ m} \times 0,8126$$

$$= 0,3210 \text{ m}$$

$$= 1,0530 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah pengaduk} = \text{WELH}/ID$$

$$= 0,3210 \text{ m}/0,3949 \text{ m}$$

$$= 0,8127 \text{ m}$$

Jadi, jumlah pengaduk yang dipakai, yaitu 1 buah.

- Menentukan *power* pengadukan

$$N = \frac{600}{\pi Di} \sqrt{\frac{WELH}{2Di}} \quad (\text{Rase, 1977, eq. 8.8})$$

$$= \frac{600}{3,14 \times 0,4319} \sqrt{\frac{1,0519}{2 \times 0,4319}}$$

$$= 40,7050 \text{ rpm}$$

$$= 0,6784 \text{ rps}$$

- Menentukan Bilangan Reynold

$$N_{Re} = \frac{NDi^2\rho}{\mu} \quad (\text{Brown, p. 507, fig. 477})$$

$$N_{Re} = \frac{0,6784 \times (0,4319)^2 \times 50,7100}{0,0010}$$

$$N_{Re} = 6496,1502$$

- Menentukan *Power*

Dari (McCabe, fig 9.12, page 250) *Curved (six-blade turbine, vertical blades)*, didapatkan:

$$N_p = 6$$

Maka, didapatkan *power* pengaduk:

$$P = \frac{N_p \rho N^3 D i^5}{g_c} \quad (\text{Brown, 1978, p. 508})$$

$$= \frac{6 \times 50,6591 \times (0,6781)^3 \times (0,4319)^5}{32,1784}$$

$$= 0,0444 \text{ ft.lb/s}$$

$$= 0,0001 \text{ Hp}$$

$$= 0,0001 \text{ kW}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 85\% \quad (\text{Peters, p. 521, fig. 14.38})$$

$$\text{Daya Motor} = \frac{P}{\eta}$$

$$= \frac{0,0001}{0,85}$$

$$= 0,0001 \text{ Hp}$$

$$\text{Power motor standar} = 1/20 \text{ Hp}$$

(Standar NEMA, Rase & Barrow, 1957, p. 358)

20. Desain Sistem Pengaduk

Reaksi yang berjalan di dalam reaktor adalah reaksi eksotermis. Maka, dibutuhkan jaket pendingin/koil sehingga suhu di reaktor tetap 60°C.

k. Neraca panas pada reaktor

Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH in (Kj/ jam)	ΔH out (Kj/ jam)
Methanol	638686.7078	636852.7439
Asam Miristat	9.5590	0.2868
Asam Palmitat	6863.8752	205.9163
Asam Oleat	6065.6908	181.9707
Asam Decanoat	46.8480	1.4054
Metil Miristat	284.7981	293.3420
Metil Palmitat	206798.1355	213002.0796
Metil oleat	214360.4792	220791.2936
Metil Decanoat	1440.6825	1483.9029
Water	83669.3800	85395.0724
Asam Sulfat	4532.0335	4532.0335
ΔH Reaksi	-0.0488	
Q serap		18.0936
Total	1162758.1407	1162758.1407

$$Q_w \text{ (Q pendingin)} = 18,0936 \text{ kJ/jam}$$

l. Kebutuhan air pendingin

$$m = \frac{Q_w}{C_p \Delta T}$$

$$m = \frac{18,0936}{10,0667}$$

$$m = 1,7974 \text{ kJ/jam}$$

m. Menghitung ΔT LMTD

Komponen	$^{\circ}\text{C}$	K	F
Suhu fluida panas masuk	60	333,15	140
Suhu fluida panas keluar	60	333,15	140
Suhu fluida dingin masuk	25	298,15	77
Suhu fluida dingin keluar	45	318,15	113

Notasi	Fluida Panas ($^{\circ}\text{C}$)	Fluida Dingin ($^{\circ}\text{C}$)	ΔT ($^{\circ}\text{C}$)
1	60	45	15

2	60	25	35
---	----	----	----

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

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{35 - 15}{\ln \frac{35}{15}}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 42,4880 \text{ F}$$

Untuk fluida panas *heavy organics* (viskositas 1 cP) dan fluida dingin, nilai UD = 5 – 75 Btu/ft². F. jam (Kern, p. 840, table 8)

Diambil

$$\text{Nilai UD} = 75 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F. jam}$$

n. *Heat Transfer Area*

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \Delta T_{LMTD}} \\ &= \frac{18,0936}{5 \times 42,4880} \\ &= 0,0807 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

o. Luas selubung reaktor

$$\begin{aligned} L &= \pi D L \\ &= 3,14 \times 0,3949 \text{ m} \times 0,3949 \text{ m} \\ &= 0,4898 \text{ m}^2 \\ &= 1,6068 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Karena luas transfer panas < luas selubung reaktor maka menggunakan jaket pendingin

p. Volume air pendingin

$$\begin{aligned}
 V \text{ air pendingin} &= \frac{m \text{ air pendingin}}{\rho \text{ air pendingin}} \\
 &= 0,0018 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

q. Diameter jaket

$$\begin{aligned}
 D1 \text{ (dalam jaket)} &= DR + (2 \cdot ts) \\
 &= 0,3949 \text{ m} + (2 \times 0,0048 \text{ m}) \\
 &= 0,4045 \text{ m} \\
 &= 16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi jaket} = \text{Tinggi shell} = 0,3949 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi jarak jaket} &= 5 \text{ in} \\
 &= 0,127 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 D2 \text{ (luar jaket)} &= D1 + (2 \times \text{jarak jaket}) \\
 &= 0,4045 + (2 \times 0,127 \text{ m}) \\
 &= 26 \text{ in}
 \end{aligned}$$

r. Luas yang dilalui air pendingin

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2) \\
 &= \frac{3,14}{4} (0,4045^2 - 0,6585^2) \\
 &= 0,2119 \text{ in} \\
 &= 0,0001 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

s. Kecepatan air pendingin (v)

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{V}{A} \\
 &= \frac{0,0018}{0,0001}
 \end{aligned}$$

$$= 13,1484$$

t. Tebal jaket

$$H \text{ jaket} = 0,3949 \text{ m}$$

$$= 1,2957 \text{ ft}$$

$$\rho = 997 \text{ kg/m}^3$$

$$= 62,2425 \text{ lb/ft}^3$$

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{H-1}{144} * \rho_{air}$$

$$= \frac{1,2957 - 1}{144} * 62,2425$$

$$P \text{ desain} = P \text{ desain reaktor} + P \text{ hidrostatik}$$

$$= 18,3102$$

$$F = 18750$$

$$e = 0,85$$

$$c = 0,125$$

$$\text{Tebal jaket} = \frac{P \text{ desain} \cdot D_2}{fE - 0,6 \cdot P \text{ desain}} + C$$

$$= \frac{18,3102 \times 26}{18750 \times 0,6 \times 0,85} + 0,125$$

$$= 0,1548$$

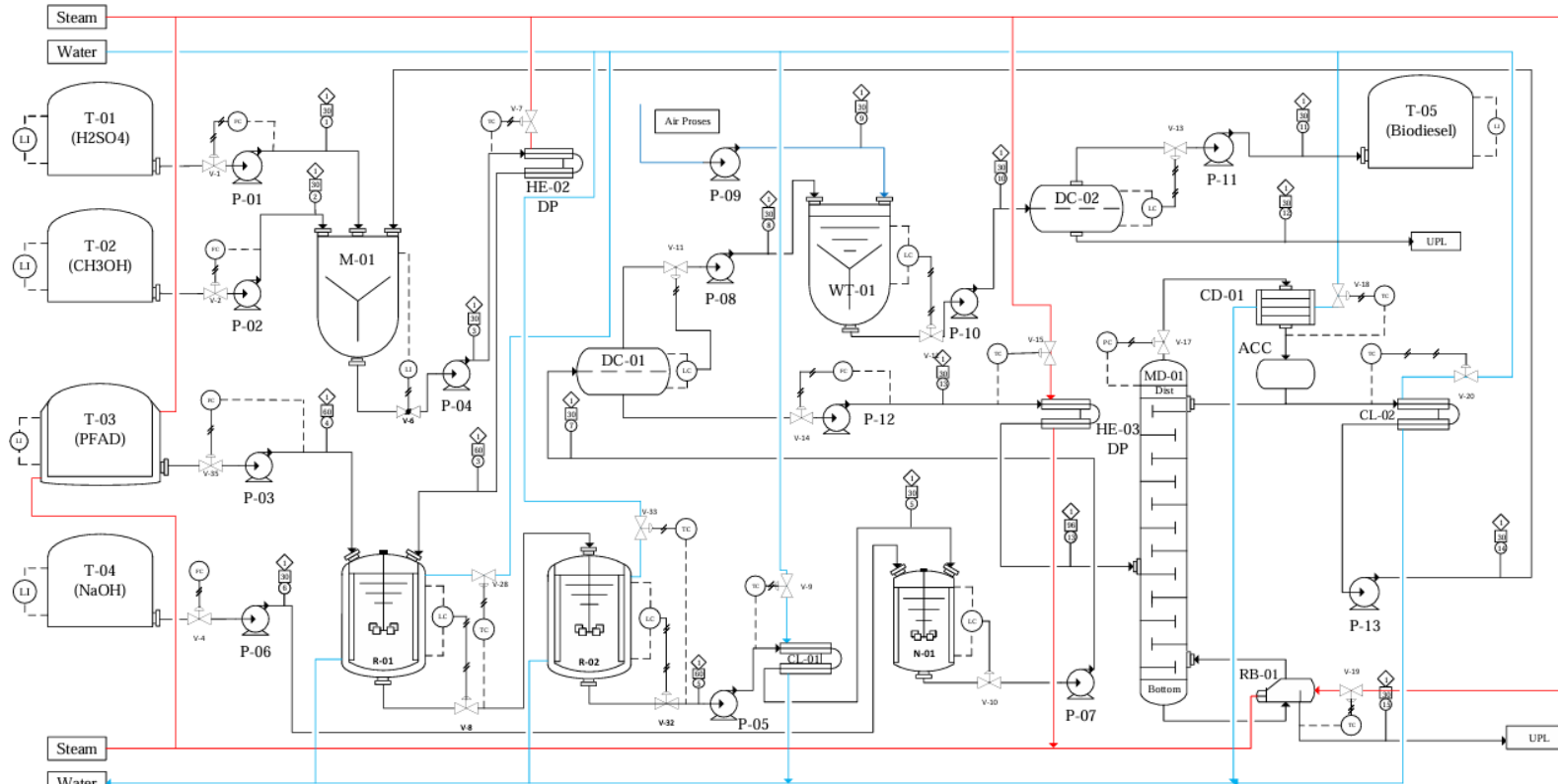
$$\text{Tebal jaket standar} = 0,25$$

$$= 1/4 \text{ in}$$

REAKTOR 2					
Jaket	Tinggi:	1,2957	ft	0,3949	m
Pendingin:	Diameter:	1,3270	ft	0,4045	m
	Luas Selimut:	1,6068	ft ²	0,4898	m ²

LAMPIRAN B***PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PFED)***

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI PALM FATTY ACID DISTILATE
DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**



Komponen	Nomor Arus (kg/jam)														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
CH3OH	1026.6164	8262.1746			7518.7867		7518.7867	210.142		210.142	2.62280	207.5192	7308.6447	7235.5582	73.0864
C18H34O2			4.4192	0.0040	0.0040	0.0040	0.0040	0.0040	0.0040	0.0040					
C18H32O2			3215.2778	2.8938	2.8938	2.8938	2.8938	2.8938	2.8938	2.8938					
C18H34O2			2973.4848	2.6761	2.6761	2.6761	2.6761	2.6761	2.6761	2.6761					
C18H20O2			22.0960	0.0199	0.0199	0.0199	0.0199	0.0199	0.0199	0.0199					
C15H30O2			4.6863	4.6863	4.6863	4.6863	4.6863	4.6863	4.6863	4.6863					
C17H34O2			3188.0613	3188.0613	3188.0613	3188.0613	3188.0613	3188.0613	3188.0613	3188.0613					
C18H36O2			3118.2957	3118.2957	3118.2957	3118.2957	3118.2957	3118.2957	3118.2957	3118.2957					
C11H22O2			23.8730	23.8730	23.8730	23.8730	23.8730	23.8730	23.8730	23.8730					
H2O	3.2210	76.8592	86.6773	97.8535	602.6865	1.3014	661.9657	2.2567	30415.2790	30417.5357	6.6459	30410.8898	659.7090	6.5971	653.1119
H2SO4	157.8283		157.8283												
NaOH					128.8394										
Na2SO4						228.6900	6.0422		6.0422	6.0422			222.6478		222.6478
Sub Total	161.0492682	1103.4756	8506.6801	6313.1313	14819.8115	130.1408228	14949.9523	6758.9509	30415.37899	37174.2399	6555.8209	30618.4090	8191.0014	7242.1553	948.8461

ALAT	KETERANGAN
T	Tanki Penyimpanan
M	Mixer
R	Reaktor
N	Neutralizer
DC	Decanter
WT	Washing Tower
MD	Menara Distilasi
CD	Condenser
RB	Reboiler
ACC	Accumulator
HE	Heatex
CL	Cooler
P	Pompa
EV	Evaporator/Palve

SIMBOL	KETERANGAN
(FC)	Flow Controller
(LC)	Level Controller
(PC)	Pressure Controller
(LI)	Level Indicator
(TC)	Temperature Controller
(N.A.)	Nomor Arus
(S)	Suhu
(atm)	Tekanan atm
(CV)	Control Valve
(P)	Pipa
(U)	Udara Tekan
(L)	Litrik



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

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI PALM FATTY
ACID DISTILLATE DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

Dibuat Oleh:

1. **Quintika Arifa** (20521197)
2. **Mahammad Fikri Sholihin** (20521225)

Dosen Pembimbing:

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

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

PRA RANCANGAN PABRIK