

**PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL
DARI MINYAK KELAPA SAWIT DAN METANOL
DENGAN KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

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



Disusun oleh:

Nama : Arum Intan Cemerlang

NIM : 20521028

Nama : Iin Anggraini Noor Azizah

NIM : 20521029

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

2024

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN

PRA RANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Arum Intan Cemerlang

Nama : Iin Anggraini Noor Azizah

NIM : 20521028

NIM : 20521029

Yogyakarta ,26 Oktober 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 resiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan ini saya buat ,semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Td. Tangan

5AAMX021533464
Arum Intan Cemerlang

Td. Tangan

00E75AMX021533469
Iin Anggraini Noor Azizah

LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK KELAPA SAWIT DAN METANOL DENGAN KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Arum Intan Cemerlang

NIM : 20521028

Nama : Iin Anggraini Noor Azizah

NIM : 20521029

Yogyakarta ,26 Oktober 2024

Pembimbing,



Signature of the Supervisor (Pembimbing) in blue ink.

Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng.

NIK : 175210103

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK BODIESEL DARI MINYAK KELAPA
SAWIT DAN METANOL DENGAN KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Arum Intan Cemerlang

NIM : 20521028

Nama : Iin Anggraini Noor Azizah

NIM : 20521029

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 ,26 Oktober 2024

Tim Penguji

Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng.

Ketua

Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

Anggota I

Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.

Anggota II



30/11/202

Mengetahui ,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



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

NIK. 995200445

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Puji Syukur Alhamdulillah atas rahmat, hidayah dan inayah-nya dari Allah SWT, akhirnya kami dapat menyelesaikan Laporan Tugas Akhir dengan judul “PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK KELAPA SAWIT DAN METANOL DENGAN KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN” ini disusun sebagai penerapan dari Ilmu Teknik Kimia yang telah didapat dibangku kuliah, dan sebagai satu syarat untuk memperoleh Gelar Sarjana di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta. Pada kesempatan ini tidak lupa kami mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya, kepada berbagai pihak yang telah membantu terwujudnya Laporan Tugas Akhir ini. Ucapan terima kasih penulis dipersembahkan kepada:

1. Allah SWT karena atas segala kehendak-Nya, penulis diberi kesabaran dan kemampuan untuk dapat menyelesaikan Laporan Tugas Akhir ini.
2. Kedua orang tua yang selalu memberikan dorongan dan motivasi baik berupa materi maupun mental, serta tak lupa atas doanya yang tidak henti-hentinya diberikan kepada kami untuk dapat menyelesaikan penyusunan Laporan Tugas Akhir ini.
3. Bapak 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 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. Ibu Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing yang telah membimbing dan mendukung dengan sabar, memberikan semangat dan masukan kepada kami dalam penyusunan dan penulisan Laporan Tugas Akhir ini.
7. Seluruh teman-teman seperjuangan Teknik Kimia Angkatan 2020 yang banyak membantu dalam lancarnya Tugas Akhir kami ini, yang tidak bisa kami sebutkan satu persatu.

Kami menyadari sepenuhnya bahwa 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 laporan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini dapat bermanfaat bagi semua pihak khususnya mahasiswa Teknik Kimia.

Wassalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Yogyakarta, 26 Oktober 2024

Penyusun

LEMBAR PERSEMBAHAN

Segala puji bagi Allah, Tuhan semesta alam, saya bersyukur tanpa henti atas kemudahan yang diberikan oleh Allah SWT selama proses penyelesaian tugas akhir perancangan pabrik ini. Ini merupakan hasil dari usaha selama masa kuliah dan menjadi titik awal bagi saya untuk memasuki dunia baru. Saya bersyukur atas dukungan dan inspirasi dari orang-orang hebat yang saya temui selama perjalanan ini. Oleh karena itu, dengan rasa bangga dan bahagia saya ucapkan rasa syukur dan terimakasih saya kepada:

1. Orang tua tersayang Bapak Giyono dan Ibu Sri Sumarsih. Yang telah memberikan dukungan moral maupun materi serta doa yang tiada henti untuk kesuksesan saya, karena tiada kata seindah lantunan doa dan tiada doa yang paling khusuk selain doa yang terucap dari orang tua. Ucapan terimakasih saja takkan pernah cukup untuk membalas kebaikan orang tua, karena itu terimalah persembahan bakti dan cinta ku untuk kalian bapak ibuku.
2. Ibu Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng selaku ibu Dosen pembimbing, yang selama ini telah tulus dan ikhlas meluangkan waktunya untuk menuntun dan mengarahkan saya, memberikan bimbingan dan pelajaran yang tiada ternilai harganya, agar saya menjadi lebih baik. Terimakasih banyak Ibu dosen, jasa ibu akan selalu terpatrit di hati. Semoga Allah SWT senantiasa melimpahkan berkah kepada ibu dan keluarga, serta memberikan kesehatan, kebahagiaan, dan kesuksesan yang berlimpah.
3. Saudara saya (Abang dan kakak), Putut Jati Wicaksono, S.T dan Riska Atmajawati , A.md.Keb yang senantiasa memberikan dukungan, semangat, senyum dan doanya untuk keberhasilan ini, cinta kalian adalah memberikan kobaran semangat yang menggebu, terimakasih dan sayang ku untuk kalian.

4. Iin Anggraini Noor Azizah , Partner Kerja Praktik, Penelitian dan Tugas Akhir sekaligus teman yang selalu ada di saat susah dan senang. Terima kasih banyak untuk segala kesabaran dan kebaikan yang telah diberikan .
5. Teman-teman Tersayang saya Annisa Twovi Asri,A.Md.kes, terimakasih sudah menjadi teman baik yang selalu memberikan motivasi dan semangat. Terimakasih karna telah senantiasa kebersamaian dikala senang dan sedih. Terimakasih atas semua kebaikannya.
6. Kepada mahasiswa dengan NIM 20524102, Terimakasih telah menjadi tempat berkeluh kesah. Terimakasih telah mendukung, mendoakan serta meluangkan waktu nya disaat saya membutuhkan bantuan apapun itu.
7. Teman seperjuangan (Rara ,Kinta,Neva), tanpa semangat, dukungan dan bantuan kalian semua tak kan mungkin aku sampai disini, terimakasih untuk canda tawa, tangis, dan perjuangan yang kita lewati bersama dan terimakasih untuk kenangan manis yang telah mengukir selama ini. Dengan perjuangan dan kebersamaan kita pasti bisa! Semangat!!
8. Teruntuk diri saya sendiri, Arum Intan Cemerlang. Terimakasih telah bertahan dan berjuang hingga sejauh ini. Terimakasih sudah menjadi kuat dan hebat secara kebersamaan.. Semoga Allah SWT senantiasa mengabulkan doa baik yang diharapkan.
9. Terakhir, untuk semua pihak yang tidak bisa saya sebutkan satu-persatu yang telah banyak membantu demi kelancaran dan keberhasilan penyusunan tugas akhir ini.

Arum Intan Cemerlang

Teknik Kimia 2020

LEMBAR PERSEMBAHAN

Segala puji bagi Allah, Tuhan semesta alam, saya bersyukur tanpa henti atas kemudahan yang diberikan oleh Allah SWT selama proses penyelesaian tugas akhir perancangan pabrik ini. Ini merupakan hasil dari usaha selama masa kuliah dan menjadi titik awal bagi saya untuk memasuki dunia baru. Saya bersyukur atas dukungan dan inspirasi dari orang-orang hebat yang saya temui selama perjalanan ini. Oleh karena itu, dengan rasa bangga dan bahagia saya ucapkan rasa syukur dan terimakasih saya kepada:

1. Orang tua tersayang Alm. Bapak Angga Wardana dan Ibu Rini Mulyani. Yang telah memberikan dukungan moral maupun materi serta doa yang tiada henti untuk kesuksesan saya, karena tiada kata seindah lantunan doa dan tiada doa yang paling khusus selain doa yang terucap dari orang tua. Ucapan terimakasih saja takkan pernah cukup untuk membalas kebaikan orang tua, karena itu terimalah persembahan bakti dan cinta ku untuk kalian bapak ibuku.
2. Ibu Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng selaku ibu Dosen pembimbing, yang selama ini telah tulus dan ikhlas meluangkan waktunya untuk menuntun dan mengarahkan saya, memberikan bimbingan dan pelajaran yang tiada ternilai harganya, agar saya menjadi lebih baik. Terimakasih banyak Ibu dosen, jasa ibu akan selalu terpatrit di hati. Semoga Allah SWT senantiasa melimpahkan berkah kepada ibu dan keluarga, serta memberikan kesehatan, kebahagiaan, dan kesuksesan yang berlimpah.
3. Arum Intan Cemerlang, Partner Kerja Praktik, Penelitian dan Tugas Akhir sekaligus teman yang selalu ada di saat susah dan senang. Terima kasih banyak untuk segala kesabaran dan kebaikan yang telah diberikan.

4. Kepada mahasiswa dengan NIM 20524099, Terimakasih telah menjadi tempat berkeluh kesah. Terimakasih telah mendukung, mendoakan serta meluangkan waktu nya disaat saya membutuhkan bantuan apapun itu.
5. Teman Tersayang (Rara ,Kinta,Neva), tanpa semangat, dukungan dan bantuan kalian semua tak kan mungkin aku sampai disini, terimakasih untuk canda tawa, tangis, dan perjuangan yang kita lewati ixersama dan terimakasih untuk kenangan manis yang telah mengukir selama ini. Dengan perjuangan dan kebersamaan kita pasti bisa! Semangat!!
6. Teman-teman seperjuangan saya (Brenna, Patria, Habib, Fauzan) terimakasih sudah menjadi teman baik yang selalu memberikan motivasi dan semangat. Terimakasih kalian senantiasa kebersamai dikala senang dan sedih. Terimakasih atas semua kebaikannya.
7. Untuk teman-teman Teknik Kimia Angkatan 2020, terimakasih banyak atas bantuan, pengalaman, serta pembelajaran selama di bangku kuliah yang telah diberikan.
8. Teruntuk diri saya sendiri, Iin Anggraini Noor Azizah. Terimakasih telah bertahan dan berjuang hingga sejauh ini. Terimakasih sudah menjadi kuat dan hebat secara bersamaan. Terimakasih telah memilih untuk merayakan diri sendiri, baik dalam kelebihan maupun kekurangan. Semoga Allah SWT senantiasa mengabulkan doa baik yang diharapkan.
9. Terakhir, untuk semua pihak yang tidak bisa saya sebutkan satu-persatu yang telah banyak membantu demi kelancaran dan keberhasilan penyusunan tugas akhir ini.

Iin Anggraini Noor Azizah

Teknik Kimia 2020

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN	
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING.....	i
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	ii
KATA PENGANTAR.....	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN	vi
DAFTAR ISI.....	x
DAFTAR TABEL	xii
DAFTAR GAMBAR.....	xiv
DAFTAR LAMPIRAN	xv
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN	xvi
ABSTRAK	xviii
ABSTRACT	xix
BAB I.....	1
PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Produk.....	2
1.3 Tinjauan Pustaka.....	9
1.4 Pemilihan Proses	11
1.5 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	15
BAB II	23
PERANCANGAN PRODUK.....	23
2.1 Spesifikasi Bahan Baku	23
2.2 Bahan Baku Tambahan	23
2.3 Spesifikasi Produk	25
2.4 Pengendalian kualitas.....	26
BAB III.....	29
PERANCANGAN PROSES.....	29
3.1 Diagram Alir Proses dan Material	29
3.2 Uraian Proses	31
3.3 Spesifikasi Alat	32
3.4 Neraca Massa	52
3.5 Neraca Panas.....	56

BAB IV	61
PERANCANGAN PABRIK.....	61
4.1 Lokasi Pabrik	61
4.2 Tata Letak Pabrik.....	63
4.3 Tata Letak Alat Proses	65
4.4 Organisasi Perusahaan	69
BAB V	80
UTILITAS	80
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (Water Treatment System).....	82
5.2 Unit pembangkit steam	87
5.3 Unit pembangkit Listrik.....	88
5.4 Unit Penyedia Udara Tekan	91
5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar	91
5.6 Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan	91
5.7 Spesifikasi Alat Utilitas	93
BAB VI.....	102
EVALUASI EKONOMI.....	102
6.1 Penaksiran Harga Alat	103
6.2 Dasar Perhitungan	108
6.3 Komponen Biaya	108
6.4 Analisa Keuntungan.....	112
6.5 Analisa Kelayakan	113
6.6 Analisis Resiko Pabrik.....	117
BAB VII	122
PENUTUP.....	122
7.1 Kesimpulan	122
7.2 Saran	123

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Produksi Biodiesel Di Indonesia	2
Tabel 1. 2 Data Produksi Di Indonesia.....	3
Tabel 1. 3 Data Ekspor Di Indonesia	5
Tabel 1. 4 Persen Pertumbuhan Ekspor Biodiesel di Indonesia.....	5
Tabel 1. 5 Data Konsumsi Di Indonesia.....	6
Tabel 1. 6 Perbandingan Karakteristik dari Esterifikasi, Transesterifikasi,dan Esterifikasi- Transesterifikasi.....	14
Tabel 1. 7 Harga ΔH_f° dan ΔG_f° masing-masing komponen	16
Tabel 2. 1 Standar Nasional Indonesia Mutu Minyak Kelapa Sawit Mentah	23
Tabel 2. 2 Standar Nasional Indonesia Mutu Biodiesel	25
Tabel 2. 3 Sifat Fisis Bahan Baku , Bahan Pendukung dan Produk.....	26
Tabel 3. 1 Spesifikasi Reaktor.....	32
Tabel 3. 2 Spesifikasi washing tank	35
Tabel 3. 3 Spesifikasi Decanter.....	36
Tabel 3. 4 Spesifikasi Tangki.....	39
Tabel 3. 5 Spesifikasi Heater.....	41
Tabel 3. 6 Spesifikasi Cooler	44
Tabel 3. 7 Spesifikasi Condenser	46
Tabel 3. 8 Spesifikasi Pompa	48
Tabel 3. 9 Neraca massa pada Reaktor (R 01)	52
Tabel 3. 10 Neraca massa pada Wash Tank (WT 01).....	52
Tabel 3. 11 Neraca massa pada Decanter (D 01)	53
Tabel 3. 12 Neraca massa pada Menara Distilasi.....	53
Tabel 3. 13 Neraca massa pada Mixer 01 (M 02)	53
Tabel 3. 14 Neraca massa pada Reaktor 02 (R 02)	54
Tabel 3. 15 Neraca massa pada Wash Tank (WT 02).....	54
Tabel 3. 16 Neraca massa pada Decanter (D 02)	55
Tabel 3. 17 Neraca massa pada Evaporator	55
Tabel 3. 18 Neraca panas pada Reaktor (R-01).....	56
Tabel 3. 19 Neraca panas pada Washtank (WT-01).....	56
Tabel 3. 20 Neraca panas pada Decanter (DC-01).....	57
Tabel 3. 21 Neraca panas pada menara distilasi (MD).....	57
Tabel 3. 22 Neraca panas pada mixer (M 02)	58
Tabel 3. 23 Neraca panas pada Reaktor (R-02).....	58
Tabel 3. 24 Neraca panas pada Washtank (WT-02).....	58
Tabel 3. 25 Neraca panas pada Decanter (DC-02).....	59
Tabel 3. 26 Neraca panas pada Evaporator (EV)	60
Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik.....	64
Tabel 4. 2 Luas Tanah dan Banguan Pabrik.....	64
Tabel 4. 3 Jadwal Kerja Setiap Kelompok	74
Tabel 4. 4 Jumlah tenaga kerja dan sistem penggajian	75
Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Pendingin.....	83
Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Pemanas.....	84

Tabel 5. 3 Total kebutuhan listrik alat proses	88
Tabel 5. 4 Total kebutuhan listrik utilitas.....	89
Tabel 5. 5 Total Kebutuhan Listrik	91
Tabel 5. 6 Spesifikasi Pompa Utilitas	93
Tabel 5. 7 Spesifikasi Bak Utilitas	96
Tabel 5. 8 Spesifikasi Tangki Utilitas	97
Tabel 6. 1 Indeks harga alat pada tahun 1963-2024.....	103
Tabel 6. 2 Harga Alat Proses.....	105
Tabel 6. 3 Harga Alat Utilitas	107
Tabel 6. 4 Physical Plant Cost (PPC).....	109
Tabel 6. 5 Direct Plant Cost (DPC).....	109
Tabel 6. 6 Fixed capital investment (FCI).....	109
Tabel 6. 7 Working capital investment (WCI)	110
Tabel 6. 8 Direct Manufacturing Cost (DMC)	110
Tabel 6. 9 Indirect manufacturing cost (IMC).....	111
Tabel 6. 10 Fixed Manufacturing Cost (FMC).....	111
Tabel 6. 11 Total manufacturing cost.....	111
Tabel 6. 12 General expense (GE)	112
Tabel 6. 13 Total Production Cost.....	112
Tabel 6. 14 Annual fixed manufacturing cost (Fa).....	114
Tabel 6. 15 Annual regulated expenses (Ra).....	115
Tabel 6. 16 Annual variable value (Va)	115
Tabel 6. 17 Annual sales value (Sa)	115
Tabel 6. 18 Identifikasi Hazard	117

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Hasil Regresi Data Produksi Biodiesel di Indonesia	4
Gambar 1. 2 Hasil regresi grafik hubungan antara jumlah konsumsi biodiesel dengan tahun konsumsi	7
Gambar 1. 3 Reaksi Esterifikasi dan Reaksi Transesterifikasi	13
Gambar 2. 1 Diagram Alir Kualitatif	29
Gambar 2. 2 Diagram Alir Kuantitatif	30
Gambar 4. 1 Lokasi Pabrik.....	61
Gambar 4. 2 Layout pabrik biodiesel	67
Gambar 4. 3 Layout alat proses.....	68
Gambar 4. 4 Struktur organisasi perusahaan pabrik biodiesel	70
Gambar 5. 1 Diagram Alir Utilitas	81
Gambar 6. 1 Grafik regresi linear.....	105
Gambar 6. 2 Grafik Evaluasi Ekonomi	121

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran A Perancangan pabrik	127
Lampiran B Kartu konsultasi bimbingan prarancangan pabrik	145
Lampiran C Process Engineering Flow Diagram (PEFD)	147

DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	:	<i>Temperature, °C</i>
D	:	Diameter, m
H	:	Tinggi, m
P	:	Tekanan, psia
μ	:	Viskositas, cP
ρ	:	Densitas, kg/m ³
Q	:	Kebutuhan Kalor, Kj/Jam
A	:	Luas Penampang, m ²
V	:	Volume, m ³
t	:	Waktu, jam
M	:	Massa, Kg
F _v	:	Laju Volumetrik, m ³
R	:	Jari- jari, in
P	:	<i>Power motor</i> , Hp
ts	:	Tebal <i>shell</i> , in
ΔP	:	<i>Pressure drop</i> , psia
ID	:	<i>Inside</i> diameter, in
OD	:	<i>Outside</i> diameter, in
Th	:	Tebal <i>head</i> , in
Re	:	Bilangan <i>Reynold</i>
f	:	<i>Allowable stress</i> , psia
icr	:	Jari-jari sudut dalam, in
L	:	Lebar pengaduk, m
N	:	Kecepatan putaran, rpm
UD	:	Koefisien perpindahan panas overall HE, Btu/jam ft ² °F
UC	:	Koefisien perpindahan panas menyeluruh pada awal HE dipakai, Btu/jam ft ² °F
P	:	Panjang, m

l	:	Lebar, m
x	:	Konversi, %
E	:	Efisiensi sambungan
K	:	Konduktivitas termal, Btu/jam ft ² °F
k	:	Konstanta kinetika reaksi
R	:	Tatapan konstan gas
F_v	:	Laju alir, m ³ /jam
S_g	:	<i>Specific gravity</i>
LMTD:		<i>Long Mean Temperature Different, °F</i>

ABSTRAK

Biodiesel merupakan bahan bakar alternatif yang ramah lingkungan dan dapat diproduksi dari berbagai sumber minyak nabati, termasuk minyak kelapa sawit. Prarancangan ini bertujuan untuk mengevaluasi potensi minyak kelapa sawit sebagai bahan baku pembuatan biodiesel, meningkatkan produk biodiesel, mengurangi ketergantungan terhadap bahan bakar minyak bumi, serta mengkaji proses esterifikasi dan proses transesterifikasi yang digunakan dalam produksi biodiesel yang layak dibangun. Tugas akhir ini membahas prarancangan pabrik biodiesel dari minyak kelapa sawit dan metanol dengan kapasitas 100.000 ton/tahun dengan waktu operasi 330 hari/ tahun selama 24 jam/hari dengan jumlah karyawan sebanyak 150 orang . Pabrik ini direncanakan dibangun di provinsi Riau, Kabupaten Siak, Kecamatan Siak dengan luas tanah 14.000 m² dan luas bangunan yang digunakan 13.248 m² . Bahan baku yang digunakan adalah minyak kelapa sawit sebesar 12.626 kg/jam dan metanol sebanyak 5.593 kg/jam. Proses pembuatan biodiesel terdiri dari 4 tahap yaitu esterifikasi, transesterifikasi, pencucian, dan distilasi. Tahap pertama merupakan proses yang melibatkan reaksi esterifikasi, yaitu dengan melibatkan katalis H₂SO₄. Katalis ini akan menurunkan kadar asam lemak yang tidak diinginkan. Tahap kedua dilakukan merupakan proses yang melibatkan reaksi transesterifikasi, yaitu dengan katalis NaOH. Katalis ini akan merubah asam lemak menjadi biodiesel. Tahap ketiga pada masing-masing reaksi akan dilakukan pencucian yang bertujuan untuk menghilangkan kontaminasi. Tahap keempat adalah proses distilasi dimana dilakukannya pemisahan antara biodisel dengan zat yang tidak diinginkan. Hasil menunjukkan bahwa minyak kelapa sawit memiliki potensi tinggi sebagai sumber biodiesel karena ketersediaannya yang melimpah dan sifatnya yang dapat diperbarui . Analisa resiko menunjukkan bahwa pabrik biodiesel berdasarkan kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk tergolong beresiko rendah. Evaluasi ekonomi menunjukkan tingkat pengembalian investasi (ROI) sebesar 40,68% sebelum pajak dan 30,51% setelah pajak, serta Pay Out Time (POT) sebelum pajak sebesar 2 tahun dan setelah pajak 2,5 tahun. Break Even Point (BEP) sebesar 47,69% dan Shut Down Point (SDP) sebesar 31,90%. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) tercatat sebesar 31,27 %. Analisis kelayakan menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan.

Kata-kata kunci: Biodiesel, Esterifikasi, Minyak kelapa sawit, Transesterifikasi.

ABSTRACT

Biodiesel is an environmentally friendly alternative fuel that can be produced from various sources of vegetable oil, including palm oil. This design aims to evaluate the potential of palm oil as a raw material for making biodiesel, increase biodiesel products, reduce dependence on petroleum fuels, and study the esterification and transesterification processes used in biodiesel production that are feasible to build. This final project discusses the design of a biodiesel plant from palm oil and methanol with a capacity of 100,000 tons/year with an operating time of 330 days/year for 24 hours/day with a total of 150 employees. This plant is planned to be built in Riau province, Siak Regency, Siak District with a land area of 14,000 m² and a building area of 13,248 m². The raw materials used are palm oil of 12,626 kg/hour and methanol of 5,593 kg/hour. The biodiesel manufacturing process consists of 4 stages, namely esterification, transesterification, washing, and distillation. The first stage is a process involving an esterification reaction, namely by involving the H₂SO₄ catalyst. This catalyst will reduce the levels of unwanted fatty acids. The second stage is a process involving a transesterification reaction, namely with the NaOH catalyst. This catalyst will convert fatty acids into biodiesel. The third stage in each reaction will be washed to remove contamination. The fourth stage is the distillation process where the separation of biodiesel with unwanted substances is carried out. The results show that palm oil has high potential as a source of biodiesel because of its abundant availability and renewable nature. Risk analysis shows that the biodiesel plant based on operating conditions, raw material properties and products is classified as low risk. Economic evaluation shows a return on investment (ROI) of 40.68% before tax and 30.51% after tax, and a Pay Out Time (POT) before tax of 2 years and after tax of 2.5 years. Break Even Point (BEP) of 47.69% and Shut Down Point (SDP) of 31.90%. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) is recorded at 31.27%. Feasibility analysis shows that this plant is feasible to be established.

Keywords: Biodiesel, Esterification, Palm oil, Transesterification.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Kebutuhan energi sepanjang tahun terus meningkat hampir di semua sektor kehidupan. Selama ini sumberdaya energi yang dimanfaatkan berasal dari bahan bakar berupa minyak bumi, gas alam, dan batubara (bahan bakar fosil) yang bersifat tak terbarukan (*unrenewable*) serta jumlahnya selalu berkurang dari waktu ke waktu. Sumber energi yang berasal dari bahan bakar bersifat terbarukan (*renewable*) merupakan solusi bagi permasalahan tersebut. Hal tersebut disebabkan karena bahan bakar ini dapat diregenerasi terus menerus karena bersumber dari tumbuhan dan hewan. Bahan bakar fosil maupun bahan bakar non fosil dalam proses produksinya sangat membutuhkan ketersediaan katalis. Katalis berperan dalam mempercepat terbentuknya produk. Salah satu jenis produk dari sumber energi yang bersifat renewable berasal dari minyak nabati adalah biodiesel (metil ester). Biodiesel atau metil ester merupakan bahan bakar dari minyak nabati yang memiliki sifat menyerupai minyak diesel atau solar.

Kelapa sawit merupakan tumbuhan industri sebagai bahan baku penghasil minyak masak, minyak industri, maupun bahan bakar. Indonesia adalah penghasil minyak kelapa sawit terbesar di dunia. Di Indonesia penyebarannya di daerah Aceh, pantai timur Sumatra, Jawa, Kalimantan, dan Sulawesi. Minyak sawit dapat digunakan untuk memproduksi biodiesel. Metil ester dari minyak sawit merupakan zat mampu bakar (*flammable*) yang dihasilkan dari proses transesterifikasi. Biodiesel minyak sawit sering kali dikombinasikan dengan bahan bakar lain untuk mendapatkan campuran bahan bakar.

Sebagai produk yang dihasilkan dari alam, kelapa sawit merupakan produk di sektor pertanian yang cocok dengan iklim tropis di Indonesia. Dalam 15 tahun terakhir ini, bisnis kelapa sawit dan produk turunannya dikuasai oleh swasta dengan kemampuan ekspansi dan produksi yang sangat tinggi. Dengan komposisi sebagian besar ekspor dalam bentuk CPO yang

hakekatnya merupakan minyak nabati yang diperoleh dari proses pengempaan (ekstraksi) daging buah tanaman kelapa sawit, dapat dikatakan bahwa produk tersebut masih diolah dengan cara mekanik. Dalam bentuk ekspor CPO, nilai tambah yang dihasilkan belum besar.

Mendirikan pabrik biodiesel di Indonesia bertujuan untuk meningkatkan produksi biodiesel dan juga untuk memenuhi tingkat konsumsi bahan bakar yang begitu tinggi karena seiring perkembangan industri dan kemajuan teknologi. Sehingga, Indonesia dapat mengurangi ketergantungan terhadap bahan bakar minyak bumi.

1.2 Penentuan Kapasitas Produk

Penentuan kapasitas produksi pembuatan biodiesel ditentukan dari banyaknya produksi biodiesel dalam negeri, konsumsi biodiesel dalam negeri, impor biodiesel ke luar negeri, dan ekspor biodiesel ke luar negeri. Berikut adalah data-data untuk penentuan kapasitas pabrik:

1.2.1 Data Produksi

Berikut data produksi di Indonesia ditunjukkan pada Tabel 1.1

Tabel 1. 1 Data Produksi Biodiesel Di Indonesia

Pabrik di Indonesia	Ton/tahun
PT. Sintong Abadi	30.800
PT. Eterindo Nusagraha	40.459
PT. Indo Biofuels Energi	60.690
PT. Bioenergi Pratama Jaya	66.758
PT. Sumiasih	101.149
Total	299.856

(Sumber : <https://palmoilina.asia/sawit-hub/biodiesel-indonesia/>)

Pemilihan pabrik di atas, berdasarkan oleh lahan tanaman minyak kelapa sawit yang banyak di temui di Riau sehingga pengambilan contoh pabrik pun mengambil di daerah tersebut. Dari data tersebut, didapatkan total produksi biodiesel di Indonesia sejumlah 299.856 Ton/Tahun.

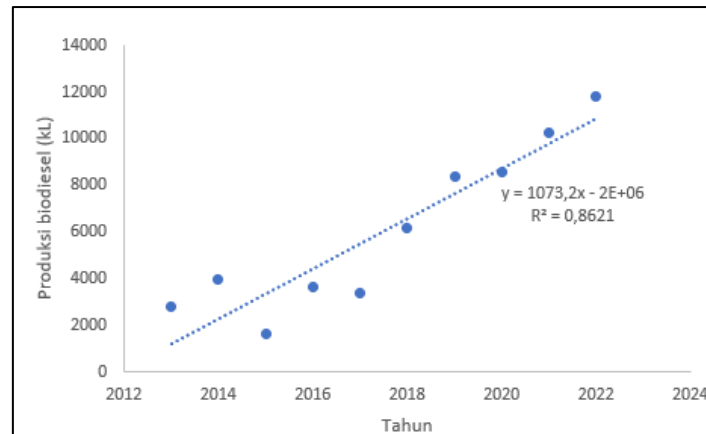
Berikut data Produksi di Indonesia ditunjukkan pada Tabel 1.2

Tabel 1. 2 Data Produksi Di Indonesia

Tahun	Total Produksi Biodiesel (kL)
2013	2.805
2014	3.961
2015	1.620
2016	3.656
2017	3.416
2018	6.168
2019	8.399
2020	8.594
2021	10.240
2022	11.836

(sumber: *Handbook of Energy & Economic Statistic of Indonesia* 2022)

Berdasarkan data di atas, dapat diketahui bahwa produksi biodiesel di Indonesia semakin meningkat yang menandakan kemungkinan bahwa Indonesia akan terus bergantung pada biodiesel dengan negara pengimpor. Hasil regresi data impor grafik hubungan antara jumlah impor ditunjukkan pada Gambar 1.1 :



Gambar 1. 1 Hasil Regresi Data Produksi Biodiesel di Indonesia

Perkiraan produksi biodiesel di Indonesia pada tahun dibangunnya pabrik dapat dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$y = 1.073,2x - 2.000.000$$

Dimana nilai x merupakan tahun pendirian pabrik dan y sebagai jumlah Produksi biodiesel pada tahun tersebut. Dalam hal ini, pabrik direncanakan akan dibangun pada tahun 2030, maka proyeksi Produksi biodiesel pada tahun 2030 adalah:

$$y = 1.073,2x - 2.000.000$$

$$y = 1.073,2(2030) - 2.000.000$$

$$y = 178.596 \text{ kL/Tahun}$$

$$= 63.070 \text{ ton/Tahun}$$

1.2.2 Data ekspor

Berikut data ekspor di Indonesia ditunjukkan pada Tabel 1.3

Tabel 1. 3 Data Ekspor Di Indonesia

Tahun	Total Ekspor Biodiesel (kL)	Persen Pertumbuhan (%)
2013	1.757	
2014	1.629	-0,072
2015	328	-0,798
2016	477	0,454
2017	187	-0,607
2018	1.803	8,641
2019	1.319	-0,268
2020	36	-0,972
2021	133	2,694
2022	372	1,796
Total	8.041	10,867
Rata-Rata	804	1,207

(sumber: *Handbook of Energy & Economic Statistic of Indonesia* 2022)

Berdasarkan data di atas, dapat diketahui bahwa ekspor biodiesel di Indonesia setiap tahunnya mengalami peningkatan dan juga mengalami penurunan.

Perhitungan data proyeksi ekspor biodiesel dapat ditunjukkan pada Tabel 1.4

Tabel 1. 4 Data Proyeksi Ekspor Biodiesel.

Tahun	Ekspor biodiesel (kL)
2023	376,49
2024	381,04
2025	385,64

Tabel 1. 5 Data Proyeksi Ekspor Biodiesel.(Lanjutan)

Tahun	Ekspor biodiesel (kL)
2026	390,29
2027	395,01
2028	399,78
2029	404,60
2030	409,49

Secara umum proyeksi jumlah ekspor biodiesel di Indonesia pada tahun 2030 diproyeksikan sebesar 409,49 kL/Tahun atau 14,461 ton/Tahun.

1.2.4 Data Konsumsi

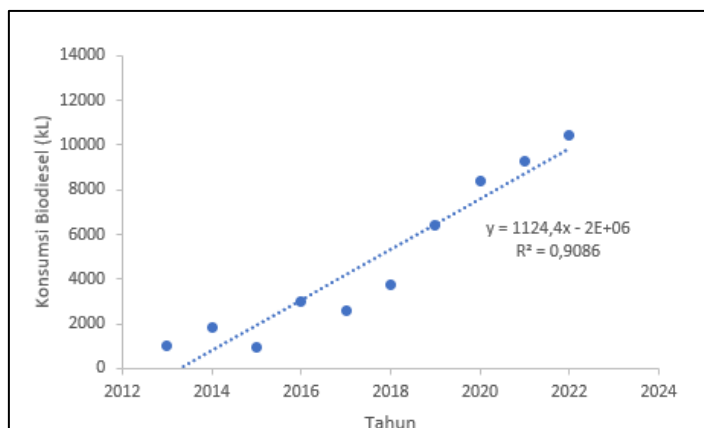
Berikut data konsumsi di Indonesia ditunjukkan pada Tabel 1.5

Tabel 1. 6 Data Konsumsi Di Indonesia

Tahun	Total Konsumsi Biodiesel (kL)
2013	1.048
2014	1.845
2015	915
2016	3.008
2017	2.572
2018	3.750
2019	6.396
2020	8.400
2021	9.294
2022	10.449

(sumber: *Handbook of Energy & Economic Statistic of Indonesia* 2022)

Berdasarkan data di atas, dapat diketahui bahwa konsumsi biodiesel di Indonesia cenderung terus meningkat setiap tahunnya, walaupun sempat mengalami penurunan pada tahun 2015. Hasil regresi grafik hubungan antara jumlah konsumsi biodiesel dengan tahun konsumsi ditunjukkan pada Gambar 1.2



Gambar 1. 2 Hasil regresi grafik hubungan antara jumlah konsumsi biodiesel dengan tahun konsumsi

Perkiraan konsumsi biodiesel di Indonesia pada tahun dibangunnya pabrik dapat dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$y = 1124,4x - 2.000.000$$

Dimana:

x : merupakan tahun pendirian pabrik

y : sebagai jumlah konsumsi biodiesel pada tahun tersebut.

Dalam hal ini, pabrik direncanakan akan dibangun pada tahun 2030, maka proyeksi konsumsi biodiesel pada tahun 2030 adalah:

$$y = 1.124,4x - 2.000.000$$

$$y = 1.124,4(2030) - 2.000.000$$

$$y = 282.532 \text{ kL/Tahun}$$

$$= 99.775 \text{ ton/Tahun}$$

1.2.5 Ketersediaan Bahan Baku

Dalam pembuatan pabrik biodiesel dengan bahan baku Minyak Kelapa Sawit (*Crude palm oil*) yang digunakan dalam pembuatan Biodiesel dapat diperoleh dari PT. Mahkota Group Tbk yang memiliki lahan perkebunan yang sangat luas mencapai 16,8 juta hektar. Tersebar di berbagai daerah seperti Sumatera, Kalimantan hingga Papua. Dalam satu tahun PT. Mahkota Group Tbk dapat memproduksi sekitar 45 ton minyak sawit per tahun, Riau sendiri terkenal sebagai daerah penyumbang minyak sawit terbesar di Indonesia. Berdasarkan data Badan Pusat Statistik (BPS), produksi minyak sawit dari daerah ini mencapai 213.000 ton /tahun. Pabrik pengolahan kelapa sawit yang ada di Riau bersama dengan tenaga profesional yang menerima bahan baku untuk diolah menjadi minyak sawit mentah (CPO) dan inti sawit (palm kernel). PT. Mahkota Group Tbk selain menghasilkan minyak kelapa sawit mentah atau crude palm oil (CPO) juga mengolah minyak goreng, margarin, shortening, dan lemak nabati khusus. Sehingga, penentuan kapasitas produksi 20% dari total peluang dianggap sudah tepat.

Selain minyak kelapa sawit juga dibutuhkan bahan baku berupa Metanol yang digunakan dalam pembuatan Biodiesel. Metanol adalah salah satu bahan campuran utama dalam produksi Fatty Acid Methyl Ester atau FAME. FAME inilah yang kemudian dicampur dengan solar untuk dijadikan produk biosolar. Metanol dapat diperoleh dari PT. Pertamina Patra Niaga yang menjual produk metanol dengan pengiriman perdana sebesar 21.000 ton kepada perusahaan biodiesel di Kawasan Industri Dumai. Potensi pasar produk kimia atau petrokimia di Indonesia khususnya di Regional Sumatra Bagian Utara (Sumbagut) relatif besar, penjualan metanol ini merupakan ekspansi produk petrokimia yang diharapkan dapat menjadi salah satu komoditas yang bisa mendorong pertumbuhan penjualan. PT. Pertamina Patra

Niaga Regional Sumbagut memproyeksikan penjualan produk metanol tahun 2024 di wilayah Sumbagut yang meliputi Riau, Kepri, Sumut, Aceh dan Sumbar dapat mencapai 40.000 ton atau setara dengan 40 juta kilogram (kg) metanol.

$$\text{Peluang} = \text{Demand} - \text{Supply}$$

$$(\text{Konsumsi} + \text{Ekspor}) - (\text{Produksi} + \text{Impor})$$

Pada tahun 2030, ekspor biodiesel tercatat sebesar 409,49 kiloliter, sementara produksi mencapai 178.596 kiloliter dan konsumsi berada di angka 282.532 kiloliter, tanpa adanya impor biodiesel di Indonesia. Mengingat kapasitas dan kebutuhan domestik yang cukup tinggi, peluang untuk mendirikan industri biodiesel terlihat cukup menjanjikan. Dengan demikian, kapasitas yang dapat dicapai adalah 104.345,49 kL/Tahun, atau setara dengan 91.824,03 ton/Tahun. Berdasarkan peluang yang ada kapasitas pabrik biodiesel sebesar 100.00 ton/tahun dengan harapan dapat menambah nilai ekspor untuk bisa melebihi produksi dalam negeri yang direncanakan akan mulai beroperasi pada tahun 2030.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Biodiesel

Biodiesel adalah salah satu bahan bakar alternatif sebagai pengganti bahan bakar diesel yang sangat potensial karena bahan bakunya mudah diperoleh dan berasal dari sumber yang bisa diperbaharui, yaitu minyak nabati dan hewani (Aziz, 2010). Biodiesel dengan bahan baku minyak nabati dapat dikatakan sebagai salah satu sumber daya terbarukan. Minyak sawit merupakan salah satu pilihan yang dapat dijadikan sebagai bahan baku pembuatan biodiesel.

Biodiesel dihasilkan dari reaksi transesterifikasi trigliserida (minyak) dengan alkohol ringan menggunakan katalis basa. Alkohol yang digunakan biasanya metanol atau etanol, sedangkan katalis yang digunakan adalah KOH, NaOH atau senyawa basa yang lain (Widianto

dan Bagus, 2010). Bahan baku minyak nabati ditambahkan katalis dalam larutan metanol, sedangkan produk utama proses transesterifikasi adalah biodiesel yang masih memerlukan proses pencucian dan pemurnian sehingga diperoleh biodiesel yang memenuhi syarat sebagai bahan bakar (Tim Departemen Teknologi Pertanian, 2005).

Spesifikasi biodiesel yang akan dicampur harus sesuai dengan standar yang telah ditetapkan karena standar tersebut dapat memastikan bahwa biodiesel yang dihasilkan dari reaksi pemrosesan bahan baku minyak nabati sempurna yaitu bebas gliserol, katalis, alkohol, dan asam lemak bebas (Boedoyo, 2006). Sehingga pada pengolahan atau pada proses transesterifikasi diperlukan ketelitian dan prosedur perlakuan analisis dengan prosedur .

1.3.2 Kelapa sawit

Kelapa sawit merupakan tumbuhan pohon. Tingginya bisa mencapai 24 meter. Bunga dan buahnya berupa tandan, serta bercabang banyak. Buahnya kecil dan apabila masak, berwarna merah kehitaman. Daging buahnya padat, dimana daging dan kulit buahnya mengandung minyak. Minyak kelapa sawit tersebut digunakan sebagai bahan minyak goreng, sabun, lilin maupun sebagai bahan bakar biodiesel. Ampasnya dapat dimanfaatkan untuk makanan ternak, khususnya sebagai salah satu bahan pembuatan makanan ayam. Tempurungnya dapat digunakan sebagai bahan bakar dan arang (Departemen Perindustrian, 2007).

Menurut Tety, dkk (2012) dari kelapa sawit dapat menghasilkan minyak kelapa sawit (Crude Palm Oil) yang sangat potensial digunakan sebagai pengganti bahan bakar diesel. Keunggulan minyak kelapa sawit sebagai bahan baku biodiesel adalah kandungan asam lemak jenuh yang tinggi sehingga akan menghasilkan angka setana yang tinggi. Selain itu minyak kelapa sawit mempunyai perolehan biodiesel yang tinggi per hektar kebunnya. Ketersediaan

teknologi biodiesel dikenal relatif sederhana dengan produk berupa alkil ester asam lemak (metil atau etil ester) yang diproduksi dengan proses transesterifikasi.

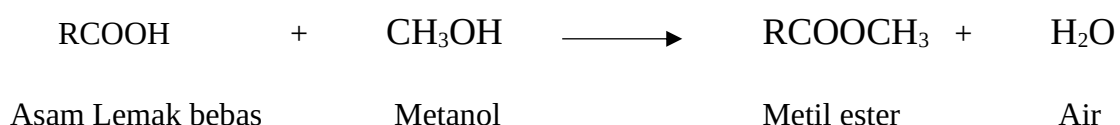
1.4 Pemilihan Proses

Secara umum , proses pembuatan biodiesel memakai dua reaksi utama yaitu reaksi esterifikasi dan reaksi transesterifikasi. perbedaan antara reaksi esterifikasi dan reaksi transesterifikasi terletak pada penggunaan katalisnya. Reaksi esterifikasi menggunakan katalis asam. Sedangkan reaksi transesterifikasi memakai katalis basa. kedua reaksi ini membentuk produk samping yang tidak sama.esterifikasi dan reaksi transesterifikasi melalui katalis asam dapat berpotensi untuk mendapatkan konversi biodiesel yang hampir sempurna. Proses esterifikasi mengikuti mekanisme reaksi yang sama seperti transesterifikasi katalis asam (Loterio et al., 2005)

1.4.1 Esterifikasi

Reaksi esterifikasi merupakan reaksi antara asam karboksilat dan alkohol membentuk ester dengan mengkonversi asam lemak bebas yang terkandung di dalam trigliserida menjadi metil ester dan hasil samping dari reaksi ini terbentuk air. Hasil samping berupa air tersebut dapat diatasi dengan menggunakan metanol berlebih, air yang terbentuk akan larut dalam metanol dan tidak menghambat proses reaksi. Selain itu, metanol juga dapat menghambat laju hidrolisis dalam suasana basa karena metanol dalam bentuk ion metoksida bereaksi dengan trigliserida menghasilkan metil ester (Sutapa , 2014).

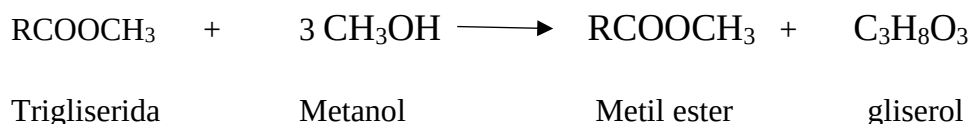
Reaksi esterifikasi dari asam lemak menjadi metil ester adalah:



Reaksi esterifikasi dilakukan pada suhu 60°C selama 2 jam dan dilakukan pengadukan secara terus menerus untuk mempercepat reaksi dan agar seluruh katalis dapat bereaksi dengan reaktan. Proses esterifikasi digunakan untuk menurunkan kadar %FFA yang tinggi dari proses pengukuran %FFA minyak. kandungan asam lemak Sehingga berdasarkan hasil reaksi esterifikasi dengan katalis H₂SO₄ asam lemak bebas berkurang dari 2,85% menjadi 0,54% Penggunaan rasio metanol yang bervariasi sangat menentukan konversi yang efektif dalam menghasilkan produk utama biodiesel. Proses reaksi esterifikasi berjalan reversibel, maka penggunaan metanol haruslah berlebih untuk mencapai reaksi ke arah produk untuk menghasilkan ester sebagai produk utama.

1.4.2 Transesterifikasi

Transesterifikasi merupakan metode yang saat ini paling umum digunakan untuk memproduksi biodiesel dari minyak nabati. Pada dasarnya proses transesterifikasi ini bertujuan untuk mengubah (tri, di, mono) gliserida yang mendominasi komposisi minyak kelapa sawit dan berviskositas tinggi menjadi metil ester asam lemak dimana metanol atau etanol menggantikan gliserol (Knothe, 2005). Transesterifikasi adalah tahap konversi dari trigliserida menjadi alkil ester , melalui reaksi dengan alkohol dan menghasilkan produk samping yaitu gliserol..Reaksi transesterifikasi trigliserida menjadi metil ester adalah:

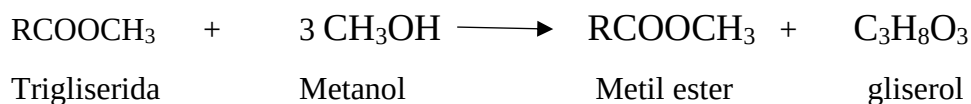
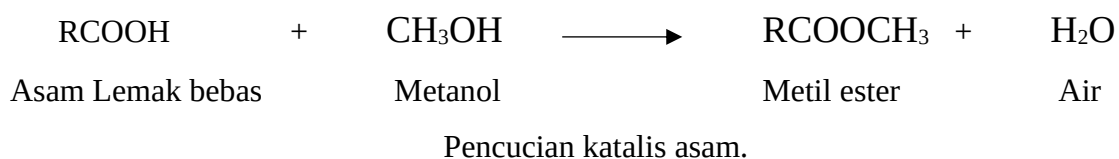


Proses transesterifikasi dengan katalisator basa karena merupakan proses yang ekonomis dan hanya memerlukan suhu dan tekanan rendah. Pemilihan NaOH sebagai katalis ini dikarenakan dengan adanya katalis basa reaksi akan berjalan lebih cepat walaupun dengan suhu reaksi rendah dibandingkan menggunakan katalis asam. yang mempercepat reaksi Hasil konversi yang bisa dicapai dari proses ini adalah bisa mencapai 98%. Proses ini merupakan metode yang cukup penting untuk memproduksi biodiesel dari minyak nabati. Proses transesterifikasi merupakan reaksi dari trigliserida dengan metanol untuk membentuk ester dan gliserol.

1.4.3 Transesterifikasi-esterifikasi

Bahan baku yang digunakan adalah minyak kelapa sawit yang mengandung kadar asam lemak bebas (FFA) tinggi yakni lebih dari 2% maka perlu dilakukan proses esterifikasi terlebih dahulu untuk menurunkan kadar asam lemak bebas hingga sekitar 2%. Reaksi esterifikasi berfungsi mengkonversi asam lemak bebas (FFA) yang terkandung di dalam trigliserida menjadi metil ester dengan bantuan metanol dan katalis H_2SO_4 . Setelah itu, dilakukan proses transesterifikasi dengan metanol dan katalis NaOH menghasilkan metil ester (Arita, Dara, & Irawan, 2008).

Reaksi Transesterifikasi-Esterifikasi adalah:



Gambar 1. 3 Reaksi Esterifikasi dan Reaksi Transesterifikasi

Transesterifikasi juga menggunakan katalis dalam reaksinya. Tanpa adanya katalis, konversi yang dihasilkan maksimum namun reaksi berjalan dengan lambat (Mittlebatch,2004). Katalis yang biasa digunakan pada reaksi transesterifikasi adalah katalis basa, karena katalis ini dapat mempercepat reaksi.

Tahap esterifikasi diikuti dengan tahap transesterifikasi. Proses esterifikasi dilanjutkan transesterifikasi terhadap produk pertama dengan menggunakan katalis NaOH. Proses esterifikasi menghasilkan metil ester dan air, selanjutnya dimurnikan yakni dicuci dengan air. Metil ester yang telah dimurnikan ini selanjutnya dilanjutkan tahap transesterifikasi menghasilkan metil ester dan gliserol ,selanjutnya dimurnikan dan dipisahkan dari katalis .

Tabel 1. 7 Perbandingan Karakteristik dari Esterifikasi, Transesterifikasi,dan Esterifikasi-Transesterifikasi.

No	Uji Kualitas Biodiesel	Satuan	Esterifikasi	Transesterifikasi	Esterifikasi-Transesterifikasi
1	Berat jenis	kg/m ³	867,71	852,5	883,62
2	Viskositas	mm ² /s	40,224	40,544	40,834
3	Kadar Air	%	0,184	0,18	0,076
4	Bilangan Asam	mg KaoH/kg	0,54	0,78	0,22
5	pH		6	7	6,5
6	<i>Cloud Point</i>	°C	12		13
7	<i>Flash Point</i>	°C	237		226
8	Yield	%	48	66,4	62,667
9	Produk Sampling		Air	Gliserol	H ₂ O,ROH,CH ₄
10	Katalis		H ₂ SO ₄	NaOH	H ₂ SO ₄ dan NaOH

11	Waktu reaksi	Menit	120	60	120 (esterifikasi) 120 (transesterifikasi)
12	Konversi	%	77,39	98	93,46
13	Rasio minyak:metanol		1:6	1:4	1:3 (esterifikasi) 1:5 (transesterifikasi)
14	Suhu	°C	60	60	60
14	Sumber		Mudzofar, 2013	Retno, 2017	Haryanto, 2019

Secara umum, produksi biodiesel melibatkan dua reaksi utama, yaitu reaksi esterifikasi dan transesterifikasi, yang berbeda dalam penggunaan katalis. Esterifikasi menggunakan katalis asam, sementara transesterifikasi menggunakan katalis basa. Kedua reaksi ini menghasilkan produk samping yang berbeda. Pemilihan proses yang tepat perlu dipertimbangkan untuk menjaga efisiensi dan keberlanjutan produksi dari segi teknis maupun ekonomi. Reaksi dengan katalis asam membantu menurunkan kadar asam lemak bebas (FFA), sedangkan katalis basa memiliki keuntungan dalam mempercepat waktu reaksi dan meningkatkan konversi biodiesel. Mengingat bahan bakunya adalah minyak nabati, kombinasi kedua metode ini dinilai cocok untuk digunakan.

1.5 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.5.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan secara termodinamika ditujukan untuk mengetahui sifat reaksi (ekstermis/endotermis) dan arah reaksi (*reversible/irreversible*). Untuk menentukan sifat reaksi dapat dihitung dengan perhitungan panas reaksi (ΔH_r) dengan berdasar pada panas pembentukan standar (ΔH_f°) pada kondisi standar ($P = 1 \text{ atm}$; $T = 25^\circ\text{C}$), sedangkan untuk

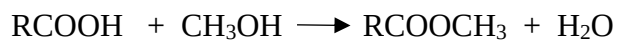
menentukan arah reaksi dapat diketahui dengan perhitungan energi Gibbs (ΔH_r) pada kondisi operasi.

Tabel 1. 8 Harga ΔH_f° dan ΔG_f° masing-masing komponen

Komponen	ΔH_f° , kJ/mol	ΔG_f° , kJ/mol
<i>Free Fatty Acid</i> (FFA)	-691,597	-226,571
Methanol	-201,170	-162,200
<i>Fatty Acid Methyl Ester</i> (FAME)	-658,801	-168,545
Air	-241,800	-237,129
Trigliserida	-2048,63	-34,480
Gliserol	-566,319	-448,49

(Sumber : Yaws,1999)

Panas reaksi standar (ΔH_r°)

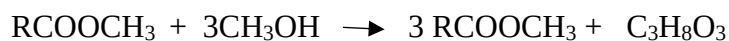


$$\Delta H_R = \Sigma \Delta H_f \text{ produk} - \Sigma \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_R = (\Delta H_f \text{ RCOOCH}_3 + \Delta H_f \text{ H}_2\text{O}) - (\Delta H_f \text{ RCOOH} + \Delta H_f \text{ CH}_3\text{OH})$$

$$\Delta H_R = (-658,801 + (-241,8)) \text{ kJ/mol} - (-691,597 + (-201,17)) \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_R = - 7,834 \text{ kJ/mol}$$



$$\Delta H_R = \Sigma \Delta H_f \text{ produk} - \Sigma \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_R = (\Delta H_f \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3 + 3\Delta H_f \text{ RCOOCH}_3) - (\Delta H_f \text{ RCOOCH}_2 + 3\Delta H_f \text{ CH}_3\text{OH})$$

$$\Delta H_R = (-566,319 + 3(-658,801)) \text{ kJ/mol} - (-691,597 + 3(-201,17)) \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_R = - 1.247,615 \text{ kJ/mol}$$

Karena ΔH_R° bernilai negatif maka reaksi bersifat eksotermis.

Konstanta keseimbangan (K1) pada keadaan standar

Perubahan energi Gibbs pada keadaan standar ($P = 1 \text{ atm}$; $T = 25^\circ\text{C}$) dapat dihitung dengan persamaan berikut (smith van ness ,1987)

$$\Delta G_f^\circ = RT \ln K1$$

Dengan :

ΔG_f° = Energi Gibbs pada keadaan standar ,J/mol

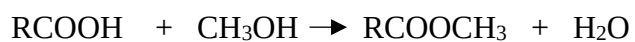
ΔH_f° = Panas reaksi ,J/mol

K1 = Konstanta kesetimbangan pada keadaan standar

T1 = Suhu standar , K

R = Tetapan gas ideal , ($8,314 \times 10^{-3} \text{ KJ/mol.K}$)

sehingga ΔG_f° dari reaksi pembentukan adalah :



$$\Delta G_f^\circ = \Delta G_f^\circ \text{ produk} - \Delta G_f^\circ \text{ reaktan}$$

$$\Delta G_f^\circ = (\Delta G_f^\circ \text{RCOOCH}_3 + \Delta G_f^\circ \text{H}_2\text{O}) - (\Delta G_f^\circ \text{RCOOH} + \Delta G_f^\circ \text{CH}_3\text{OH})$$

$$\Delta G_f = (-168,545 + (-237,129)) \text{ kJ/mol} - (-226,571 + (-162,200)) \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G_f = -16,903 \text{ kJ/mol}$$

$$\ln K_1 = - \Delta G_f / RT$$

$$\ln K_1 = - (-16,903 \text{ J/mol} \times 8,314 \times 10^{-3} \text{ KJ/mol} \times \text{K} \cdot 298 \text{ K})$$

$$\ln K_1 = 3,734$$

$$K_1 = 41,878$$

sehingga ΔG_r° dari reaksi pembentukan adalah :



$$\Delta G_f = \Delta G_f \text{ produk} - \Delta G_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta G_f = (\Delta G_f \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3 + 3\Delta G_f \text{ RCOOCH}_3) - (\Delta G_f \text{ RCOOCH}_2 + 3\Delta G_f \text{ CH}_3\text{OH})$$

$$\Delta G_f = (-448,490 + (-168,545)) \text{ kJ/mol} - (-226,571 + 3(-162,200)) \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G_f = -240,954 \text{ kJ/mol}$$

$$\ln K_1 = - \Delta G_f / RT$$

$$\ln K_1 = - (-240,954 \text{ kJ/mol} \times 8,314 \times 10^{-3} \text{ kJ/mol} \times \text{K} \cdot 298 \text{ K})$$

$$\ln K_1 = 6,391$$

$$K_1 = 596,980$$

Konstanta kesetimbangan pada suhu operasi ($T = 60^{\circ}\text{C}$, 333 K)

Konstanta Kesetimbangan reaksi pada suhu operasi (T_2) dapat dihitung dengan rumus berikut (Smith van Ness, 1987)

$$\ln K_2 - \ln K_1 = -\frac{\Delta H_R}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

$$\ln K_2 - \ln K_1 = -\frac{\Delta H_R}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

$$\ln K_2 = -\frac{\Delta H_R}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right) + \ln K_1$$

Dengan :

K_2 = Konstanta kesetimbangan pada suhu operasi

T_2 = Suhu operasi, K

Sehingga, harga konstanta kesetimbangan pada suhu operasi untuk reaksi pembentukan FAME dari FFA adalah:

$$\ln K_2 = -\frac{\Delta H_R}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right) + \ln K_1$$

$$\ln K_2 = -\left(\frac{-7,834 \text{ kJ/mol}}{8,314 \times 10^{-3} \text{ kJ/mol.K}} \right) \left(\frac{1}{333 \text{ K}} - \frac{1}{298 \text{ K}} \right) + 3,734$$

$$\ln K_2 = 5,756$$

$$K_2 = 316$$

Karena harga konstanta kesetimbangan jauh lebih besar daripada 1, maka reaksi berlangsung searah, yaitu ke arah kanan (*irreversible*). Harga konstanta kesetimbangan pada suhu operasi untuk reaksi pembentukan FAME dari Trigliserida adalah:

$$\ln K_2 = -\frac{\Delta H_f}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right) + \ln K_1$$

$$\ln K_2 = -\left(\frac{-1247,615 \text{ kJ/mol}}{8,314 \times 10^{-3} \text{ kJ/mol.K}} \times \left(\frac{1}{333 \text{ K}} - \frac{1}{298 \text{ K}} \right) \right) + 6,391$$

$$\ln K_2 = 8,228$$

$$K_2 = 3.746$$

Karena harga konstanta kesetimbangan jauh lebih besar daripada 1, maka reaksi berlangsung searah, yaitu ke arah kanan (*irreversible*). Harga ΔH_f bernilai positif yang berarti reaksi eksotermis (reaksi mengeluarkan panas). Dari data termodinamika juga menandakan bahwa reaksi berjalan secara *irreversible* yang berarti reaksi berjalan dalam satu arah. Reaksi asam lemak menjadi metil ester tidak dapat dikembalikan menjadi asam lemak asli karena reaksi esterifikasi yang terjadi adalah reaksi *irreversible*. Hal ini dikarenakan adanya perubahan kimia yang terjadi pada molekul-molekul yang terlibat dalam reaksi, membuatnya tidak dapat dipulihkan menjadi bentuk aslinya. Proses esterifikasi mengubah asam lemak bebas menjadi alkil ester, yang kemudian dapat digunakan sebagai biodiesel

1.5.2 Tinjauan Kinetika

Reaksi pembentukan Esterifikasi dari Distilat Asam Lemak Minyak Sawit (DALMS) dengan katalis asam sulfat merupakan reaksi homogen dalam fase cair. Persamaan kecepatan reaksi diperoleh dari Yadav (2010) sebagai berikut:

$$-r_A = k [\text{FFA}][\text{H}^+]$$

Menurut Yadav (2010) reaksi asam lemak bebas (FFA) dengan methanol untuk membentuk ester mengikuti orde 1 dan bergantung dari konsentrasi asam lemak yang bereaksi.

Hal ini disebabkan karena methanol yang diumpankan sangat besar (excess). Sehingga, persamaan kecepatan reaksi dapat dituliskan sebagai berikut:

$$-r_A = k [FFA]$$

dengan:

$$-r_A = \text{laju reaksi (mol/L.menit)}$$

$$k = \text{konstanta kecepatan reaksi (menit)}$$

$$[FFA] = \text{konsentrasi FFA (mol/L)}$$

REAKSI ESTERIFIKASI

Suhu: 60°C/ 333 K

Tekanan: 1 atm

Komponen	C (kmol/jam)	m (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)
FFA	0,078	46,267	850,000	0,054
Trigliserida	20,038	16.911,671	918,000	18,422
H ₂ O	5,533	99,673	1.000,000	0,100
CH ₃ OH	62,841	2.013,310	792,000	2,542
H ₂ SO ₄	0,700	68,623	1.840,000	0,037
Metil Ester	1,642	707,996	863,500	0,820
Total	90,832	19.847,540	6.263,500	21,976

Diketahui data kinetika reaksi:

$$k: 2,8700 \text{ kmol/m}^3/\text{jam}$$

REAKSI TRANSESTERIFIKASI

Suhu: 60°C/ 333 K

Tekanan: 1 atm

Komponen	C (kmol/jam)	m (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)
FFA	0,078	46,267	850,000	0,054
Trigliserida	1,311	1.106,023	918,000	1,205
H ₂ O	557,832	10.048,233	1.000,000	10,048
CH ₃ COH	2.580,492	82.673,798	792,000	104,386
Metil Ester	19,840	12.626,263	863,500	14,622
C ₃ H ₈ OH	56,183	5.173,687	1.261,000	4,103
NaOH	2,051	82,022	2.130,000	0,039
Total	3.217,787	111.756,293	7.814,500	134,457

Diketahui data kinetika reaksi:

k: 2,8700 kmol/m³/jam

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Bahan Baku

2.1.1 Minyak Kelapa Sawit

Kelapa sawit bermutu prima (*Special quality*) mengandung asam lemak (*Free Fatty Acid*) tidak lebih dari 2% pada saat pengapalan. Kualitas standar minyak kelapa sawit mengandung tidak lebih dari 5% FFA. Setelah pengolahan, kelapa sawit berumutu akan menghasilkan rendemen minyak 22,1% - 22,2% (tertinggi) dan kadar asam lemak bebas 1,7% - 2,1% (terendah). Kapasitas pabrik yang didirikan yaitu 100.000 ton/tahun. Bahan baku minyak kelapa sawit diambil dari PT. Mahkota Group Tbk.

Berdasarkan Badan Standarisasi Nasional melalui Standar Nasional Indonesia syarat mutu minyak kelapa sawit mentah seperti terlihat pada Tabel 2.1 berikut :

Tabel 2. 1 Standar Nasional Indonesia Mutu Minyak Kelapa Sawit Mentah

No	Kriteria Uji	Satuan	Persyaratan Mutu
1	Warna	-	Jingga kemerah-merahan
2	Kadar air dan kotoran	% fraksi masa	0,5 maks
3	Asam lemak bebas (sebagai asam palmitat)	% fraksi masa	0,5 maks
4	Bilangan Yodium	g Yodium/100 g	50-55

2.1.2 Methanol

Selain Minyak kelapa sawit, dalam proses pembuatan biodiesel dibutuhkan bahan baku seperti metanol, asam sulfat dan natrium hidroksida. Metanol merupakan bentuk metanol paling sederhana. Pada keadaan atmosfer, metanol berbentuk cairan yang ringan, mudah

menguap, tidak berwarna, mudah terbakar, dan beracun. Metanol digunakan sebagai bahan pendingin antibeku, pelarut, bahan bakar, dan sebagai bahan aditif bagi etanol metanol. Bahan baku metanol diambil dari PT. Pertamina Patra Niaga, Dumai dengan kemurnian 96%.

2.2 Bahan Baku Tambahan

2.2.1 Natrium Hidroksida

Rumus Molekul	:	NaOH
Berat Molekul ,	:	40 g/mol
Fase	:	Solid
Viskositas	:	2,13
Titik didih	:	1.388°C
Densitas (pada suhu 20 °C)	:	1.430. kg/m ³
Kemurnian berat	:	98%
Kelarutan	:	1.110 g/l (30C)
Kelarutan	:	Larut dalam air.
Sumber	:	PT. Asahimas Chemical

2.2.2 Asam Sulfat

Rumus Molekul	:	H ₂ SO ₄
Berat Molekul	:	98,08 g/mol
Fase	:	Cair
Viskositas	:	1,8357
Titik didih	:	337°C
Densitas . (pada suhu 20 °C)	:	1840 kg/m ³
Kemurnian berat	:	98 %
Kelarutan	:	98%
Kelarutan	:	Larut dalam air
Sumber	:	PT. Laban Raya Samodra

2.3 Spesifikasi Produk

Biodiesel merupakan kandidat yang paling baik untuk menggantikan bahan bakar fosil sebagai sumber energi transportasi utama dunia, karena biodiesel merupakan bahan bakar terbaru yang dapat menggantikan diesel petrol di mesin sekarang ini dan dapat diangkut dan dijual dengan menggunakan infrastruktur zaman sekarang. Dari beberapa spesifikasi yang sudah dijelaskan di atas dapat dilihat pula sifat fisiknya sebagai berikut.

Berdasarkan Badan Standarisasi Nasional (BSN, 2015) Melalui Standar Nasional Indonesia syarat mutu biodiesel seperti terlihat pada 25able berikut :

Tabel 2. 2 Standar Nasional Indonesia Mutu Biodiesel

No	Parameter Uji	Satuan ,min/maks	Persyaratan
1	Massa jenis pada 40 °C	kg/m ³	850 - 890
2	Viskositas kinematik pada 40 °C	mm/s (cSt)	2,3 - 6,0
3	Angka setana	min	51
4	Titik nyala (mangkok tertutup)	°C, min	100
5	Titik kabut	°C, maks	18
6	korosi lempeng tembaga (3 jam pada 50 °C) residu karbon	%-massa, maks	nomor 1
7	Air dan sedimen	%-Volume, maks	0,05
8	Temperature distilasi 90%	°C , maks	360
9	Abu tersulfurkan	%-massa, maks	0,02
10	Belerang	mg/kg, maks	50
11	Fosfor	mg/kg, maks	4
12	Angka asam	mg-KOH/g, maks	0,5
13	Gliserol bebas	%-massa, maks	0,02
14	Gliserol total	%-massa, maks	0,24

Tabel 2. 3 Sifat Fisis Bahan Baku , Bahan Pendukung dan Produk.

Sifat Fisis	Bahan Baku		Bahan Pendukung		Produk	
	Minyak Kelapa Sawit	Metanol	Asam Sulfat	Natrium Hidroksida	Metil Ester	Gliserol
Rumus Molekul	$C_3H_5(COOR)_3$	CH_3OH	H_2SO_4	$NaOH$	R-COOCH ₃	$C_3H_8OH_3$
Berat Molekul , g/mol	847,28	32,4	98,08	40	32,04	92
Fase	Cair	Cair	Cair	Solid	Cair	Cair
Viskositas	0,9	0,81	1,8357	2,13	0,8786	1,2491
Titik didih , °C	33-39	64,85	337	1.388	100	290
Densitas . kg/m ³ (pada suhu 20 °C)	0,902	791,8	1.840	1.430	840-890	1,26
Kemurnian , % berat	99,5	98	98	98	96	77,7
Kelarutan	-	Tak terbatas	98%	1.110 g/l (30C)	0,1 g/l	1.200 g/l
Kelarutan	Tidak larut dalam air	Larut dalam air	Larut dalam air	Larut dalam air	Tidak larut dalam air	Larut dalam air

2.4 Pengendalian kualitas

Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik biodiesel ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian proses dan pengendalian kualitas produk.

1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku dilakukan untuk mengetahui kualitas bahan baku yang dipakai, apakah sudah sesuai dengan kebutuhan untuk proses produksi. Maka dari itu, sebelum dilakukan proses produksi, Semua pengawasan mutu dapat dilakukan analisa di laboratorium ataupun menggunakan alat kontrol. Pengujian bahan baku termasuk bahan baku pembantu dilakukan untuk memastikan bahan-bahan baku tersebut sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan. Ada beberapa parameter yang akan diukur adalah kemurnian dari bahan baku yang berupa minyak kelapa sawit (Trigliserida) dan tambahan berupa metanol dan asam sulfat yang berfungsi agar bahan yang digunakan dapat diproses dengan baik di dalam pabrik. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan analisa di laboratorium ataupun menggunakan alat kontrol. Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di control room yang menggunakan indikator.

2. Pengendalian kualitas produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan dan ini sudah harus dilakukan sejak dari bahan baku sampai produk. Selain pengendalian mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk penunjang mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol. Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di control room dilakukan dengan cara automatic control yang menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan atau diset baik itu flow rate bahan bahkan produk, level control, maupun temperature control, dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan yaitu nyala 13 lampu, bunyi alarm dan sebagainya. Bila terjadi penyimpangan, maka harus dikembalikan pada kondisi semula baik secara manual ataupun otomatis.

3. Pengendalian proses

Pengendalian proses produksi pabrik ini meliputi aliran dan alat sistem kontrol.

1. Alat sistem control

- a) Sensor, digunakan untuk mengidentifikasi variabel proses. Alat yang digunakan manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan dan level termocouple untuk sensor suhu.
- b) Controller dan indikator, meliputi level indikator dan control. temperatur indicator control, pressure control, flow control.
- c) Actuator, alat yang digunakan untuk memanipulasi agar variabelnya sama dengan variabel controller. Alat yang digunakan automatic control valve dan manual hand valve.

2. Aliran Sistem Kontrol

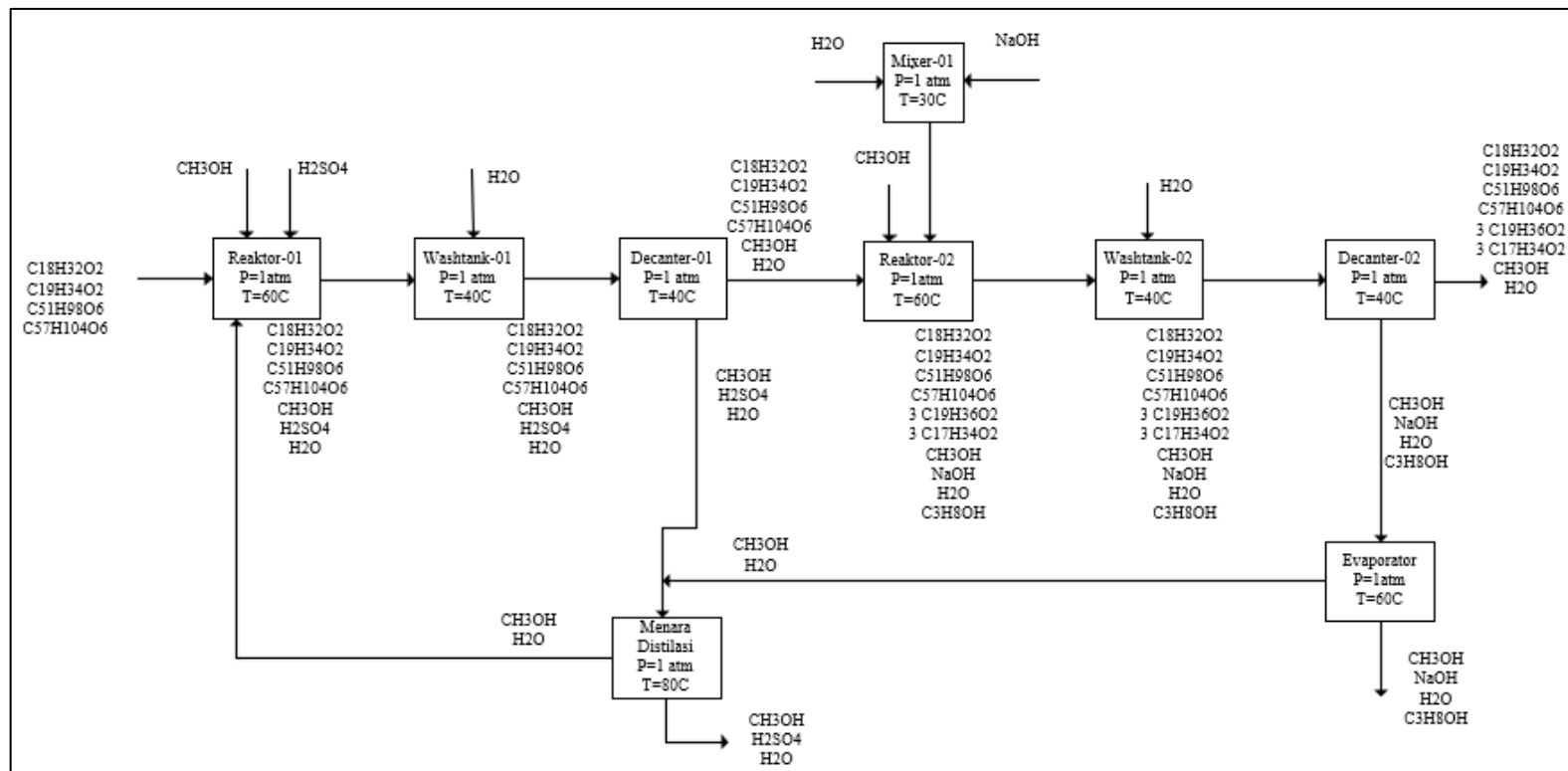
- a) Level Control berfungsi sebagai pengatur ketinggian cairan di dalam tangki. Level control akan memberikan isyarat berupa suaran dan nyala lampu ketika ketinggian cairan di dalam tangki tidak sesuai kondisi yang telah ditetapkan.
- b) Flow Rate Control berfungsi mengatur aliran bahan baku baik itu aliran masuk (inlet) maupun aliran keluar (outlet) proses.
- c) Temperature Control berfungsi untuk mengatur suhu pada suatu alat. Selain menggunakan alat-alat tersebut untuk mengendalikan proses, dilakukan pula pengendalian waktu. Pengendalian waktu dengan cara menggunakan proses yang efisien.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

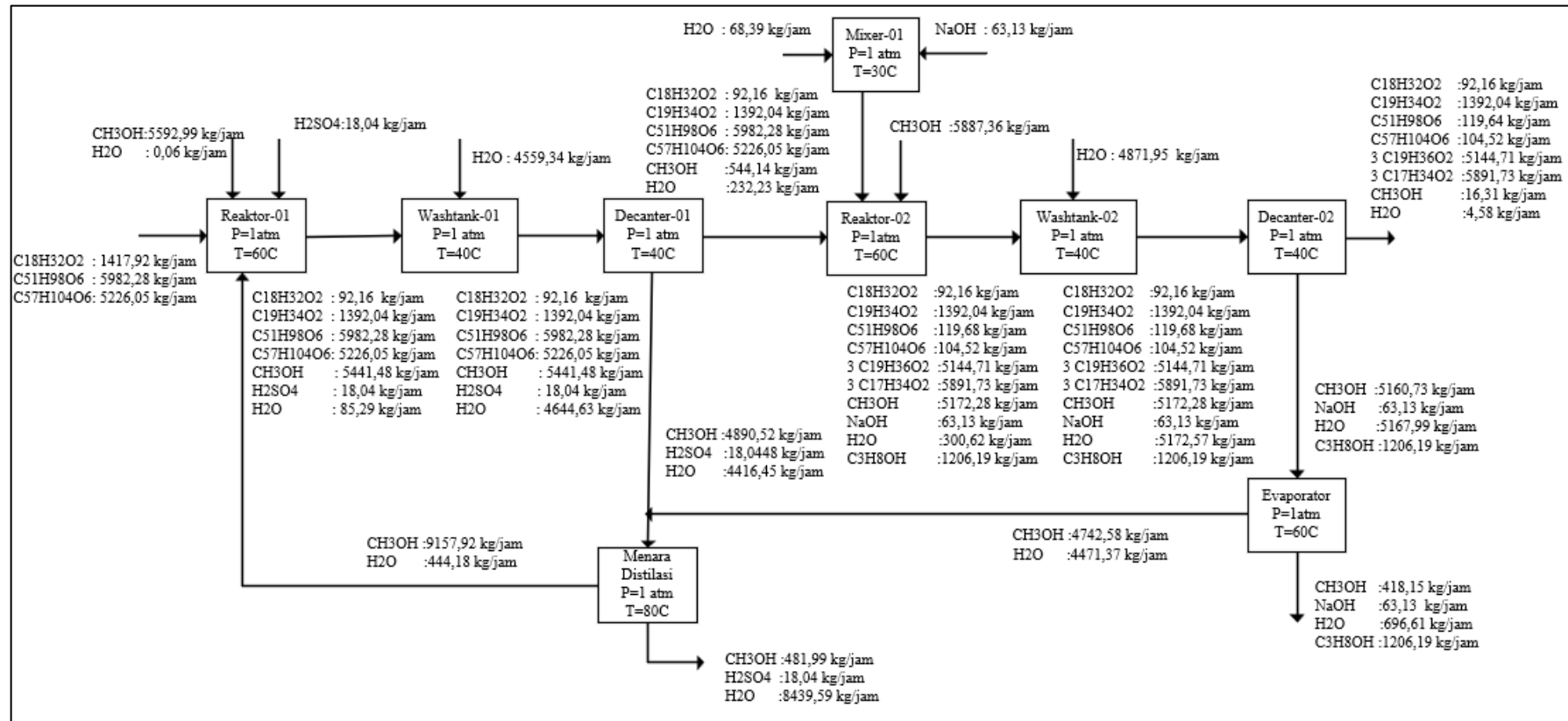
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 2. 1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.1 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 2. 2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Proses pembuatan biodiesel dapat digunakan bahan baku minyak kelapa sawit . Pembuatan biodiesel dilakukan melalui dua tahapan yaitu esterifikasi dan transesterifikasi. Katalis yang digunakan adalah Asam sulfat dan Natrium Hidroksida.

Pada proses pembuatan biodiesel, minyak kelapa sawit disimpan di dalam tangki penyimpanan (T-01) pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Dari (T-01) minyak kelapa sawit (FFA, Trigliserida, H_2O) dialirkan ke dalam reaktor (R-01). Lalu FFA yang terkandung di dalam minyak kelapa sawit direaksikan di dalam reaktor (R-01) dengan CH_3OH dengan menggunakan katalis H_2SO_4 .

Reaktor (R-01) bekerja pada suhu 60°C dan tekanan 1 atm menghasilkan keluaran yang terdiri dari FFA, trigliserida, gliserol, H_2SO_4 , metil ester, dan H_2O , selanjutnya dilakukan pencucian dengan menggunakan wash tank (WT-01). Wash tank (WT-01) bekerja pada suhu 70°C dan tekanan 1 atm. Air yang digunakan untuk pencucian sebanyak 50% dari kebutuhan bahan yang dicuci (Suprianti, 2006). Keluaran yang dihasilkan berupa FFA, trigliserida, gliserol, H_2SO_4 , metil ester, dan H_2O . Setelah dilakukan pencucian, maka dialirkan menuju decanter (D-01) untuk dipisahkan dari pengotor. Hasil dari decanter (D-01) yang berupa FFA, trigliserida, dan metil ester kemudian dialirkan menuju Reaktor (R-02) untuk melakukan reaksi berikutnya, sedangkan hasil bawah dari decanter (D-01) yang terdiri dari CH_3OH , H_2SO_4 dan H_2O dialirkan menuju menara distilasi (MD-01) untuk memisahkan CH_3OH dari H_2SO_4 dan H_2O .

Hasil atas dari decanter (D-01) yang dialirkan ke reaktor (R-02) akan dilakukan reaksi transesterifikasi. dengan CH_3OH dengan menggunakan katalis NaOH yang sebelumnya sudah dilarutkan dengan air menggunakan mixer (M-01). Metanol yang dialirkan dari tangki penyimpanan (T-02) sedangkan NaOH dialirkan dari tangki penyimpanan (Silo). Mixer (M-

01) dengan suhu operasi 30°C dan tekanan 1 atm. Hasil keluaran (M-02) berupa, NaOH , H₂O kemudian dimasukkan ke dalam reaktor (R-02). Hasil keluaran reaktor (R-02) yaitu FFA, trigliserida, CH₃OH, metil ester, H₂O, C₃H₈O₃, dan NaOH kemudian dialirkan ke dalam wash tank (WT-02) untuk dilakukan pencucian kembali. Air yang digunakan untuk pencucian sebanyak 50% dari kebutuhan pencucian. Keluaran dari wash tank (WT-02) terdiri atas FFA, trigliserida CH₃OH, metil ester, H₂O, C₃H₈O₃, dan NaOH. Setelah itu dialirkan menuju decanter (D-02) untuk memisahkan dengan pengotor. Hasil bawah dari decanter (D-02) berupa CH₃OH, H₂O, NaOH dan C₃H₈O₃ dialirkan menuju evaporator (EV-01) untuk menguapkan CH₃OH dan H₂O yang ada didalam C₃H₈O₃ dan NaOH .Hasil atas evaporator dialirkan menuju menara distilasi (MD-01) untuk dilakukan recycle agar metanol dapat dipergunakan lagi .Sedangkan hasil atas decanter (D-02) atau produk utama, terdiri dari FFA, trigliserida, metil ester, H₂O, dan CH₃OH disimpan di tangki biodiesel (T-05)

3.3 Spesifikasi Alat

Perancangan spesifikasi alat pada pabrik biodiesel telah di rancang berdasarkan pertimbangan efisiensi dan optimasi proses yang telah di sesuaikan. Spesifikasi alat-alat pada perancangan pabrik biodiesel dari minyak kelapa sawit.

3.3.1 Spesifikasi Alaat Proses

a. Reaktor

Tabel 3. 1 Spesifikasi Reaktor

Nama Alat	Reaktor-01	Reaktor-02
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi antara metanol FFA dengan katalis asam sulfat menjadi metel ester	Tempat terjadinya reaksi antara metanol dan Trigliserida dengan katalis natrium hidroksida menjadi metil ester dan gliserol
Jenis	RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk)	RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk)

Tabel 3. 2 Spesifikasi Reaktor(Lanjutan)

Nama Alat	Reaktor-01	Reaktor-02
Bahan	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>
Kode alat	R-01	R-02
Tekanan	1 atm	1 atm
Temperature	60 °C	60 °C
Waktu tinggal	1 jam	1 jam
Diameter shell	3,23 m	3,31 m
Tinggi shell	3,23 m	3,31 m
Volume shell	26,38 m ³	28,41 m ³
Tinggi reaktor	4,43 m	4,55 m
Volume reaktor	32,08 m ³	34,54 m ³
Tinggi head	122 in	122 in
Tebal head	<i>0,25 in</i>	<i>0,1857 in</i>
Jenis pengaduk	<i>Six-blade turbine, vertical blades</i>	<i>Six-blade turbine, vertical blades</i>
Diameter pengaduk	1,0757 m	1,1026 m
Jarak/Tinggi pengaduk	1,0757 m	1,1026 m
Lebar pengaduk	0,2689 m	0,2756 m
Lebar baffle	0,2689 m	0,2756 m
Jumlah pengaduk	1 buah	1 buah
Kecepatan pengaduk	60,3966 rpm	59,0679 rpm
Power pengaduk	2 Hp	2 Hp
Tinggi jaket pendingin	4 m	4 m
Diameter jaket pendingin	3 m	3 m
Luas selimut jaket pendingin	66 m ²	67 m ²
Jumlah alat	1 buah	1 buah
Harga	\$5400	\$5600

b. Mixer

Nama alat	: Mixer 01
Fungsi	: Tempat terjadinya pencampuran metanol dan Natrium Hidroksida
Jenis	: Tangki silinder tegak berpengaduk
Bahan	: <i>Stainless Steel</i> SA-240 Grade A Tipe 410
Kode alat	: M-01
Suhu	: 30 °C
Tekanan	: 1 atm
waktu tinggal	: 30 menit
Volume Over Design 20%	: 18,6517 m ³
Dimensi	
Diameter	: 3,2908 m
Tinggi	: 4,9363 m
Tebal Shell	: 0,5 in
Tebal Head	: 0,5 in
Pengaduk	
Jenis	: Turbine
Diameter	: 1,0969 m
Jumlah	: 1 buah
Lebar Baffle	: 0,2742 m
Kecepatan Pengaduk	: 47,6678 rpm
Power	: 10 Hp
Jumlah alat	: 1 buah

c. Washing tank

Tabel 3. 3 Spesifikasi washing tank

Nama Alat	Washing tank 01	Washing tank 02
Fungsi	Mencuci produk biodiesel untuk menghilangkan kontaminasi katalis dari keluaran reaktor-01	Mencuci produk biodiesel untuk menghilangkan kontaminasi katalis dari keluaran reaktor-02
Jenis	Tangki silinder tegak berpengaduk	Tangki silinder tegak berpengaduk
Bahan	<i>stainless steel</i> SA grade 3	<i>stainless steel</i> SA grade 3
Kode alat	WT-01	WT-02
Suhu	40 °C	40 °C
Tekanan	1 atm	1 atm
waktu tinggal	30 menit	30 menit
Volume	77,0019 m ³	83,3098 m ³
Dimensi		
Diameter	4,3209 m	4,43586 m
Tinggi	4,32095 m	4,4358 m
Tebal shell	0,625 in	0,875 in
Tebal head	0,25 in	0,3125 in
Pengaduk		
Jenis	six-blade turbine, vertical blades	six-blade turbine, vertical blades
Diameter	1,4403 m	1,4786 m
Jumlah	1 buah	1 buah
Lebar baffle	0,36 m	0,3696 m
kecepatan pengaduk	46,0321 rpm	44,8447 rpm
Power	25 Hp	25 Hp
Jumlah Alat	1 buah	1 buah
Harga	\$6200	\$6300

d. Decanter

Tabel 3. 4 Spesifikasi Decanter

Nama Alat	Decanter-01	Decanter-02
Fungsi	Memisahkan fase terlarut dalam air dengan yang tidak terlarut dalam air dari cairan keluar Reaktor 01	Memisahkan fase terlarut dalam air dengan yang tidak terlarut dalam air dari cairan keluar Reaktor 02
Jenis	<i>Horizontal Cylinder Vessel</i>	<i>Horizontal Cylinder Vessel</i>
Bahan	<i>Stainless Steel (316)</i>	<i>Stainless Steel (316)</i>
Kode alat	DC-01	DC-02
Tekanan	1 atm	1 atm
Temperature	60 °C	60 °C
Diameter decanter/tinggi shell	1,31 m	1,34 m
Panjang total decanter	3,93 m	4,01 m
Tebal shell	0,1875 in	0,1875 in
Tebal head	0,1875 in	0,1875 in
Tinggi head	10,6 in	10,9 in
Waktu tinggal	10 menit	10 menit
Volume total decanter	4,41 m ³	4,67 m ³
Kecepatan volumetrik fase ringan (QL)	15,74 m ³ /jam	15,10 m ³ /jam
Kecepatan volumetrik fase berat (QH)	10,72 m ³ /jam	12,94 m ³ /jam
Diameter pipa umpan	4,5 in	4,5 in
Diameter pipa fase berat	0,675 m	0,675 m
Diameter pipa fase ringan	0,84 in	0,84 in
Tinggi pipa umpan	0,65 m	0,67 m
Tinggi pipa fase berat	1,42 m	1,29 m

Tabel 3. 5 Spesifikasi *Decanter*(Lanjutan)

Nama Alat	Decanter-01	Decanter-02
Tinggi pipa fase ringan	1,18 m	1,20 m
Jumlah Alat	1 buah	1 buah
Harga	\$4300	\$4300

e. Evaporator

Nama Alat	: Evaporator
Fungsi	: Menguapkan H ₂ O dan metanol yang ada dalam Gliserol
Jenis	: <i>long-tube vertical</i> evaporator
Bahan	: <i>Stainless Steel</i> SA -167 grade 3 tipe 304
Kode alat	: EV 01
Suhu	: 60 °C
Tekanan	: 1 atm
Volume	: 37,1515 m ³
Diameter	: 2,8708 m
Tinggi	: 5,74179 m
jumlah tube	: 16 buah
ID shell	: 15,25 in
Baffle space	: 3,8125 in
Flow area	: 1,54 in ²
pressure drop	: 0,02418 psi
Volume Cairan	: 0,0156 m ³
Waktu Tinggal	: 10 menit
Volume Vapor	: 30,9439 m ³
Volume Total	: 37,1515 m ³
Diameter	: 2,8708 m
Tinggi	: 5,7417 m
Tebal Dinding	: 0,1875 in
Tebal Head	: 0,25 in
Jumlah Alat	: 1 buah

f. Menara distilasi

Nama Alat	:	Menara Distilasi
Fungsi	:	Memisahkan metanol dari air dan H_2SO_4 dengan kemurnian tinggi (96%) untuk bisa digunakan kembali
Bahan	:	<i>Stainless Steel</i>
Kode Alat	:	MD-01
Suhu umpan	:	81 °C
Suhu dew	:	66 °C
Suhu bubble	:	98 °C
Tekanan	:	1 atm
Diameter kolom	:	2,8315 m
Tinggi kolom	:	8,5859 m
Tebal shell kolom	:	0,0048 m
Tebal head kolom	:	0,0048 m
Material Tray	:	<i>Stainless Steel</i>
Material Downcomer	:	<i>Stainless Steel</i>
Jumlah tray	:	14 buah
Tebal tray	:	0,003 m
Diameter hole	:	0,01 m
Jumlah hole	:	3047 buah
Tray spacing	:	0,45 m
Panjang weir	:	2,1236 m
Tinggi weir	:	0,05 m
Jumlah Alat	:	1 buah

g. Tangki

Tabel 3. 6 Spesifikasi Tangki

Nama Alat	Tangki 01	Tangki 02	Tangki 03	Tangki 04	Tangki 05
Fungsi	Menyimpan kebutuhan minyak kelapa sawit	Menyimpan kebutuhan metanol	Menyimpan kebutuhan Asam Sulfat	Menyimpan kebutuhan Biodiesel	Menyimpan kebutuhan Gliserol
Penyimpanan	7 hari				
Jenis	Silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> dan <i>conical head</i>				
Kode alat	T-01	T-02	T-03	T-04	T-05
Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm
Suhu	30 °C	30 °C	30 °C	30 °C	30 °C
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Stell</i>	<i>Stainless Stell</i>	<i>Stainless Stell</i>	<i>Stainless Stell</i>	<i>Stainless Stell</i>
Kapasitas tangki	2121212,12 kg	1928701,82 kg	3031,52 kg	233863,63 kg	331231,69 kg
Volume Tangki	2890,29 m ³	2920,74 m ³	4,61 m ³	322,31m ³	812,37m ³
Diameter Tangki	21,3 m	21,3 m	3,04 m	10,66 m	15,24 m
Tinggi Tangki	9,14 m	9,14 m	0,91 m	5,48 m	5,48 m
Course Plate	5	5	2	3	3
Tebal Bottom	0,25 in	0,25 in	0,25 in	0,25 in	0,25 in
Tebal Roof	2,75 in	2,50 in	0,1875 in	0,875 in	0,75 in

h. Silo

Nama Alat : Silo-01
 Fungsi : Sebagai tempat penyimpanan NaOH untuk proses produksi selama 7 hari
 Jenis : Tangki silinder tegak dengan bagian bawah berbentuk cone 60 c
 Kode Alat : SL-01
 Bahan : *Stainless steel*
 Tekanan : 1 atm
 Suhu : 30 C
 Diameter silo : 2,2794 m
 Tebal silinder : 0,0064 in
 Tebal head : 0,0079 in
 Tinggi silo : 5,6658 m
 Jumlah Alat : 1 buah

i. *Screw Conveyor*

Nama alat : *Screw Conveyor*
 Fungsi : memindahkan material Naoh menuju Mixcer
 Kode Alat : SC
 Koefisien material : 1,8
 Kapasitas : 344,613266 lb/jam
 Panjang screw : 15 ft
 HP : 0,04699271809 Hp
 Standar HP : 1,5 Hp
 eff motor : 80%
 sehingga power : 1,2 Hp
 maka diambil power : 1,5 HP
 Jumlah Alat : 1 buah

j. Heater

Tabel 3. 7 Spesifikasi Heater

Nama Alat	Heater-01	Heater-02
Fungsi	Memanaskan minyak kelapa sawit	Memanaskan katalis H ₂ SO ₄
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>
Jumlah Harpin	4 buah	1 buah
Kode alat	HE-01	HE-02
Annulis		
IPS	2 in	2 in
OD	2,38 in	2,38 in
ID	2,067 in	2,067 in
<i>Surface area</i>	0,622 sqft/ft	0,622 sqft/ft
Panjang	15 ft	15 ft
Inner Pipe		
IPS	1,25 in	1,25 in
OD	1,66 in	1,66 in
ID	1,38 in	1,38 in
<i>Surface area</i>	0,435 sqft/ft	0,435 sqft/ft
Panjang	15 ft	15 ft
A	32,15 ft ²	0,09 ft ²
Ud	64,61 Btu/jam.ft ² .°F	0,71 Btu/jam.ft ² .°F
Uc	101,51 Btu/jam.ft ² .°F	40,87 Btu/jam.ft ² .°F
Rd	0,01	1,38
Rd min	0,001	0,001
Jumlah Alat	1 buah	1 buah

Tabel 3. 5 Spesifikasi Heater

Nama Alat	Heater-03	Heater-04
Fungsi	Memanaskan katalis NaOH	Memanaskan metanol untuk umpan distilasi
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>
Jumlah Harpin	1 buah	17 buah
Kode alat	HE-03	HE-04
Annulis		
IPS	2 in	2 in
OD	2,38 in	2,38 in
ID	2,067 in	2,067 in
<i>Surface area</i>	0,622 sqft/ft	0,622 sqft/ft
Panjang	15 ft	15 ft
Inner Pipe		
IPS	1,25 in	1,25 in
OD	1,66 in	1,66 in
ID	1,38 in	1,38 in
<i>Surface area</i>	0,435 sqft/ft	0,435 sqft/ft
Panjang	15 ft	15 ft
A	1,58 ft ²	190,44 ft ²
Ud	12,71 Btu/jam.ft ² .°F	72,90 Btu/jam.ft ² .°F
Uc	1678,77 Btu/jam.ft ² .°F	1993,33 Btu/jam.ft ² .°F
Rd	0,0781	0,0132
Rd min	0,001	0,001
Jumlah Alat	1 buah	1 buah

Tabel 3. 5 Spesifikasi Heater

Nama Alat	Heater-05
Fungsi	Memanaskan Metanol
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>
Jumlah Harpin	11 buah
Kode alat	HE-05
Annulis	
IPS	2 in
OD	2,38 in
ID	2,067 in
<i>Surface area</i>	0,622 sqft/ft
Panjang	15 ft
Inner Pipe	
IPS	1,25 in
OD	1,66 in
ID	1,38 in
<i>Surface area</i>	0,435 sqft/ft
Panjang	15 ft
A	102,60 ft ²
Ud	74,98 Btu/jam.ft ² .°F
Uc	89,89 Btu/jam.ft ² .°F
Rd	0,0022
Rd min	0,001
Jumlah Alat	1 buah

k. Cooler

Tabel 3. 8 Spesifikasi Cooler

Nama Alat	Cooler -01	Cooler -03
Fungsi	Menurunkan suhu fluida kluaran reaktor	Menurunkan suhu metanol
Jenis	<i>Shell and tube Exchanger</i>	<i>Shell and tube Exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>
Kode alat	CL-01	CL-03
Tube		
Jumlah	93,21 in	72,28 in
OD	1,5 in	1,5 in
ID	1,4 in	1 in
<i>Surface area</i>	0,3925 ft ² /in	0,3925 ft ² /in
Panjang	20 ft	20 ft
<i>Flow Area</i>	0,5 ft ²	0,48 ft ²
<i>Pressure drop</i>	3,51 psi	3,47 psi
Shell		
OD	1 in	1 in
ID	25 in	25 in
<i>Flow Area</i>	0,138 sqft/ft	0,138 sqft/ft
<i>Pressure drop</i>	1,306 psi	0,996 psi
A	640,82 ft ²	490,12 ft ²
Ud	64,44 Btu/jam.ft ² .°F	51,45 Btu/jam.ft ² .°F
Uc	4945,15 Btu/jam.ft ² .°F	1608,78 Btu/jam.ft ² .°F
Rd	0,015	0,018
Rd min	0,001	0,001
Jumlah Alat	1 buah	1 buah

Cooler

Nama Alat	:	Cooler -02
Fungsi	:	Menurunkan suhu gliserol
Jenis	:	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan	:	<i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>
Kode alat	:	CL-02
Jumlah Harpin	:	9 buah

Annulus

IPS	:	2 in
OD	:	2,38 in
ID	:	2,067 in
<i>Surface area</i>	:	0,622 sqft/ft
Panjang	:	15 ft

Inner Pipe

IPS	:	1,25 in
OD	:	1,66 in
ID	:	1,38 in
<i>Surface area</i>	:	0,435 sqft/ft
Panjang	:	15 ft
A	:	76,97 ft ²
Ud	:	4,49 Btu/jam.ft ² .°F
Uc	:	6,87 Btu/jam.ft ² .°F
Rd	:	0,07
Rd min	:	0,001
Jumlah Alat	:	1 buah

1. Condenser

Tabel 3. 9 Spesifikasi Condenser

Nama Alat	Condenser-01	Condenser-02
Fungsi	Mengubah fase metanol menjadi cair di distilat	Mengubah fase metanol menjadi cair di evaporator
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>
Jumlah Harpin	6 buah	6 buah
Kode alat	CD-01	CD-02
Annulis		
IPS	2 in	3 in
OD	2,38 in	3,5 in
ID	2,067 in	3,068 in
<i>Surface area</i>	0,622 sqft/ft	0,917 sqft/ft
Panjang	15 ft	20 ft
Inner Pipe		
IPS	1,25 in	2 in
OD	1,66 in	2,38 in
ID	1,38 in	2,067 in
<i>Surface area</i>	0,435 sqft/ft	0,622 sqft/ft
Panjang	15 ft	20 ft
A	135,65 ft ²	97,01 ft ²
Ud	71,24 Btu/jam.ft ² .°F	129,59 Btu/jam.ft ² .°F
Uc	1060,79 Btu/jam.ft ² .°F	673,77 Btu/jam.ft ² .°F
Rd	0,013	0,006
Rd min	0,001	0,001
Jumlah Alat	1 buah	1 buah

m. Reboiler

Nama Alat	:	Reboiler-01
Fungsi	:	Menguapkan sebagian cairan hasil bawah menara distilasi
Jenis	:	<i>shell and tube Exchanger</i>
Bahan	:	<i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>
Kode alat	:	RB-01
Tube		
OD	:	1,5 in
ID	:	1 in
<i>Surface area</i>	:	0,3925 ft ² /lin ft
Panjang	:	20 ft
<i>flow area</i>	:	0,4865 ft ²
<i>pressure drop</i>	:	3,4756 psi
Shell		
OD	:	1 in
ID	:	25 in
<i>flow area</i>	:	0,1388 ft
<i>pressure drop</i>	:	0,00002 psi
A	:	690,22 ft ²
Ud	:	144,93 Btu/jam.ft ² .°F
Uc	:	167,93 Btu/jam.ft ² .°F
Rd	:	0,002
Rd min	:	0,001
Jumlah Alat	:	1 buah

n. Pompa

Tabel 3. 10 Spesifikasi Pompa

Nama Alat	Pompa-01	Pompa-02	Pompa-03	Pompa-04
Fungsi	Mengalirkan minyak dari tangki penyimpanan T-04 menuju reaktor R-01	Mengalirkan metanol dari tangki penyimpanan T-02 menuju reactor 1 dan reactor 2	Mengalirkan H ₂ SO ₄ dari tangki penyimpanan T-03 menuju reactor 1	Mengalirkan NaOH dari tangki penyimpanan menuju mixer M-01
Jenis	<i>Centrifugal single stage</i> berbahan <i>Commercial steel</i>			
Impeller	Mixed flow	Mixed flow	Radial flow	Radial flow
Kode alat	P-01	P-02	P-03	P-04
Kapasitas pompa	510,44 gal/hr	4713,03 gal/hr	3,15 gal/hr	28,79 gal/hr
IPS	1,5 in	3 in	4 in	0,25 in
OD	1,9 in	3,5 in	4,5 in	0,54 in
ID	1,61 in	3,068 in	4,026 in	0,364 in
Flow Area	2,04 in ²	7,38 in ²	12,7 in ²	0,104 in ²
Efisiensi Pompa	20%	20%	20%	20%
Power Pompa	1,24 Hp	0,32 Hp	0,002 Hp	0,00045 Hp
Power Motor	0,5 Hp	0,5 Hp	0,5 Hp	0,25 Hp
Jumlah Alat	2 buah	2 buah	2 buah	2 buah

Tabel 3. 8 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

Nama Alat	Pompa-05	Pompa-06	Pompa-07	Pompa-08
Fungsi	Mengalirkan keluaran reaktor R-01 menuju washtank WT-01	Mengalirkan keluaran washtank WT-01 menuju decanter D-01	Mengalirkan keluaran decanter D-01 menuju reaktor R-02	Mengalirkan keluaran decanter D-01 menuju menara distilasi MD-01
Jenis	<i>Centrifugal single stage</i>	<i>Centrifugal single stage</i>	<i>Centrifugal single stage</i>	<i>Centrifugal single stage</i>
Bahan	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>
Impeller	<i>Mixed flow</i>	<i>Mixed flow</i>	<i>Mixed flow</i>	<i>Mixed flow</i>
Kode alat	P-05	P-06	P-07	P-08
Kapasitas pompa	6.797,02 gal/hr	8.165,47 gal/hr	4.875,03 gal/hr	3.291,71 gal/hr
Pipe				
IPS	4 in	4 in	3 in	3 in
OD	4,5 in	4,5 in	3,5 in	3,5 in
ID	4,026 in	4,029 in	3,068 in	3,068 in
Flow Area	12,7 in ²	12,7 in ²	7,38 in ²	7,38 in ²
Efisiensi Pompa	20%	20%	20%	20%
Power Pompa	0,49 Hp	0,62Hp	1,36 Hp	0,94 Hp
Power Motor	0,25 Hp	0,25 Hp	0,25 Hp	0,25 Hp
Jumlah Alat	2 buah	2 buah	2 buah	2 buah

Tabel 3. 8 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

Nama Alat	Pompa-09	Pompa-10	Pompa-11	Pompa-12
Fungsi	Mengalirkan keluaran reaktor R-02 menuju washtank WT-02	Mengalirkan keluaran menara distilasi MD-01 menuju Reaktor 1	Mengalirkan keluaran washtank WT-02 menuju decanter DC-02	Mengalirkan keluaran decanter DC-02 menuju evaporator EV-01
Jenis	<i>Centrifugal single stage</i>	<i>Centrifugal single stage</i>	<i>Centrifugal single stage</i>	<i>Centrifugal single stage</i>
Bahan	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>
Impeller	<i>Mixed flow</i>	<i>Mixed flow</i>	<i>Mixed flow</i>	<i>Mixed flow</i>
Kode alat	P-09	P-10	P-11	P-12
Kapasitas pompa	7.139,80 gal/hr	3.999,85 gal/hr	8.635,53 gal/hr	3.984,91 gal/hr
Pipe				
IPS	4 in	3 in	4 in	3 in
OD	4,5 in	3,5 in	4,5 in	3,5 in
ID	4,029 in	3,068 in	4,026 in	3,068 in
Flow Area	12,7 in ²	7,38 in ²	12,7 in ²	7,38 in ²
Efisiensi Pompa	20%	20%	20%	20%
Power Pompa	1,97 Hp	0,95 Hp	0,21 Hp	1,44 Hp
Power Motor	0,25 Hp	0,25 Hp	0,25 Hp	0,25 Hp
Jumlah Alat	2 buah	2 buah	2 buah	2 buah

Tabel 3. 8 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

Nama Alat	Pompa-13	Pompa-14	Pompa-15	Pompa-16
Fungsi	Mengalirkan keluaran decanter DC-02 menuju tangki biodiesel T-05	Mengalirkan keluaran evaporator EV-01 menuju menara distilasi MD-01	Mengalirkan keluaran evaporator EV-01u menuju tangki gliserol T-06	Mengalirkan air dari utilitas menuju washtank
Jenis	<i>Centrifugal single stage</i>	<i>Centrifugal single stage</i>	<i>Centrifugal single stage</i>	<i>Centrifugal single stage</i>
Bahan	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>
Impeller	<i>Mixed flow</i>	<i>Mixed flow</i>	<i>Mixed flow</i>	<i>Radial Flow</i>
Kode alat	P-13	P-14	P-15	P-16
Kapasitas pompa	4.667,28 gal/hr	3.505,03 gal/hr	524,35 gal/hr	1.528,92 gal/hr
Pipe				
IPS	3 in	3 in	1,25 in	2 in
OD	3,5 in	3,5 in	1,66 in	2,38 in
ID	3,068 in	3,068 in	1,38 in	2,067 in
Flow Area	7,38 in ²	7,38 in ²	1,5 in ²	3,35 in ²
Efisiensi Pompa	20%	20%	20%	20%
Power Pompa	1,56 Hp	1,72 Hp	0,24 Hp	0,00045 Hp
Power Motor	0,25 Hp	0,25 Hp	0,25 Hp	0,25 Hp
Jumlah Alat	2 buah	2 buah	2 buah	2 buah

3.4 Neraca Massa

a. Reaktor (R-01)

Tabel 3. 11 Neraca massa pada Reaktor (R 01)

NO	Komponen	BM	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
			Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5
1	C ₁₈ H ₃₂ O ₂	280	0	1.417,9225	0	92,1650
2	C ₁₉ H ₃₄ O ₂	294	0	0	0	1.392,0455
3	C ₅₁ H ₉₈ O ₆	806	0	5.982,2827	0	5.982,2827
4	C ₅₇ H ₁₀₄ O ₆	884	0	5.226,0574	0	5.226,0574
5	CH ₃ OH	32	0	0	5.592,9998	5.441,4847
6	H ₂ O	18	0,0662	0	125,8425	211,1360
7	H ₂ SO ₄	98.08	18,0448	0	0	18,0448
TOTAL			18,1110	12.262,2626	5.718,8423	18.363,2159
			18.363,2159			

b. Wash Tank (WT 01)

Tabel 3. 12 Neraca massa pada Wash Tank (WT 01)

NO	Komponen	BM	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
			Arus 5	Arus 7	Arus 8
1	C ₁₈ H ₃₂ O ₂	280	92,1650	0	92,1650
2	C ₁₉ H ₃₄ O ₂	294	1.392,0455	0	1.392,0455
3	C ₅₁ H ₉₈ O ₆	806	5.982,2827	0	5.982,2827
4	C ₅₇ H ₁₀₄ O ₆	884	5.226,0574	0	5.226,0574
5	CH ₃ OH	32	5.441,4847	0	5.441,4847
6	H ₂ O	18	211,1360	4559,3434	4.801,9400
7	H ₂ SO ₄	98.08	18,0448	0	18,0448
TOTAL			18.363,2159	4.559,3434	22.954,0199
			22.954,0199		

c. *Decanter (D 01)***Tabel 3. 13** Neraca massa pada *Decanter (D 01)*

NO	Komponen	BM	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
			Arus 8	Arus 9	Arus 10
1	$C_{18}H_{32}O_2$	280	92,1650	92,1650	0
2	$C_{19}H_{34}O_2$	294	1.392,0455	1.392,0455	0
3	$C_{51}H_{98}O_6$	806	5.982,2827	5.982,2827	0
4	$C_{57}H_{104}O_6$	884	5.226,0574	5.226,0574	0
5	CH_3OH	32	5.441,4847	544,1485	4.890,5220
6	H_2O	18	4.801,9400	240,0970	4.561,8430
7	H_2SO_4	98.08	18,0448	0	18,0448
TOTAL			22.954,0199	13.476,7960	9.477,2240
				22.954,0199	

d. *Menara Distilasi***Tabel 3. 14** Neraca massa pada *Menara Distilasi*

NO	Komponen	BM	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
			Arus 11	Arus 12	Arus 13
1	CH_3OH	32	9.639,9205	9.157,9244	481,9960
2	H_2SO_4	98.08	18,0448	0	18,0448
3	H_2O	18	9.203,0364	460,1518	8.742,8845
TOTAL			18.861,0016	9.618,0763	9.242,9254
				18.861,0016	

e. *Mixer 01 (M 01)***Tabel 3. 15** Neraca massa pada *Mixer 01 (M 02)*

NO	Komponen	BM	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
			Arus 17	Arus 18	Arus 19
1	$NaOH$	40	0	63,1313	63,1313
2	H_2O	18	68,3923	0	68,3923
TOTAL			131,5236		131,5236

f. **Reaktor 02****Tabel 3. 16** Neraca massa pada Reaktor 02 (R 02)

NO	Komponen	BM	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
			Arus 9	Arus 19	Arus 6	Arus 13
1	C ₁₈ H ₃₂ O ₂	280	92,1650	0	0	92,1650
2	C ₁₉ H ₃₄ O ₂	294	1.392,0455	0	0	1.392,0455
3	C ₅₁ H ₉₈ O ₆	806	5.982,2827	0	0	119,6457
4	C ₅₇ H ₁₀₄ O ₆	884	5.226,0574	0	0	104,5211
5	3 C ₁₉ H ₃₆ O ₂	888	0	0	0	5.144,7106
6	3 C ₁₇ H ₃₄ O ₂	810	0	0	0	5.891,7320
7	CH ₃ OH	32	544,1485	0	5.887,3682	5.177,0524
8	H ₂ O	18	240,0970	68,3923	132,4658	440,9550
9	NaOH	40	0	63,1313	0	63,1313
10	C ₃ H ₈ OH	92	0	0	0	1.202,1949
TOTAL			13.476,7960	131,5236	6.019,8340	19.628,1535
			19.628,1535			

g. **Wash Tank (WT 02)****Tabel 3. 17** Neraca massa pada Wash Tank (WT 02)

NO	Komponen	BM	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
			Arus 20	Arus 21	Arus 22
1	$C_{18}H_{32}O_2$	280	92,1650	0	92,1650
2	$C_{19}H_{34}O_2$	294	1.392,0455	0	1.392,0455
3	$C_{51}H_{98}O_6$	806	119,6457	0	119,6457
4	$C_{57}H_{104}O_6$	884	104,5211	0	104,5211
5	3 $C_{19}H_{36}O_2$	888	5.144,7106	0	5.144,7106
6	3 $C_{17}H_{34}O_2$	810	5.891,7320	0	5.891,7320
7	CH_3OH	32	5.177,0524	0	5.177,0524
8	H_2O	18	440,9550	4.907,0384	5.347,9934
9	$NaOH$	40	63,1313	0	63,1313

10	C ₃ H ₅ OH	92	1.202,1949	0	1.202,1949
TOTAL			19.628,1535	4.907,0384	24.535,1919
			24.535,1919		

h. *Decanter* (D 02)

Tabel 3. 18 Neraca massa pada *Decanter* (D 02)

NO	Komponen	BM	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
			Arus 22	Arus 23	Arus 24
1	C ₁₈ H ₃₂ O ₂	280	92,1650	92,1650	0
2	C ₁₉ H ₃₄ O ₂	294	1.392,0455	1.392,0455	0
3	C ₅₁ H ₉₈ O ₆	806	119,6457	119,6457	0
4	C ₅₇ H ₁₀₄ O ₆	884	104,5211	104,5211	0
5	3 C ₁₅ H ₃₆ O ₂	888	5.144,7106	5.144,7106	0
6	3 C ₁₇ H ₃₄ O ₂	810	5.891,7320	5.891,7320	0
7	CH ₃ OH	32	5.177,0524	16,3134	5.160,7390
8	H ₂ O	18	5.347,9934	4,5881	5.343,4053
9	NaOH	40	63,1313	0	63,1313
10	C ₃ H ₈ OH	92	1.202,1949	0	1.202,1949
TOTAL			24.535,1919	12.765,7214	11.769,4706
				24.535,1919	

i. *Evaporator*

Tabel 3. 19 Neraca massa pada *Evaporator*

NO	Komponen	BM	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
			Arus 24	Arus 25	Arus 26
1	CH ₃ OH	32	5.160,7390	418,1548	4.742,5843
2	C ₃ H ₈ OH	92	1.202,1949	1.202,1949	0
3	H ₂ O	18	5.343,4053	702,2119	4.641,1934
4	NaOH	40	63,1313	63,1313	0
TOTAL			11.769,4706	2.380,0959	9.213,9610
				11.769,4706	

3.5 Neraca Panas

a. Reaktor (R-01)

Tabel 3. 20 Neraca panas pada Reaktor (R-01)

NO	Komponen	Masuk	Keluar
		ΔH in (kj/jam)	ΔH out (kj/jam)
1	$C_{18}H_{32}O_2$	108.815,31	7.073,01
2	$C_{19}H_{34}O_2$	-	66.185,08
3	$C_{51}H_{98}O_6$	171.646,38	171.646,08
4	$C_{57}H_{104}O_6$	143.748,70	143.749,42
5	CH_3OH	498.941,43	485.425,16
6	H_2SO_4	21.853,12	27.986.932,19
7	H_2O	917,27	917,17
TOTAL		945.922,24	945.922,24

b. Washtank (WT-01)

Tabel 3. 21 Neraca panas pada Washtank (WT-01)

NO	Komponen	Masuk	Keluar
		ΔH in (kj/jam)	ΔH out (kj/jam)
1	$C_{18}H_{32}O_2$	7.073,01	7.073,01
2	$C_{19}H_{34}O_2$	66.185,08	66.185,08
3	$C_{51}H_{98}O_6$	171.646,08	171.646,08
4	$C_{57}H_{104}O_6$	143.749,42	143.749,42
5	CH_3OH	485.425,16	485.425,16
6	H_2SO_4	917,17	917,17
7	H_2O	679.706,07	679.706,07
TOTAL		1.554.702,02	1.554.702,02

c. *Decanter* (DC-01)**Tabel 3. 22** Neraca panas pada *Decanter* (DC-01)

NO	Komponen	Masuk	Keluar	
		ΔH in (kj/jam)	ΔH out (kj/jam)	ΔH out (kj/jam)
1	$C_{18}H_{32}O_2$	247.555,28	247.555,28	0
2	$C_{19}H_{34}O_2$	2.316.477,87	2.316.477,87	0
3	$C_{51}H_{98}O_6$	6.007.612,96	6.007.612,96	0
4	$C_{57}H_{104}O_6$	5.031.229,99	5.031.229,99	0
5	CH_3OH	16.989.880,83	1.698.988,08	15.290.892,74
6	H_2SO_4	32.101,15	0	32.101,15
7	H_2O	23.789.712,78	1.189.485,63	22.600.227,14
TOTAL		54.414.570,87	16.491.349,83	37.923.221,04
			54.414.570,87	

d. Menara Distilasi (MD)

Tabel 3. 23 Neraca panas pada menara distilasi (MD)

NO	Komponen	Masuk	Keluar
		ΔH in (kj/jam)	ΔH in (kj/jam)
1	ΔH umpan	3.932.465,09	
2	ΔH distilat	-	1.080.985,25
3	ΔH condensor	-	-1.490.927,95
4	ΔH bottom	-	2.949.210,46
5	ΔH reboiler	-1.393.197,32	
6	ΔH umpan	32101,15	
TOTAL		2.539.267,77	2.539.267,76

e. *Mixer* (M-01)**Tabel 3. 24** Neraca panas pada *mixer* (M 02)

NO	Komponen	Masuk	Keluar
		ΔH in (kj/jam)	ΔH out (kj/jam)
1	NaOH	677,13	1.353,47
2	H ₂ O	1.434,27	2.867,19
TOTAL		2.111,41	4.220,66

f. *Reaktor* (R-02)**Tabel 3. 25** Neraca panas pada *Reaktor* (R-02)

NO	Komponen	Masuk	Keluar
		ΔH in (kj/jam)	ΔH out (kj/jam)
1	C ₁₈ H ₃₂ O ₂	7.073,01	7.073,01
2	C ₁₉ H ₃₄ O ₂	66.185,08	66.185,08
3	C ₅₁ H ₉₈ O ₆	143.749,42	40.407,96
4	C ₅₇ H ₁₀₄ O ₆	171.646,08	48.249,71
5	3 C ₁₉ H ₃₆ O ₂	-	59.407,92
6	3 C ₁₇ H ₃₄ O ₂	-	74.502,96
7	C ₃ H ₈ OH	-	88.463,28
8	CH ₃ OH	573.744,16	491.651,26
9	NaOH	4.733,87	4.733,87
10	H ₂ O	179.133.649,09	179.133.649,09
TOTAL		180.100.780,73	180.100.780,73

g. *Washtank* (WT-02)**Tabel 3. 26** Neraca panas pada *Washtank* (WT-02)

NO	Komponen	Masuk	Keluar
		ΔH in (kj/jam)	ΔH out (kj/jam)
1	C ₁₈ H ₃₂ O ₂	7.073,01	7.073,01
2	C ₁₉ H ₃₄ O ₂	66.185,08	66.185,08

NO	Komponen	Masuk	Keluar
		ΔH in (kj/jam)	ΔH out (kj/jam)
3	$C_{51}H_{98}O_6$	2.874,98	2.874,98
4	$C_{57}H_{104}O_6$	3.432,92	3.432,92
5	3 $C_{19}H_{36}O_2$	101.674,48	101.674,48
6	3 $C_{17}H_{34}O_2$	80.984,51	80.984,51
7	C_3H_8OH	120.592,59	120.592,59
8	CH_3OH	461.835,63	461.835,6
9	NaOH	4.733,87	4.733,87
10	H_2O	801.839,80	801.839,80
TOTAL		1.651.226,91	1.651.226,91

h. *Decanter* (DC-02)

Tabel 3. 27 Neraca panas pada *Decanter* (DC-02)

NO	Komponen	Masuk	Keluar	
		ΔH in (kj/jam)	ΔH out (kj/jam)	ΔH out (kj/jam)
1	$C_{18}H_{32}O_2$	247.555,28	247.555,28	0
2	$C_{19}H_{34}O_2$	2.316.477,87	2.316.477,87	0
3	$C_{51}H_{98}O_6$	120.152,25	120.152,25	0
4	$C_{57}H_{104}O_6$	100.624,59	100.624,59	0
5	3 $C_{19}H_{36}O_2$	3.558.607,06	3.558.607,0	0
6	3 $C_{17}H_{34}O_2$	2.834.458,17	2.834.458,17	0
7	C_3H_8OH	4.220.740,73	0	4.220.740,73
8	CH_3OH	16.164.247,24	50.935,03	16.113.312,21
9	NaOH	165.685,4623	0	165.685,46
10	H_2O	28.064.393,28	23.500,31	28.040.892,96
TOTAL		57.792.941,97	9.252.310,60	48.540.631,37
			57.792.941,97	

j. Evaporator

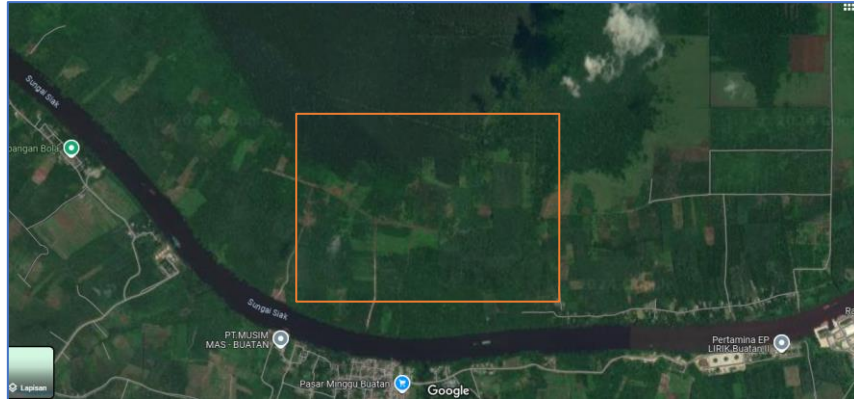
Tabel 3. 28 Neraca panas pada Evaporator (EV)

NO	Komponen	Masuk	Keluar	
		ΔH in (kj/jam)	ΔH out (kj/jam)	ΔH out (kj/jam)
1	C ₃ H ₈ OH	10.447,57735	0	7.202.592,84
2	CH ₃ OH	40.173,16128	7.383,6170	59.522,99
3	NaOH	690,2162133	0	1.153.078,70
4	H ₂ O	129.801,35	22.460,97	2.057.172,50
5	Steam	18.840.321,32	0	0
6	Vapor	0	8.519.221,98	0
TOTAL		19.021.433,63	8.549.066,57	10.472.367,05
			19.021.433,63	

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik



Gambar 4. 1 Lokasi Pabrik

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

Berdasarkan faktor-faktor tersebut, maka lokasi pabrik biodiesel ditetapkan di kabupaten Siak, Provinsi Riau , Indonesia. Lokasi dipilih berdasarkan pertimbangan sebagai berikut.

a. Bahan Baku

Bahan Baku Bahan baku yang berupa minyak kelapa sawit yang didapat dari dalam negeri . Pabrik biodiesel ini terletak di Riau, dekat dengan area produksi pabrik minyak kelapa sawit yang sangat menunjang pasokan bahan baku untuk memperoleh bahan baku dari tanaman

lokal. Bahan baku utama yaitu minyak kelapa sawit diproduksi secara lokal yaitu dari PT Karya Putra Mastina.

b. Pemasaran

Kawasan Riau yang letaknya strategis mampu memenuhi kebutuhan biodiesel. Biodiesel adalah bahan yang dapat dijual langsung, sebagai biodiesel murni, atau dijual kepada produsen lain dan dijual sebagai campuran solar dan biodiesel.

c. Transportasi

Lokasi yang dipilih dalam rencana pendirian pabrik merupakan lokasi strategis yang sering dikunjungi oleh kota-kota besar di Sumatra. Terdapat jalan penghubung antar kota besar di Sumatra sehingga bahan baku dapat dibeli dan produk dapat didistribusikan melalui jalan tersebut.

d. Energi untuk listrik dan bahan bakar

Sumber energi diperlukan untuk menggerakkan roda perusahaan/pabrik yang akan dibangun. Listrik dan bahan bakar sangat penting untuk mendukung hal ini. Kebutuhan listrik untuk operasional gedung ini diperoleh dari Perusahaan Listrik Negara (PLN) Rayon Siak. Selain listrik dari PLN, listrik juga disuplai oleh generator diesel yang dioperasikan oleh Pertamina, yang ditambah dengan biomassa yang dihasilkan oleh pabrik biodiesel itu sendiri. Kebutuhan air sangat penting bagi pertumbuhan industri kimia. Air yang dibutuhkan diambil dari perusahaan penyedia air yaitu PDAM Mempura. Air berguna untuk proses, peralatan dan keperluan rumah tangga.

e. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan modal utama bagi pengelolaan pabrik. Lokasi pabrik yang berada di dekat pusat provinsi Riau mudah dijangkau oleh banyak pekerja, serta menciptakan lapangan kerja yang luas dan meningkatkan kualitas hidup masyarakat sekitar.

f. Pembangunan dan Perluasan Pabrik

Pembangunan dan Perluasan Pabrik dapat dikembangkan dan diperluaskan karena lokasi yang ada saat ini sangat luas dan tidak terdapat pabrik lain di sekitar pabrik, sehingga tidak mengganggu kawasan pemukiman. Letak lahan yang luas memungkinkan pabrik untuk memperluas area pabrik sehingga pabrik dapat bekerja secara efisien.

g. cuaca, iklim dan kondisi lingkungan

Kondisi cuaca dan iklim di sekitar pabrik relatif stabil, sehingga dapat mendukung kelangsungan operasional pabrik. Kondisi lingkungan di sekitar lokasi rencana pabrik tidak terkena dampak bencana alam besar sehingga pabrik dapat beroperasi tanpa kendala..

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah letak bagian-bagian pabrik yang meliputi wilayah kerja para pekerja, tempat penyimpanan peralatan, tempat penyimpanan bahan dan produk, serta fasilitas lainnya seperti fasilitas, taman, dan tempat parkir di beberapa tempat utama.

1. Area kendali / kantor dan laboratorium, merupakan pusat operasional pabrik yang mengontrol efisiensi pekerjaan. Laboratorium sebagai pusat kendali kualitas dan kuantitas bahan untuk pengolahan dan produk yang dijual
2. Area kerja dan ruang kendali Merupakan tempat penempatan peralatan pengolahan dan pengendalian proses. Ruang kendali adalah pusat kendali proses.

3. Area gudang, umum, bengkel dan garasi adalah tempat penyimpanan bahan dan produk, adalah tempat perbaikan peralatan dan mesin
4. Daerah Utilitas dan Power Station Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan. Rincian luas lahan yang digunakan untuk bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel di bawah ini.

Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
Area Proses	60	50	3.000
Area Utilitas	40	30	1.200
unit pengolahan limbah	35	40	1.400
Gudang Peralatan	15	10	150
Bengkel	20	10	200
Area Parkir	40	20	800
kantor Utilitas	30	20	600
Kantor Proses	30	20	600
Musholla	20	10	200
Kantin	20	10	200
pos keamanan	10	32	320
Mess Area	30	20	600
Area Pemadam Kebakaran	20	10	200
Laboratorium	15	10	150
Poliklinik	20	10	200
Taman	20	15	300
Area Perluasan	60	30	1.800
Jalan	0	0	1.201

Tabel 4. 2 Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

Lokasi	Luas (m ²)
luas bangunan	13.321
luas tanah	14.000
total	27.321

4.3 Tata Letak Alat Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu.

1. Aliran bahan baku dan produk

Aliran bahan dan produk yang efisien dapat memberikan manfaat ekonomi yang signifikan serta mendukung kelancaran dan keamanan operasional

2. Aliran udara

Penting untuk memperhatikan aliran udara di dalam dan sekitar area kerja. Tujuan dari pekerjaan ini adalah untuk mencegah udara pada suatu tempat berupa penimbunan atau penimbunan zat-zat berbahaya sesuai dengan arah aliran udara.

3. Penerangan

Penerangan harus mencukupi di seluruh pabrik. Penerangan harus disediakan di area di mana prosedur berbahaya atau berisiko tinggi diberikan penerangan tambahan.

4. Kendaraan penumpang dan kendaraan

Dalam perancangan tata letak peralatan, harus diperhatikan untuk memastikan bahwa semua peralatan pemrosesan dapat diakses dengan cepat dan mudah, jika terjadi masalah pada peralatan kerja, dapat segera diperbaiki, selain itu, keselamatan pekerja saat bekerja harus menjadi prioritas

5. Pertimbangan ekonomi

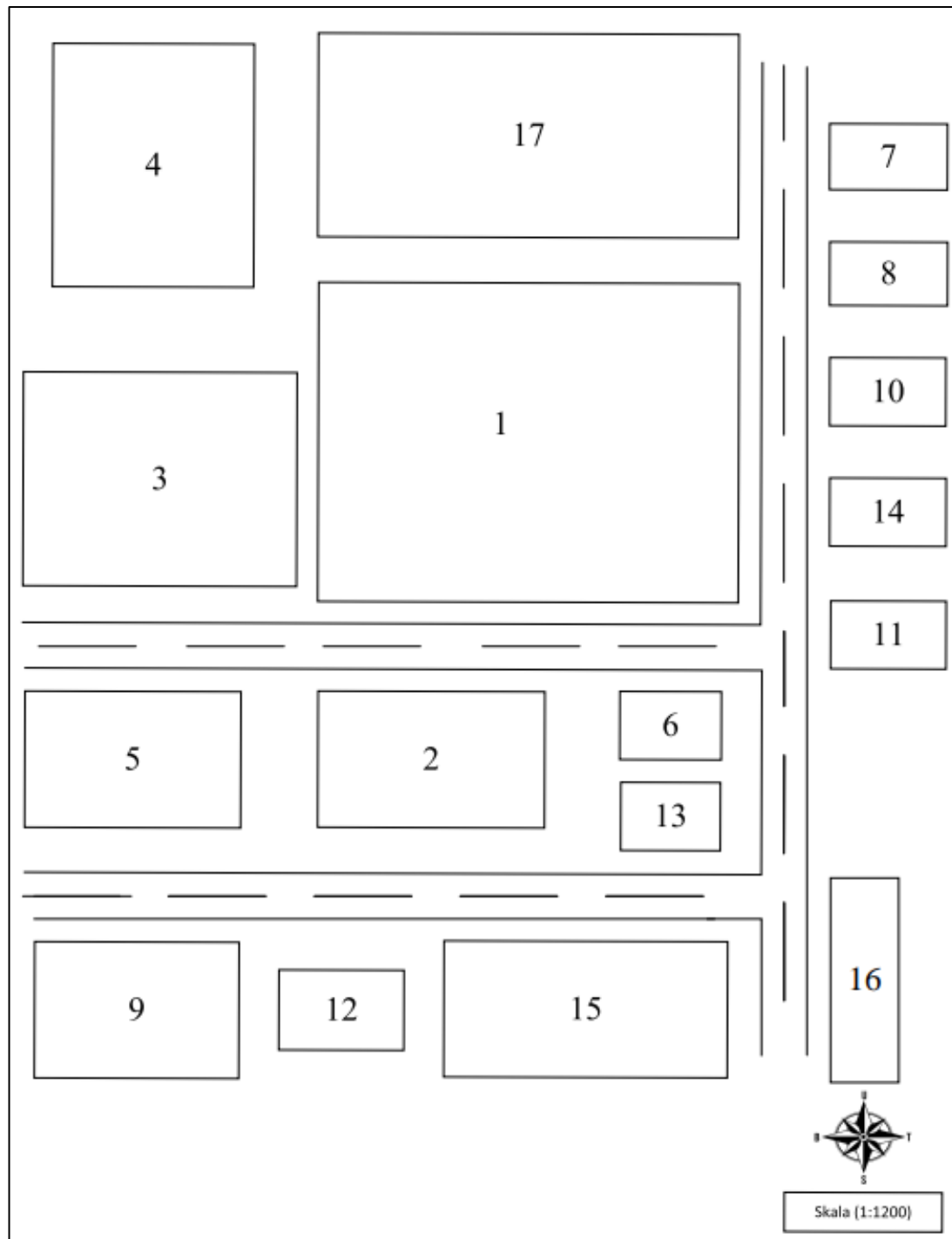
Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi

6. Maintenance

Maintenance berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi bahan baku yang diharapkan.

7. Jarak antar peralatan pemrosesan

Untuk peralatan pemrosesan dengan suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya dipisahkan dari peralatan pemrosesan lainnya untuk menghindari ledakan atau kebakaran di dalam peralatan. Peralatan kerja lainnya.

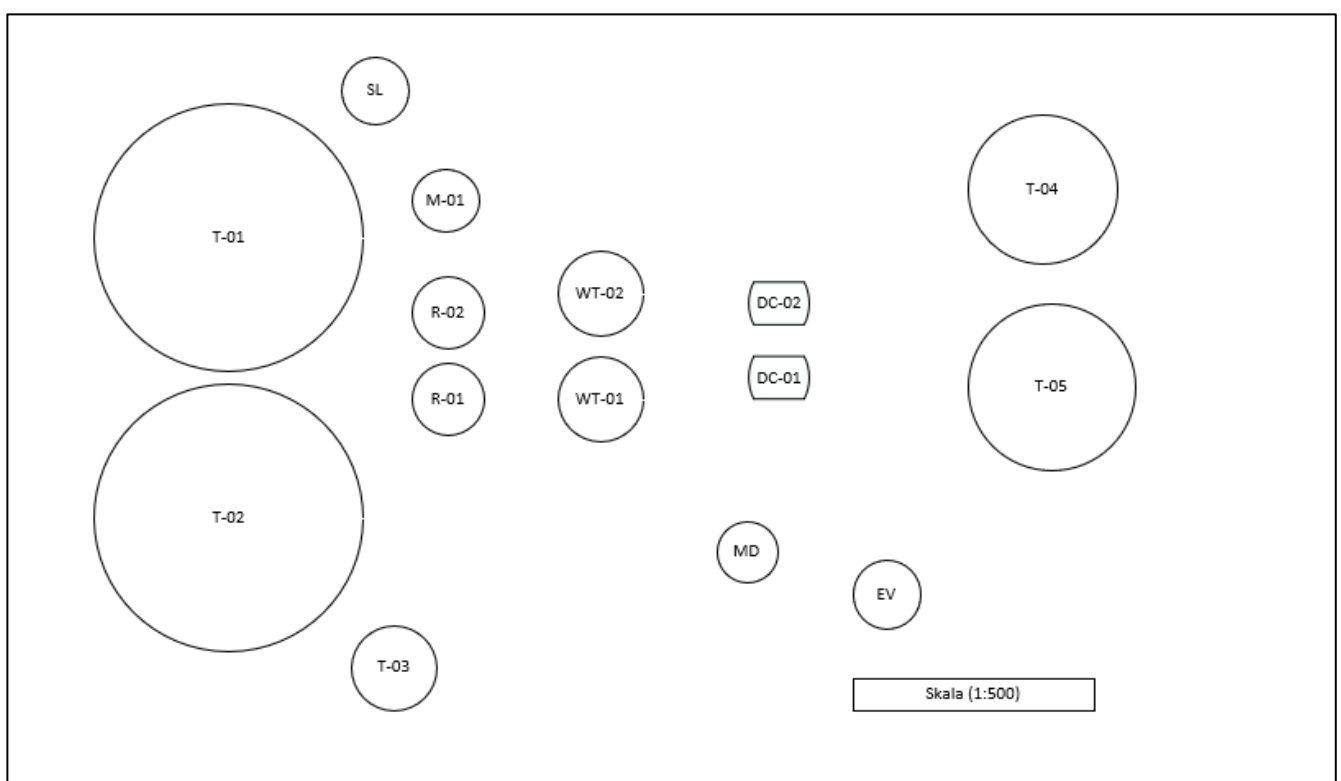


Gambar 4. 2 Layout pabrik biodiesel

Keterangan :

- | | |
|-------------------------|---------------------------|
| 1. Area Proses | 4. Unit Pengolahan Limbah |
| 2. Kantor Teknik Proses | 5. Kantor Teknik Utilitas |
| 3. Area Utilitas | 6. Gudang Peralatan |

- | | |
|---------------------------|-------------------|
| 7. Area Pemadam Kebakaran | 13. Laboratorium |
| 8. Bengkel | 14. Musholla |
| 9. Mess Area | 15. Parkir |
| 10. Poliklinik | 16. Pos Keamanan |
| 11. Kantin | 17. Peluasan Area |
| 12. Taman | |



Gambar 4. 3 Layout alat proses.

Keterangan :

- | | |
|-------------------------|--------------------------|
| 1. T : Tangki | 5. DC : <i>Decanter</i> |
| 2. M : <i>Mixer</i> | 6. MD : Menara distilasi |
| 3. R : Reaktor | 7. EV : Evaporator |
| 4. WT : <i>Washtank</i> | |

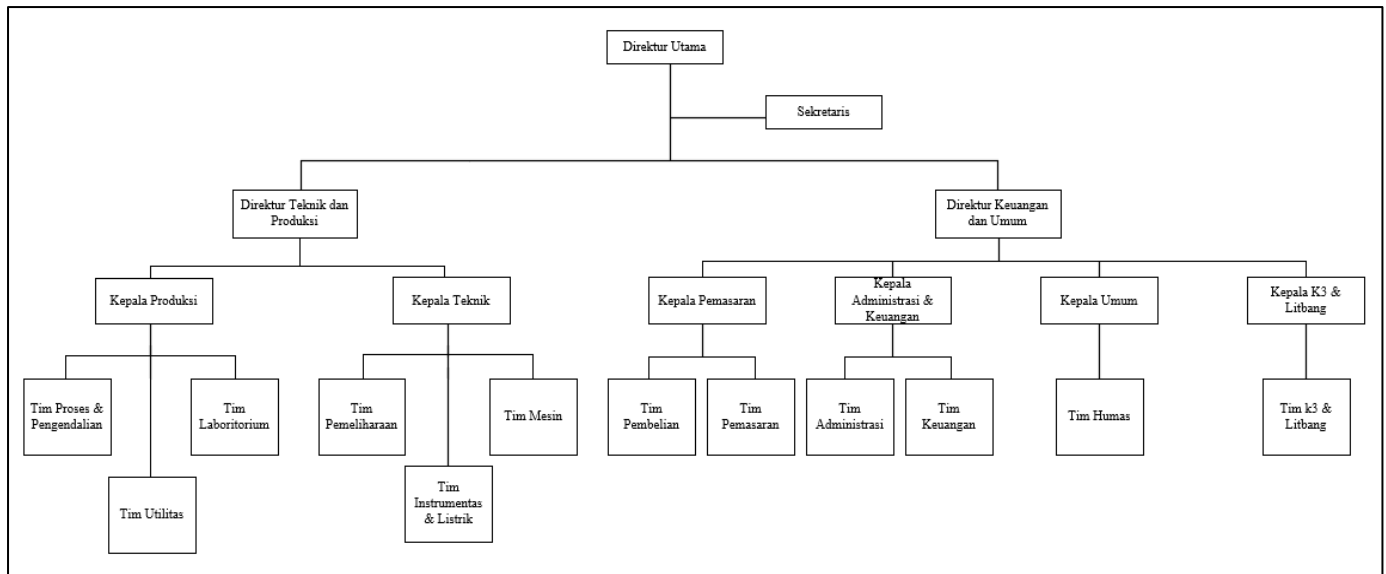
4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Struktur Organisasi

Struktur organisasi pabrik biasanya dirancang untuk memastikan efisiensi operasional, koordinasi yang baik antar-departemen, dan pencapaian tujuan produksi. Struktur ini bisa bervariasi tergantung pada ukuran pabrik, jenis produk yang dihasilkan, serta metode manajemen yang diterapkan. Struktur organisasi membantu perusahaan untuk mengatur dan membagi bagian, posisi, tugas, kedudukan, wewenang, dan tanggung jawab dari masing-masing bagian atau divisi yang terbentuk di dalam perusahaan tersebut. Berikut adalah gambaran umum tentang struktur organisasi di pabrik:

1. Direktur Utama / Manajer Umum.
2. Manajer Produksi
3. Manajer Kualitas (*Quality Assurance/QA*)
4. Manajer Logistik / Pergudangan
5. Manajer Pemeliharaan (*Maintenance Manager*)
6. Manajer Sumber Daya Manusia (*HR Manager*)
7. Manajer Keuangan
8. Tim Produksi
9. Tim Pemeliharaan
10. Tim Kualitas

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



Gambar 4. 4 Struktur organisasi perusahaan pabrik biodiesel

4.4.2 Tugas dan Wewenang

1. Direktur Utama / Manajer Umum: Bertanggung jawab atas keseluruhan operasi pabrik, strategi bisnis, dan pengambilan keputusan penting. Biasanya, direktur ini mengawasi manajer-manajer departemen lain.
2. Sekretaris diangkat oleh direktur utama untuk menangani suratmenyurat perusahaan, kearsipan, dan pekerjaan lain yang membantu dalam menangani administrasi perusahaan
3. Direktur Teknik dan Produksi: Mengawasi proses produksi dan memastikan bahwa produk dihasilkan sesuai dengan standar kualitas dan jadwal yang telah ditetapkan. Bertanggung jawab atas manajemen sumber daya produksi, termasuk peralatan dan tenaga kerja. memimpin semua kegiatan perusahaan yang berkaitan dengan produksi, operasi, teknik, utilitas, pengembangan, pemeliharaan, pengadaan, dan laboratorium. Direktur Teknik dan Produksi dibantu oleh dua kepala bagian, yaitu:

a) Kepala Bagian Produksi

Tanggung jawab kepala bagian produksi mencakup pengaturan dan pengawasan seluruh aktivitas perusahaan yang berkaitan dengan produksi, proses, pengendalian, dan laboratorium. Dalam pelaksanaannya, kepala bagian produksi dibantu oleh beberapa bagian, yaitu bagian proses & pengendalian, bagian utilitas, serta bagian laboratorium.

b) Kepala Bagian Teknik

Kepala bagian teknik bertanggung jawab mengelola dan mengawasi semua kegiatan perusahaan yang terkait dengan bidang teknik dan pemeliharaan. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian teknik didukung oleh tiga kepala bagian, yaitu bagian pemeliharaan, bagian instrumentasi & listrik, serta bagian mesin.

4. Direktur Keuangan dan Umum

Direktur Keuangan dan Umum melapor langsung kepada direktur utama dan bertugas memimpin seluruh kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, hubungan masyarakat, keamanan, dan keselamatan kerja. Dalam melaksanakan tugasnya, direktur ini didukung oleh beberapa kepala bagian sebagai berikut:

a) Kepala Bagian Pemasaran

Tanggung jawab kepala bagian pemasaran adalah mengelola dan mengawasi semua aktivitas perusahaan terkait pembelian bahan baku dan pemasaran produk. Dalam melaksanakan tugasnya, kepala bagian pemasaran dibantu oleh dua kepala tim, yaitu tim pembelian dan tim pemasaran.

b) Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

Kepala bagian administrasi dan keuangan bertanggung jawab untuk mengelola dan memantau seluruh kegiatan operasional perusahaan serta pembukuan dan pengelolaan gaji karyawan. Dalam pelaksanaannya, kepala bagian ini dibantu oleh dua kepala tim, yakni tim administrasi dan tim keuangan.

c) Kepala Bagian Umum

Kepala bagian umum bertugas untuk mengelola dan mengawasi semua kegiatan yang terkait dengan personalia, hubungan masyarakat, dan keamanan perusahaan. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian umum didukung oleh tiga kepala tim, yaitu tim personalia, tim humas, dan tim keamanan.

d) Kepala Bagian K3 dan Litbang

Kepala bagian K3 dan Litbang bertugas mengatur dan mengawasi seluruh kegiatan perusahaan yang berkaitan dengan keselamatan kerja (K3) serta penelitian dan pengembangan (litbang). Dalam tugasnya, kepala bagian ini didukung oleh dua kepala tim, yaitu tim K3 dan tim litbang.

4.4.3 Pengaturan Jam Kerja

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

1. Karyawan non shift Karyawan non shift merupakan karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Termasuk dalam karyawan non shift yaitu Direktur, Staf ahli, General Manager, Manager, serta Administrasi. Karyawan non shift bekerja dengan rincian sebagai berikut :

- Hari Senin – Kamis

Pukul 08.00 – 12.00 (jam kerja)

Pukul 12.00 – 13.00 (istirahat)

Pukul 13.00 – 16.00 (jam kerja)

- Hari jumat

Pukul 08.00 – 11.30 (jam kerja)

Pukul 11.30 – 13.00 (istirahat)

Pukul 13.00 – 16.00 (jam kerja)

- Hari Sabtu, minggu dan hari besar libur

2. Karyawan Shift Karyawan shift merupakan karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dan pabrik yang 69 mempunyai hubungan dengan keamanan dan kelancaran produksi. Termasuk karyawan shift yaitu operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan, dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan dan keamanan pabrik. Karyawan shift bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi dalam 3 shift dengan pengaturan sebagai berikut.

Shift pagi : pukul 08.00 – 15.00

Shift sore : pukul 15.00 – 00.00

Shift malam : pukul 00.00 – 08.00

Tabel 4. 3 Jadwal Kerja Setiap Kelompok

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

Tabel 4. 3 Jadwal Kerja Setiap Kelompok (Laanjutan)

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

Keterangan :

P : pukul 08.00 – 15.00 WIB

S : pukul 15.00 – 00.00 WIB

M : pukul 00.00 – 08.00 WIB

L : Libur

4.4.4 Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif. Berikut Tabel 4.5 merupakan rincian jumlah tenaga kerja dan sistem penggajiannya.

Tabel 4. 4 Jumlah tenaga kerja dan sistem penggajian

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Gaji/Bulan/Orang	Gaji/Tahun
Direktur Utama	1	Rp45.000.000,00	Rp 45.000.000,00	Rp540.000.000,00
Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp35.000.000,00	Rp 35.000.000,00	Rp 420.000.000,00
Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp35.000.000,00	Rp35.000.000,00	Rp 420.000.000,00
Staff Ahli	1	Rp40.000.000,00	Rp40.000.000,00	Rp 480.000.000,00
Kepala Bagian Produksi	1	Rp30.000.000,00	Rp30.000.000,00	Rp 360.000.000,00
Kepala Bagian Teknik	1	Rp30.000.000,00	Rp30.000.000,00	Rp 360.000.000,00
Kepala Bagian Pemasaran	1	Rp 25.000.000,00	Rp 25.000.000,00	Rp 300.000.000,00
Kepala Bagian Keuangan dan Administrasi	1	Rp25.000.000,00	Rp 25.000.000,00	Rp 300.000.000,00
Kepala Bagian Umum	1	Rp 25.000.000,00	Rp 25.000.000,00	Rp 300.000.000,00
Kepala Bagian K3 dan Litbang	1	Rp 25.000.000,00	Rp 25.000.000,00	Rp 300.000.000,00
Kepala Tim Proses	1	Rp25.000.000,00	Rp 25.000.000,00	Rp 300.000.000,00
Kepala Tim Pengendalian	1	Rp25.000.000,00	Rp 25.000.000,00	Rp 300.000.000,00
Kepala Tim Laboratorium	1	Rp 25.000.000,00	Rp25.000.000,00	Rp 300.000.000,00

Tabel 4. 4 Jumlah tenaga kerja dan sistem penggajian (Lanjutan)

Kepala Tim Pembelian	1	Rp20.000.000,00	Rp20.000.000,00	Rp240.000.000,00
Kepala Tim Pemeliharaan	1	Rp25.000.000,00	Rp25.000.000,00	Rp 300.000.000,00
Kepala Tim Utilitas	1	Rp25.000.000,00	Rp 25.000.000,00	Rp 300.000.000,00
Kepala Tim Pemasaran	1	Rp20.000.000,00	Rp20.000.000,00	Rp240.000.000,00
Kepala Tim Administrasi	1	Rp20.000.000,00	Rp20.000.000,00	Rp240.000.000,00
Kepala Tim Kas	1	Rp20.000.000,00	Rp20.000.000,00	Rp240.000.000,00
Kepala Tim Personalia	1	Rp20.000.000,00	Rp20.000.000,00	Rp240.000.000,00
Kepala Tim Humas	1	Rp20.000.000,00	Rp20.000.000,00	Rp240.000.000,00
Kepala Tim Keamanan	1	Rp20.000.000,00	Rp20.000.000,00	Rp240.000.000,00
Kepala Tim K3	1	Rp20.000.000,00	Rp20.000.000,00	Rp240.000.000,00
Kepala Tim Penelitian dan Pengembangan	1	Rp20.000.000,00	Rp20.000.000,00	Rp240.000.000,00
Karyawan Proses	6	Rp10.000.000,00	Rp60.000.000,00	Rp 720.000.000,00
Karyawan Pengendalian	3	Rp10.000.000,00	Rp30.000.000,00	Rp360.000.000,00
Karyawan Laboratorium	4	Rp 9.000.000,00	Rp 36.000.000,00	Rp432.000.000,00
Karyawan Pemeliharaan	3	Rp 9.000.000,00	Rp27.000.000,00	Rp324.000.000,00
Karyawan Utilitas	5	Rp 9.000.000,00	Rp 45.000.000,00	Rp 540.000.000,00
Karyawan Pembelian	2	Rp 8.000.000,00	Rp16.000.000,00	Rp192.000.000,00
Karyawan Pemasaran	2	Rp 8.000.000,00	Rp16.000.000,00	Rp192.000.000,00
Karyawan Administrasi	2	Rp 8.000.000,00	Rp16.000.000,00	Rp192.000.000,00
Karyawan Kas	2	Rp 8.000.000,00	Rp16.000.000,00	Rp192.000.000,00

Tabel 4. 4 Jumlah tenaga kerja dan sistem penggajian (Lanjutan)

Karyawan Keamanan	4	Rp8.000.000,00	Rp32.000.000,00	Rp384.000.000,00
Karyawan Personalia	2	Rp 8.000.000,00	Rp16.000.000,00	Rp192.000.000,00
Karyawan Humas	2	Rp 8.000.000,00	Rp16.000.000,00	Rp192.000.000,00
Karyawan K3	3	Rp8.000.000,00	Rp24.000.000,00	Rp288.000.000,00
Karyawan Penelitian dan Pengembangan	3	Rp8.000.000,00	Rp24.000.000,00	Rp288.000.000,00
Operator	64	Rp6.000.000,00	Rp384.000.000,00	Rp4.608.000.000,00
Supir	3	Rp 3.900.000,00	Rp11.700.000,00	Rp140.400.000,00
Librarian	1	Rp4.000.000,00	Rp4.000.000,00	Rp48.000.000,00
<i>Cleaning Service</i>	5	Rp3.600.000,00	Rp18.000.000,00	Rp216.000.000,00
Dokter	2	Rp10.000.000,00	Rp20.000.000,00	Rp 240.000.000,00
Perawat	4	Rp5.000.000,00	Rp20.000.000,00	Rp240.000.000,00
TOTAL	146	Rp771.500.000,00	Rp1.451.700.000,00	Rp17.420.400.000,00

4.4.5 Hak dan Fasilitas Karyawan

Fasilitas dan tunjangan karyawan Berikut fasilitas dan tunjangan karyawan yang diberikan perusahaan untuk menunjang aktivitas kerja karyawan :

1. Tunjangan Cuti
 - a. Hak cuti tahunan Setiap pegawai perusahaan mendapat tunjangan cuti sebanyak, maksimal 12 hari dalam setahun. Jika dalam satu tahun hak cuti tidak digunakan, maka hak cuti hilang dan tidak dapat diakumulasikan untuk tahun berikutnya.
 - b. Cuti massal Setiap tahunnya, sebanyak karyawan diberikan cuti massal bertepatan dengan hari raya Idul Fitri selama 4 hari kerja.
 - c. Cuti melahirkan Wanita yang akan melahirkan berhak mendapat cuti selama 3 bulan dan selama masa cuti tersebut selalu dibayar dengan ketentuan jarak antara kelahiran anak pertama dan kedua minimal 2 tahun .
2. Hari Libur Nasional Bagi pegawai harian (*non shift*), hari libur nasional dihitung hari. Sedangkan untuk pekerja shift, pada hari libur tetap masuk dengan catatan hari tersebut diperhitungkan sebagai hari kerja lembur (*overtime*).
3. Lembur Lembur dilakukan atas persetujuan Manajer Departemen apabila ada pekerjaan mendesak yang harus segera diselesaikan.
4. Pakaian Kerja Untuk menghindari kesenjangan antar karyawan, perusahaan menyediakan dua set pakaian kerja setiap tahunnya. Selain itu juga disediakan masker sebagai perlengkapan keselamatan kerja.
5. Jamsostek Jamsostek merupakan asuransi jiwa dan asuransi kecelakaan untuk menghadirkan rasa aman bagi pegawai dalam menjalankan tugasnya.
6. Pemberian fasilitas bagi pegawai
 - a. Menyediakan transportasi/bus untuk karyawan.
 - b. Menyediakan fasilitas poliklinik yang dikelola oleh dokter dan perawat

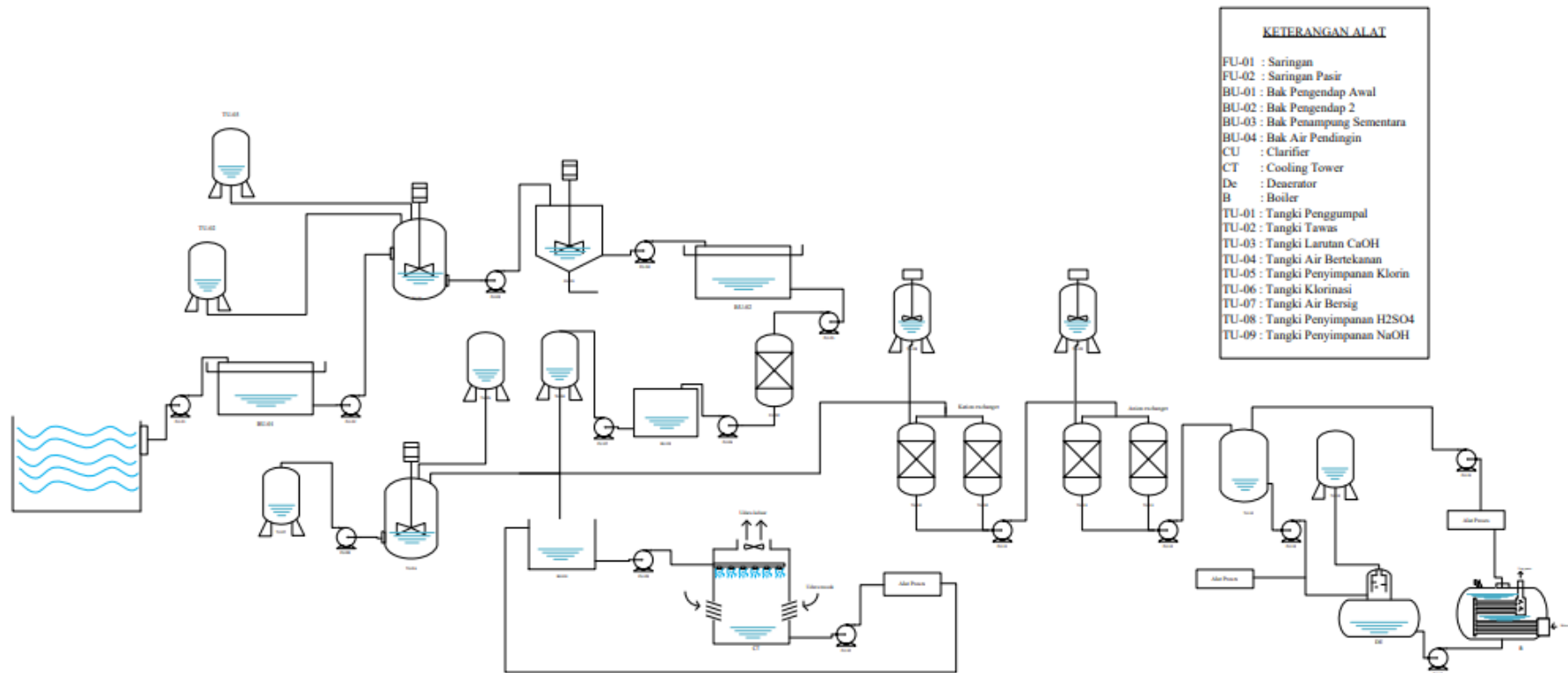
- c. Menyediakan fasilitas tempat ibadah yang dilengkapi dengan instalasi listrik dan air
- d. Memberikan fasilitas kerjasama bagi pegawai.
- e. Pemberian kantin
- f. Pemberian cinderamata kepada pekerja yang telah menyelesaikan 10 tahun kerja terus menerus

BAB V

UTILITAS

Unit utilitas merupakan unit penunjang yang memiliki peran penting dalam berjalannya suatu proses di industri. Perancangan utilitas dibutuhkan untuk menjamin keberlangsungan suatu pabrik. Beberapa penyediaan utilitas yang dibutuhkan pabrik antara lain :

- a. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
- b. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)
- c. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
- d. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)
- e. Unit Penyediaan Bahan Bakar
- f. Unit Pengelolaan Limbah



Gambar 5. 1 Diagram Alir Utilitas

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

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air pabrik, biasanya digunakan sumber-sumber seperti air sumur, air sungai, air danau, atau air laut. Dalam perancangan pabrik biodiesel ini, air yang dipilih berasal dari sungai. Penggunaan air sungai dipertimbangkan karena beberapa alasan. Secara umum, pabrik memanfaatkan berbagai sumber air seperti sumur, sungai, danau, atau laut. Dalam hal ini, air yang digunakan untuk pabrik biodiesel berasal dari Sungai Siak, yang kemudian diproses oleh PDAM Mempura. Air sungai akan dimanfaatkan dalam lingkungan pabrik sebagai sumber air dengan beberapa pertimbangan berikut:

- a. Proses pengolahan air sungai lebih mudah, sederhana, dan biayanya relatif rendah dibandingkan dengan pengolahan air laut, yang lebih kompleks dan memerlukan peralatan yang lebih mahal.
- b. Air sungai memiliki kontinuitas yang tinggi, sehingga selalu tersedia dan mengurangi risiko kekurangan air.
- c. Volume air sungai umumnya lebih besar dibandingkan dengan air sumur.
- d. Lokasi sungai terletak dekat dengan lokasi pembangunan pabrik.

Secara keseluruhan, kebutuhan air di pabrik ini mencakup:

a. Air Domestik

Menurut standar WHO, kebutuhan air per orang berkisar antara 100-120 liter per hari. Untuk pabrik atau kantor, kebutuhan air untuk setiap karyawan ditetapkan sebesar 100 liter per hari (Sularso, 2001). Dengan jumlah karyawan sebanyak 152 orang, total kebutuhan air domestik mencapai 45.700 kg per hari.

b. Air Service

Perkiraan kebutuhan air untuk keperluan layanan umum seperti bengkel, laboratorium, masjid, kantin, pemadam kebakaran, dan lain-lain adalah sekitar 3500 kg per jam.

c. Air Proses

Di pabrik biodiesel, kebutuhan air untuk proses mencapai 10.340 kg per jam. Perancangan dilakukan dengan over design sebesar 20%, sehingga total kebutuhan menjadi 12.408 kg per jam.

d. Air Pendingin

Air pendingin digunakan untuk peralatan yang memerlukan penurunan suhu. Kebutuhan air pendingin di pabrik biodiesel ini tercantum dalam Tabel 5.1 berikut:

Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
Reaktor-01	33700,85518
Reaktor-02	286,2077289
Cooler-01	22117,160
Cooler-02	8940,5
Cooler-03	19050,1748
Condensor-01	4754,8
Condensor-02	4754,8
Total	93604,4926

Perancangan dilakukan dengan *over design* sebesar 20%, sehingga total kebutuhan menjadi 112325,3911 kg per jam. Selama proses berlangsung, air pendingin mengalami *blowdown* pada unit *cooling tower*, yang memerlukan penambahan air *make-up*. Setelah perhitungan, kebutuhan air *make-up* yang diperlukan adalah sebesar 1432,148737 kg per jam.

e. Steam

Air uap digunakan di pabrik untuk pemanasan. Air steam dapat digunakan untuk boiler jika persyaratannya terpenuhi. Jika air mendidih tidak memenuhi persyaratan dapat merusak peralatan, sehingga harus berhati-hati untuk mencegah terjadinya pengembunan, pengembunan dan pembusaan. Kebutuhan steam untuk peralatan pabrik biodiesel ini terlampir pada Tabel 5.2 di bawah

Tabel 5. 2 Kebutuhan steam

Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
HE-01	1724,3805
HE-02	3,3478
HE-03	59,7681
HE-04	7199
HE-05	3.878,34
RB-01	232,1014258
Jumlah	13096,7244

perancangan dibuat over design sebanyak 20% hingga 15716,0693 kg/jam. Selama pengoperasian pembangkit air menghasilkan uap 19,45% terjadinya *blowdown* pada boiler sebesar 15% dan menggunakan pengunci steam 5% sehingga jumlah air yang dihasilkan yang diperlukan setelah perhitungan adalah 3143,2139 kg/jam.

5.1.2 Unit Pengolahan air

Air sungai memerlukan pengolahan sebelum dapat digunakan secara langsung. Proses pengolahan air meliputi beberapa tahapan, antara lain:

a. Pengisapan

Tahan ini air dari sungai dilakukan melalui pompa dan dipindahkan ke alat penyaringan (screen) untuk menghilangkan partikel kotoran berukuran besar. Setelah proses screening, air akan disimpan di dalam bak penampungan awal.

b. Screening

Tahap ini bertujuan memisahkan kotoran berukuran besar seperti daun, ranting, dan sampah tanpa bahan kimia. Partikel kecil yang masih terbawa akan diolah di tahap-tahap berikutnya. Pada sisi hisap, Pompa perlu dipasang saringan (*screen*) untuk meminimalisir alat penyaring pada proses selanjutnya menjadi kotor dan menjadi cepat rusak

c. Penggumpalan

Koagulasi adalah proses penggumpalan partikel koloid akibat penambahan bahan koagulan atau zat kimia sehingga partikel-partikel tersebut bersifat netral dan membentuk endapan karena

gravitasi. Koagulan yang digunakan adalah tawas atau Aluminium Sulfat ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$), yang merupakan garam yang berasal dari asam kuat dan basa lemah,

sehingga dalam air yang mempunyai suasana basa akan mudah terhidrolisa. Untuk memperoleh sifat alkalis agar proses flokulasi dapat berjalan efektif, perlu ditambahkan CaOH yang berfungsi untuk mengurangi atau menghilangkan kesadahan karbonat dalam air untuk membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan. Proses flokulasi bertujuan menggumpalkan partikel menjadi flok dengan ukuran yang memungkinkan dipisahkan dengan sedimentasi dan filtrasi.

d. Pengendapan

dilakukan di dalam bak pengendapan yang bertujuan untuk mengendapkan flok yang terbentuk dari proses koagulasi-flokulasi. Bentuk-bentuk flok yang sudah terbentuk akan mengendap, dan kemudian dapat dibuang (*blow down*).

e. Sand Filter Air

dari bak pengendap yang masih mengandung padatan\ntersuspensi kemudian masuk ke dalam sand filter untuk difiltrasi.\nTujuan dari filtrasi ini adalah untuk menghilangkan mineral-mineral yang\nterkandung dalam air, seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{2+} , dan sebagainya\nmenggunakan resin. Sand filter harus dicuci (*backwash, rinse*) ketika dianggap kotor.

f. Penyimpanan sementara

Air yang dihasilkan di area filter disebut air bersih dan disimpan di tangki penyimpanan air sementara. Air didistribusikan untuk keperluan:

1. Penggunaan air dan air servis
2. Air proses
3. Air pendingin
4. air uap

g. klorinasi

Disinfeksi air adalah proses penambahan klorin (CL_2) atau hipoklorit ke dalam air. Tujuan dari perawatan ini adalah untuk membunuh kuman dan bakteri yang ada di dalam air sehingga air tersebut aman untuk digunakan sehari-hari.

h. demineralisasi

Tujuan mineralisasi adalah menghilangkan ion dari air sulingan untuk memberi makan mineral. Proses mineralisasi ini dibagi menjadi dua tahap, pemanasan air dan desalinasi. Proses pelunakan air dilakukan dalam penukar ion. Dalam pertukaran kation, mineral keras seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{2+} dan mineral lainnya dilepaskan dari air bersih. Mineral ini diserap oleh resin hidrogen-zeolit. Resin memiliki kemampuan untuk menyerap ion-ion ini. Jika resin tidak mampu menghilangkan mineral, maka dilakukan proses regenerasi resin. Regenerasi resin penukar kation dilakukan dengan menambahkan asam kuat H_2SO_4 . Air yang keluar dari pertukaran ion adalah air demineralisasi yang kecil kemungkinannya untuk mengendap. Air yang diproduksi di penukar ion diekspos ke penukar anion untuk proses desalinasi. Tujuan dari proses ini adalah untuk menangkap ion-ion negatif seperti HCO^{3-} , CO_3^{2-} , SO_4^{2-} , Cl^- dan lain-lain. Ion-ion negatif ini harus diserap karena jika air alkali ini dipanaskan akan cenderung membentuk gas CO_2 yang dapat menurunkan kinerja boiler dan peralatan proses lainnya. Proses penyerapan ion mirip dengan proses pelunakan air.

Perbedaan utamanya terletak pada jenis katalis yang digunakan. Ketika katalis yang digunakan merupakan penukar anion basa lemah. Dalam proses ini, ketika resin mencapai kemampuannya dalam menyerap ion, resin diregenerasi dengan menambahkan basa kuat $NaOH$. Air produk dari pertukaran anion ini dapat digunakan sebagai air proses. Namun jika digunakan sebagai air umpan boiler, prosesnya harus diulang..

i. Deaerasi

Air proses deaerasi yang digunakan sebagai umpan boiler dilakukan proses deaerasi untuk menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air, terutama gas O_2 , yang mungkin merupakan uap

pengoksidasi. Korosi pada boiler dapat menimbulkan akibat yang serius selain memperpendek umur boiler. Korosi pada boiler dapat menimbulkan ledakan akibat tekanan muai yang tidak sama dengan tekanan desain. Untuk menghilangkan gas terlarut, ditambahkan senyawa N_2H_4 (hidrazin) untuk mengikat O_2 dengan gas terlarut lainnya. Setelah gas-gas terlarut dihilangkan, air limbah dari turbin gas dapat diumpankan ke air umpan boiler dan kemudian

ke boiler. Di dalam boiler terjadi proses produksi air menjadi air. Namun untuk menjaga konsentrasi padatan tersuspensi yang terakumulasi di dalam boiler, terkadang digunakan sistem pemompaan untuk membuang sebagian air. Untuk menggantikan air yang hilang ditambahkan air buatan untuk memenuhi persyaratan..

5.2 Unit pembangkit steam

Keberadaan unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan steam pada proses produksi biodiesel, yaitu dengan menyediakan ketel uap (boiler) dengan spesifikasi :

Kapasitas : 15437,5476 kg/jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Boiler dilengkapi dengan unit katup pengaman yang ekonomis dan proteksi otomatis. Air pada instalasi pengolahan air yang digunakan sebagai umpan boiler harus disesuaikan dengan kadar silika, O_2 , Ca dan Mg yang ada dengan cara menambahkan bahan kimia pada sumber air umpan boiler. Selain itu pH harus diatur pada 10,5 – 11,5 karena pada pH yang sangat tinggi dekomposisinya tinggi. Sebelum masuk ke boiler, makanan terlebih dahulu melewati *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari panas batubara yang keluar dari boiler. Pada unit ini, suhu air dinaikkan hingga 150 derajat Celcius kemudian diumpankan ke steam. Dalam ketel uap, api yang berasal dari alat pembakaran (nyala api) bertugas memanaskan terowongan api dan pipa api. Sisa udara panas masuk ke dalam *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, air dalam boiler dapat mengambil panas

dari dinding dan cerobong asap, oleh karena itu air mendidih dan menghasilkan uap. Ini dipompa hingga tekanan 10 bar dan dialirkan ke steam head untuk didistribusikan ke area produksi.

5.3 Unit pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik biodiesel ini ditanggung oleh PLN, namun listrik cadangan disediakan oleh generator pembangkit tersebut jika terjadi pemadaman listrik dari PLN setempat. Tujuannya agar pasokan listrik tetap terjaga meski pasokan dari PLN terganggu. Energi listrik yang dihasilkan alternator berasal dari putaran poros engkol yang digerakkan oleh panas yang dihasilkan bahan bakar solar. Detail mesin yang digunakan pada pabrik ini adalah :.

Kapasitas : 1.000 kW

Jenis : AC Generator

Jumlah : 1

Berikut merupakan rincian untuk kebutuhan listrik pabrik Biodiesel diantaranya sebagai berikut:

a. Kebutuhan listrik alat Proses

Tabel 5. 3 Total kebutuhan listrik alat proses

No.	Jenis Alat	Kode Alat	Hp	kW
1	Reaktor 1	R-01	2	1,491
2	Reaktor 2	R-02	2	1,491
3	<i>Mixer</i>	M-01	10	7,457
4	Screw Conveyer	SC-01	1,5	1,119
5	<i>Wash Tank 1</i>	WT-01	25	18,643
6	<i>Wash Tank 2</i>	WT-02	25	18,643
7	Pompa 1	P-01	0,5	0,373
8	Pompa 2	P-02	0,5	0,373
9	Pompa 3	P-03	0,25	0,186
10	Pompa 4	P-04	0,25	0,186
11	Pompa 5	P-05	0,25	0,186
12	Pompa 6	P-06	0,25	0,186
13	Pompa 7	P-07	0,25	0,186
14	Pompa 8	P-08	0,25	0,186
15	Pompa 9	P-09	0,25	0,186

No.	Jenis Alat	Kode Alat	Hp	kW
16	Pompa 10	P-10	0,25	0,186
17	Pompa 11	P-11	0,25	0,186
18	Pompa 12	P-12	0,25	0,186
19	Pompa 13	P-13	0,25	0,186
20	Pompa 14	P-14	0,25	0,186
21	Pompa 15	P-15	0,25	0,186
22	Pompa 16	P-16	0,25	0,186
Total			70	52,199

b. Kebutuhan listrik untuk Utilitas

Tabel 5. 4 Total kebutuhan listrik utilitas

No.	Jenis Alat	Kode Alat	Hp	kW
1	Kompresor	KU-01	3	2,237
2	<i>Blower Cooling Tower</i>	BU-01	3,00	2,237
3	Pengaduk Flokulator	MU-01	1	0,746
4	Klarifier	KL-01	0,5	0,373
8	Pompa utilitas 1	PU-01	5	3,729
9	Pompa utilitas 2	PU-02	3	2,237
10	Pompa utilitas 3	PU-03	5	3,729
11	Pompa utilitas 4	PU-04	5	3,729
12	Pompa utilitas 5	PU-05	5	3,729
13	Pompa utilitas 6	PU-06	5	3,729
14	Pompa utilitas 7	PU-07	5	3,729
15	Pompa utilitas 8	PU-08	0,17	0,124
16	Pompa utilitas 9	PU-09	5	3,729
17	Pompa utilitas 10	PU-10	5	3,729
18	Pompa utilitas 11	PU-11	5	3,729
19	Pompa utilitas 12	PU-12	5	3,729
20	Pompa utilitas 13	PU-13	5	3,729
21	Pompa utilitas 14	PU-14	5	3,729
22	Pompa utilitas 15	PU-15	5	3,729
Total			75,67	56,425

Sehingga total kebutuhan listrik untuk proses dan utilitas = 46.12 kW kemudian di *over desain*

10% = 119,485 kW.

c. Kebutuhan listrik untuk penerangan

Power yang dibutuhkan untuk alat penerangan diperkirakan 15% dari total kebutuhan listrik :

$$P = 15\% \times 108,624 \text{ kW}$$

$$P = 16,293 \text{ kW}$$

$$\text{Over desain } 10\% = 17,922 \text{ kW}$$

d. Kebutuhan listrik alat kontrol

Power yang dibutuhkan untuk alat kontrol diperkirakan 25% dari total kebutuhan listrik:

$$P = 25\% \times 108,624 \text{ kW}$$

$$P = 27,155 \text{ kW}$$

$$\text{Over desain } 10\% = 29,871 \text{ kW}$$

e. Kebutuhan listrik untuk peralatan kantor

Power yang dibutuhkan untuk kantor seperti (AC, Komputer, dan lainlain) diperkirakan 15% dari total kebutuhan listrik :

$$P = 15\% \times 108,624 \text{ kW}$$

$$P = 16,293 \text{ kW}$$

$$\text{Over desain } 10\% = 17,922 \text{ kW}$$

f. Kebutuhan listrik untuk bengkel, laboratorium, dan lain-lain

Power yang dibutuhkan untuk bengkel, laboratorium, dan lain-lain diperkirakan 15% dari total kebutuhan listrik :

$$P = 15\% \times 108,624 \text{ kW}$$

$$P = 16,293 \text{ kW}$$

$$\text{Over desain } 10\% = 17,923 \text{ kW}$$

Total kebutuhan listrik pabrik dapat dilihat berdasarkan Tabel 5.5 di bawah ini

Tabel 5. 5 Total Kebutuhan Listrik

No	Kebutuhan Listrik	kW
1.	Listrik Proses dan utilitas	119,486
2.	Listrik instrumentasi	29,871
3.	Listrik AC dan penerangan	35,846
4.	Listrik bengkel dan laboratorium	17,923
Total Kebutuhan listrik		203,126

5.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Pada pabrik ini udara bertekanan sangat dibutuhkan untuk menggerakkan unit tenaga untuk mengaktifkan unit kendali pada pabrik yang bekerja secara pneumatik. Tekanan udara perangkat adalah 7,2 bar. Di pabrik biodiesel ini terdapat 14 unit operasi yang membutuhkan udara bertekanan untuk bergerak. Proses atau proses pembuatan udara tekan adalah udara sekitar dikompresi menggunakan kompresor dan filter udara hingga mencapai tekanan 7,2 bar, kemudian udara tersebut dialirkan ke pengontrol dan peralatan pengolah. Mereka menginginkannya. Total udara yang dibutuhkan untuk unit ini dihitung 26,16 m³ /jam.. Udara yang digunakan harus dikeringkan dengan kipas angin, dan udara tersebut dialirkan ke tangki udara.

5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang dipergunakan pada boiler. Bahan bakar yang digunakan adalah solar sebesar 1,3155 kg/jam yang digunakan untuk pengoperasian boiler ,dan pemasok energi cadangan.

5.6 Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan

Limbah yang dihasilkan oleh pabrik alami dapat dipisahkan menjadi:

a. Limbah air

1. Limbah domestik

2. Cooling water

3. Back washfilter, air berminyak dari Pompa

Limbah rumah tangga berasal dari toilet di sekitar pabrik dan perkantoran. Air ditampung dan disimpan di unit stabilisasi menggunakan lumpur aktif, gas, dan injeksi gas klorin. Air limbah laboratorium dibersihkan terlebih dahulu melalui beberapa metode sebelum dibuang ke lingkungan karena mengandung bahan kimia. Proses pengolahan air limbah meliputi pengolahan fisik (sedimentasi, filtrasi), pengolahan kimia (penambahan bahan kimia, pengendalian pH) dan pengolahan biologis.

b. limbah udara dari area kerja

Untuk mencegah pencemaran limbah padat, limbah dikelola dengan menciptakan area limbah yang aman bagi lingkungan..

5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

a. Pompa Utilitas

Tabel 5. 6 Spesifikasi Pompa Utilitas

	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05
Fungsi	Mengalirkan air dari Sungai yang melewati Screening (FU-01) ke Bak pendendapan I (BU-01)	Mengalirkan air dari Bak pendendapan I (BU-01) ke Tangki Flokulator/ Penggumpal (TU-01)	Mengalirkan air dari Tangki Flokulator/ Penggumpal (TU-01) ke Klarifier (KL-01)	Mengalirkan air dari Klarifier (KL-01) ke Bak Pengendap 2 (BU-02)	Mengalirkan air dari Bak Pengendap 1 (BU-02) ke Bak Saringan Pasir/Sand Filter (FU-02)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Comercial steel</i>	<i>Comercial steel</i>	<i>Comercial steel</i>	<i>Comercial steel</i>	<i>Comercial steel</i>
Kapasitas (m ³ /jam)	64,48	64,48	64,50	64,49	64,50
IPS (in)	6	6	6	6	6
No. Sch	20	40	20	40	20
OD (in)	6,63	6,63	6,63	6,63	6,63
ID (in)	6,07	6,07	6,07	6,07	6,07
Efisiensi Pompa	0,83	0,58	0,83	0,58	0,58
Tenaga Pompa (watt)	1.279,78	1.489,23	1.607,51	2.373,76	2.300,40
Tenaga Motor (watt)	5	3	5	5	5
Jumlah Alat	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah

Tabel 5. 6 Spesifikasi Pompa Utilitas

	PU-06	PU-07	PU-08	PU-09	PU-10
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak Saringan Pasir/Sand Filter (FU-02) ke Bak Penampungan Sementara (BU-03)	Mengalirkan air dari Bak Penampungan Sementara (BU-03)	Mengalirkan air dari Tangki Klorinasi (TU-06) ke Tangki Penampungan Air Bersih (TU-07)	Mengalirkan air dari Bak Air Pendingin (BU-04) ke Cooling Towe (CL-01)	Mengalirkan air dari Alat Proses ke Bak Air Pendingin (BU-04)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Comercial steel</i>	<i>Comercial steel</i>	<i>Comercial steel</i>	<i>Comercial steel</i>	<i>Comercial steel</i>
Kapasitas (m3/jam)	64,50	64,50	2,68	18,38	18,15
IPS (in)	6	6	1,25	2	4
No. Sch	20	20	40	20	80
OD (in)	6,63	6,63	1,66	2,38	4,50
ID (in)	6,07	6,07	1,38	2,07	3,83
Efisiensi Pompa	0,58	0,58	0,58	0,58	0,58
Tenaga Pompa (watt)	2.300,40	1.845,40	0,11	1.912,40	1.022,48
Tenaga Motor (watt)	5	5	0,17	5	5
Jumlah Alat	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah

Tabel 5. 6 Spesifikasi Pompa Utilitas

	PU-11	PU-12	PU-13	PU-14	PU-15
Fungsi	Mengalirkan air dari Kation Exchanger ke Anion Exchanger	Mengalirkan air dari Anion Exchanger ke Bak Umpan Boiler	Mengalirkan air dari Baik Umpan Boiler ke Deaerator	Mengalirkan air dari Deaerator ke Boiler	Mengalirkan air dari Alat Proses ke Bak Umpan Boiler
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Comercial steel</i>	<i>Comercial steel</i>	<i>Cast Iron</i>	<i>Cast Iron</i>	<i>Cast Iron</i>
Kapasitas (m3/jam)	32,67	32,67	18,11	18,11	13,76
IPS (in)	4	4	2	2	2,50
No. Sch	40	40,00	40	40	40,00
OD (in)	4,50	4,50	2,38	2,38	2,88
ID (in)	4,03	4,03	2,07	2,07	2,47
Efisiensi Pompa	0,58	0,58	0,58	0,58	0,58
Tenaga Pompa (watt)	406,73	670,45	724,14	1.036,47	321,17
Tenaga Motor (watt)	5	5	5	5	5
Jumlah Alat	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah

b. Bak Utilitas

Tabel 5. 7 Spesifikasi Bak Utilitas

Kode	BU-01	BU-02	BU-03	BU-04
Fungsi	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi	Menampung sementara raw water setelah disaring di sand filter	Menampung air untuk kebutuhan cooling tower
Jenis	bak persegi			
Bahan	beton bertulang			
Spesifikasi				
Kapasitas (m ³ /jam)	55,0066	66,0275	54,9762	3,400
panjang (m)	10,9701	9,2534	9,2508	5,807
Lebar (m)	10,9701	9,2534	9,2508	5,807
Tinggi (m)	5,4850	4,6267	4,6254	2,903
Jumlah Alat	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah

c. Tangki Utilitas

Tabel 5. 8 Spesifikasi Tangki Utilitas

Kode	TU-01	TU-02	TU-03	TU-04	TU-05
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan Kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan.	menyimpan larutan alum 5 % untuk 2 minggu Operasi	Menyiapkan dan menyimpan larutan CaOH % untuk 1 minggu operasi	Menampung Air bertekanan untuk keperluan layanan umum	Menampung kebutuhan kaporit selama 1 minggu
Jenis	Tangki Silinder Berpengaduk	Tangki Silinder	Tangki Silinder	Tangki Silinder	Tangki silinder tegak
Bahan	<i>Stainless steel</i>	<i>Stainless steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Spesifikasi					
Tinggi (m)	4,3802	2,2899	2,5133	4,3766	0,122
Diameter (m)	4,3802	1,1450	1,2567	4,3766	0,121539
Volume (m3)	65,9714	2,3565	3,11567166	65,8080	0,001409
jenis impeller	marine propelle				
jumlah impeller	1				
power motor (Hp)	1				
Jumlah Alat	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah

Tabel 5. 8 Spesifikasi Tangki Utilitas (Lanjutan)

Kode	TU-06	TU-07	TU-08	TU-09	TU-10
Fungsi	mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga	Menyimpan H_2SO_4 untuk regenerasi penukar kation	Menyimpan NaOH untuk regenerasi penukar Anion	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion-ion positif (Na^+ , Ca^{2+} , Ba) yang ada dalam air
Jenis	Tangki silinder tegak	Tangki Silinder	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>
Spesifikasi					
Tinggi (m)	1,5173	4,3766	1,5479	0,9514	2,2860
Diameter (m)	1,5173	4,3766	1,5479	0,9514	1,3073
Volume (m ³)	2,7420	65,8080	2,9115	0,6761	2,5558
Jumlah Alat	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah

Tabel 5. 8 Spesifikasi Tangki Utilitas (Lanjutan)

Kode	TU-11	TU-12	TU-013
Fungsi	Menghilangkan ion-ion negatif yang masih terbawa dari bak air bersih	Mencampur Kondensat sirkulasi dan makeup air umpan boiler sebelum dibangkitkan sebagai steam alam boiler	Menyimpan larutan N ₂ H ₄
Jenis	Tangki Silinder	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Spesifikasi			
Tinggi (m)	1,9050	3,4916	2,8840
Diameter (m)	1,2431	3,4916	2,8840
Volume (m ³)	2,3108	33,4155	18,8302
Jumlah Alat	1 buah	1 buah	1 buah

d.Klarifier

Kode	: Kl-01
Fungsi	: Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang bersifat koloid yang terbawa oleh air dari bak pengendap awal
Jenis	: <i>Clarifier/conical bottom</i>
Diameter (m)	: 6,9532
Tinggi (m)	: 6,9532
Volume (m ³)	: 263,8856
Jumlah Alat	: 1 buah

e. Saringan Utilitas

Kode	: FU-01
Fungsi	: Menyaring Kotoran-Kotoran yang berukuran besar misalnya: daun , ranting dan sampah-sampah lainnya.
Bahan	: Aluminium
Kapasitas (kg/jam)	: 6.2579
Panjang (m)	: 5
Lebar (m)	: 5
Jumlah Alat	: 1 buah
Diameter Lubang Saringan (cm)	: 1

f.Saringan Pasir Utilitas

Kode	: FU-02
Fungsi	: Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai.
jenis	: Tangsi silinder
bahan	: <i>Carboon steel</i>
ukuran pasir	: 28 mesh
spesifikasi	
volume(m ³)	: 6,7737
panjang (m)	: 2,3839
lebar (m)	: 1,0040
Tinggi (m)	: 1,1919
Jumlah Alat	: 1 buah

j. Cooling Tower Utilitas

Kode	: CT-01
Fungsi	: Mendinginkan air pendingin setelah digunakan oleh alat proses dengan media pendingin udara
Bahan	: <i>induced draft cooling tower</i>
Panjang (m)	: 0,6966
Lebar (m)	: 0,6966
Tinggi (m)	: 11,1392
Jumlah Alat	: 1 buah

h. deaerator

Kode	: De-01
Fungsi	: Menghilangkan gas CO ₂ dan O ₂ yang terikat dalam feed water yang menyebabkan kerak pada reboiler.
Jenis	: Tangki silinder tegak
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Spesifikasi	
Tinggi (m)	: 2,8683
Diameter (m)	: 2,8683
Volume (m ³)	: 18,5251
Jumlah Alat	: 1 buah

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Untuk menentukan apakah pabrik yang akan didirikan dapat memberikan keuntungan dan layak dari sudut pandang ekonomi, maka evaluasi ekonomi sangat diperlukan. Salah satu aspek penting dalam perancangan pabrik adalah perkiraan biaya alat-alat yang akan digunakan, karena biaya ini menjadi dasar untuk menilai kelayakan investasi modal dalam kegiatan produksi. Dengan meninjau kebutuhan modal investasi, kita dapat menganalisis potensi pengembalian dan titik impas yang akan dicapai.

Dalam perancangan pabrik biodiesel, terdapat beberapa faktor yang diperhatikan dalam menghitung evaluasi ekonomi, antara lain:

a. Modal (*Capital Investment*)

1. Modal tetap (*Fixed Capital Cost*)
2. Modal kerja (*Working Capital Investment*)

b. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

1. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
2. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
3. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)

c. Pengeluaran Umum (*General Cost*)

d. Analisis Kelayakan Ekonomi

1. *Return on Investment* (ROI)
2. *Pay Out Time* (POT)
3. *Break event point* (BEP)
4. *Discounted cash flow* (DCF)

6.1 Penaksiran Harga Alat

Harga peralatan proses untuk setiap alat dipengaruhi oleh kondisi ekonomi yang berlaku. Setiap tahun, harga peralatan dapat bervariasi baik naik maupun turun tergantung pada keadaan ekonomi, sehingga sulit untuk menentukan harga secara akurat. Untuk memperkirakan harga peralatan, kita dapat menggunakan indeks harga peralatan operasi pada tahun yang bersangkutan.

Analisis harga alat dilakukan pada tahun 2024 untuk pembelian peralatan yang akan digunakan pada tahun pembangunan, yaitu 2029. Dalam analisis ekonomi, harga peralatan dan kebutuhan pabrik lainnya dihitung berdasarkan tahun analisis. Berikut ini adalah indeks harga yang dikenal dalam teknik kimia sebagai *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) atau CEP indeks.

Tabel 6. 1 Indeks harga alat pada tahun 1963-2024

Xi	Indeks (Yi)
1963	102,40
1964	103,30
1965	104,20
1966	107,20
1967	109,70
1968	113,70
1969	119,00
1970	125,70
1971	132,30
1972	137,20
1973	144,10
1974	165,40
1975	182,40
1976	192,10
1977	204,10
1978	218,80
1979	238,70
1980	261,20
1981	297,00
1982	314,00
1983	317,00
1984	322,70
1985	325,30
1986	318,40
1987	323,80
1988	342,50
1989	355,40

Xi	Indeks (Yi)
1990	357,60
1991	361,30
1992	358,20
1993	359,20
1994	368,10
1995	381,10
1996	381,70
1997	386,50
1998	389,50
1999	390,60
2000	394,10
2001	394,30
2002	395,60
2003	402,00
2004	444,20
2005	468,20
2006	499,60
2007	525,40
2008	575,40
2009	521,40
2010	550,80
2011	585,70
2012	584,60
2013	567,30
2014	576,10
2015	556,80
2016	589,146
2017	598,767
2018	608,389
2019	618,010
2020	627,632
2021	637,254
2022	646,875
2023	656,497
2024	666,118

Untuk memperkirakan harga alat, ada dua persamaan pendekatan yang dapat digunakan. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio indeks harga. (Aries & Newton, 1955)

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (6.1)$$

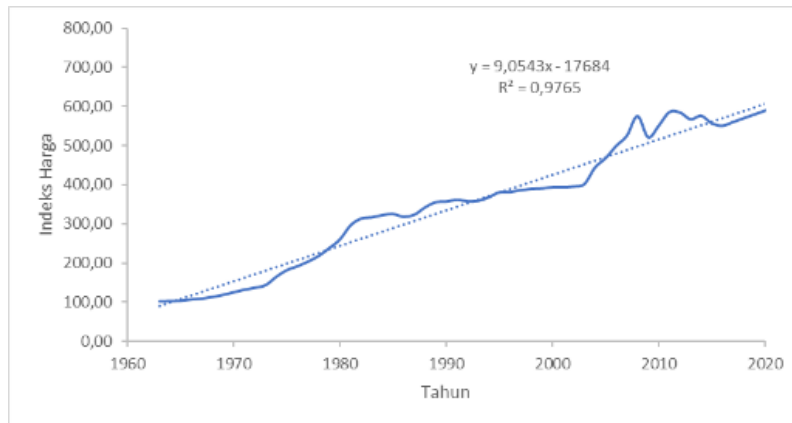
Dimana:

Ex: Harga pembelian tahun 2029

Ey: Harga pembelian pada tahun referensi 2014

Nx: Index harga pada tahun 2029

Ny: Index harga pada tahun referensi 2014



Gambar 6. 1 Grafik regresi linear

Persamaan yang diperoleh dari grafik yang tertera adalah $y = 9,0543x - 17684$. Dengan menggunakan persamaan di atas dapat dicari nilai CEP Indeks pada tahun referensi dan perancangan, sehingga nilai CEP Indeks pada tahun referensi 2014 adalah 576,10. Sementara nilai CEP Indeks pada tahun perancangan 2030 sebesar 675,850. Berdasarkan nilai CEP indeks tersebut, dapat ditentukan harga alat proses dan alat utilitas sebagai berikut :

Tabel 6. 2 Harga Alat Proses

Nama alat	Kode alat	Jumlah	EY	EX
			2014	2030
Tangki minyak sawit	T-01	1	\$ 17.900,00	\$ 22.191,72
Tangki metanol	T-02	1	\$ 90.000,00	\$ 111.578,50
tangki silo Naoh	T-04	1	\$ 378.800,00	\$ 469.621,52
Tangki H ₂ SO ₄	T-03	1	\$ 125.800,00	\$ 155.961,95
Tangki biodiesel	T-05	1	\$ 335.000,00	\$ 415.319,99
Tangki Gliserol	T-06	1	\$ 265.151,00	\$ 328.723,91
Reaktor 1	EV-01	1	\$ 5.300,00	\$ 6.570,73
Reaktor 2	CR-01	1	\$ 49.300,00	\$ 61.120,22
Screw conveyer	SC	1	\$ 5.000.000,00	\$ 6.198.805,76

Nama alat	Kode alat	Jumlah	EY	EX
			2014	2030
<i>Mixer 1</i>	M-01	1	\$ 96.700,00	\$ 119.884,90
<i>washtank 1</i>	WT-01	1	\$ 5.500,00	\$ 6.818,69
<i>washtank 2</i>	WT-02	1	\$ 5.800,00	\$ 7.190,61
<i>decanter 1</i>	DC-03	1	\$ 5.800,00	\$ 7.190,61
<i>decanter 2</i>	DC-04	1	\$ 8.900,00	\$ 11.033,87
evapoeator 1	EV-05	1	\$ 11.400,00	\$ 14.133,28
menara distilasi 1	MD-01	1	\$ 5.800,00	\$ 7.190,61
<i>Heat Exchanger</i>	HE-01	1	\$ 5.800,00	\$ 7.190,61
	HE-02	1	\$ 1.700,00	\$ 2.107,59
	HE-03	1	\$ 1.300,00	\$ 1.611,69
	HE-04	1	\$ 1.100,00	\$ 1.363,74
	HE-05	1	\$ 1.100,00	\$ 1.363,74
	CL-01	1	\$ 1.800,00	\$ 2.231,57
	CL-02	1	\$ 5.500,00	\$ 6.818,69
	CL-03	1	\$ 5.500,00	\$ 6.818,69
Pompa	P-01	1	\$ 5.500,00	\$ 6.818,69
	P-02	1	\$ 12.300,00	\$ 15.249,06
	P-03	1	\$ 200,00	\$ 247,95
	P-04	1	\$ 200,00	\$ 247,95
	P-05	1	\$ 200,00	\$ 247,95
	P-06	1	\$ 200,00	\$ 247,95
	P-07	1	\$ 200,00	\$ 247,95
	P-08	1	\$ 200,00	\$ 247,95
	P-09	1	\$ 200,00	\$ 247,95
	P-10	1	\$ 200,00	\$ 247,95
	P-11	1	\$ 200,00	\$ 247,95
	P-12	1	\$ 200,00	\$ 247,95
	P-13	1	\$ 200,00	\$ 247,95
	P-14	1	\$ 200,00	\$ 247,95
	P-15	1	\$ 200,00	\$ 247,95
	P-16	1	\$ 200,00	\$ 247,95
Total			\$ 6.451.551	\$ 7.998.382

Tabel 6. 3 Harga Alat Utilitas

Nama alat	Kode alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2014	2030	2014	2030
Screeener	FU-01	1	585,70	692,278	\$ 5.900,00	\$ 6.973,60
Bak Pengendap Awal	BU-01	1	585,70	692,278	\$ 51.800,00	\$ 61.225,86
larutan alum(tawas)	TU-02	1	585,70	692,278	\$ 20.000,00	\$ 23.639,33
Tangki larutan CaOH	TU-03	1	585,70	692,278	\$ 6.700,00	\$ 7.919,17
Tangki flakulator/pengumpal	TU-01	1	585,70	692,278	\$ 9.700,00	\$ 11.465,07
klarifier	KL-01	1	585,70	692,278	\$ 20.100,00	\$ 23.757,52
Bak pengendap 2	BU-02	1	585,70	692,278	\$ 40.000,00	\$ 47.278,65
Bak saringan pasir	FU-02	1	585,70	692,278	\$ 97.000,00	\$ 114.650,74
Penanmpung sementara	BU-03	1	585,70	692,278	\$ 13.600,00	\$ 16.074,74
Tangki klorin	TU-06	1	585,70	692,278	\$ 2.100,00	\$ 2.482,13
Tangki penyimpanan kaporit	TU-05	1	585,70	692,278	\$ 2.100,00	\$ 2.482,13
Tangki air bersi	TU-07	1	585,70	692,278	\$ 13.600,00	\$ 16.074,74
Tangki air bertekanan	TU-04	1	585,70	692,278	\$ 13.600,00	\$ 16.074,74
Bak air pendingin	BU-04	1	585,70	692,278	\$ 5.500,00	\$ 6.500,82
Cooling tower	CT-01	1	585,70	692,278	\$ 13.600,00	\$ 16.074,74
Blower cooling tower	BL-01	1	585,70	692,278	\$ 13.600,00	\$ 16.074,74
Tangki H2SO4	T-08	1	585,70	692,278	\$ 5.800,00	\$ 6.855,40
Tangki kation exchanger	TU-09	1	585,70	692,278	\$ 5.500,00	\$ 6.500,82
Tangki NaOH	T-07	1	585,70	692,278	\$ 5.800,00	\$ 6.855,40
Tangki anion exchanger	TU-10	1	585,70	692,278	\$ 2.100,00	\$ 2.482,13
Tangki umpan boiler	T-10	1	585,70	692,278	\$ 2.100,00	\$ 2.482,13
Tangki N2H4	T-09	1	585,70	692,278	\$ 391.000,00	\$ 462.148,85
Tangki deareator	De	1	585,70	692,278	\$ 5.000,00	\$ 5.909,83
Kompresor	KU-01	1	585,70	692,278	\$ 2.100,00	\$ 2.482,13
Tangki silika gel	TU-08	1	585,70	692,278	\$ 2.100,00	\$ 2.482,13
Pompa	PU-01	1	585,70	692,278	\$ 2.100,00	\$ 2.482,13
	PU-02	1	585,70	692,278	\$ 2.100,00	\$ 2.482,13
	PU-03	1	585,70	692,278	\$ 2.100,00	\$ 2.482,13
	PU-04	1	585,70	692,278	\$ 2.100,00	\$ 2.482,13
	PU-05	1	585,70	692,278	\$ 2.100,00	\$ 2.482,13
	PU-06	1	585,70	692,278	\$ 2.100,00	\$ 2.482,13
	PU-07	1	585,70	692,278	\$ 2.100,00	\$ 2.482,13
	PU-08	1	585,70	692,278	\$ 2.100,00	\$ 2.482,13
	PU-09	1	585,70	692,278	\$ 2.100,00	\$ 2.482,13
	PU10	1	585,70	692,278	\$ 2.100,00	\$ 2.482,13
	PU-11	1	585,70	692,278	\$ 2.100,00	\$ 2.482,13
	PU-12	1	585,70	692,278	\$ 2.100,00	\$ 2.482,13

Tabel 6. 4 Harga Alat Utilitas (Lanjutan)

Nama alat	Kode alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2014	2030	2014	2030
Pompa	PU-13	1	585,70	692,278	\$ 2.100,00	\$ 2.482,13
	PU-14	1	585,70	692,278	\$ 2.100,00	\$ 2.482,13
	PU-15	1	585,70	692,278	\$ 2.100,00	\$ 2.482,13
TOTAL					\$ 781.900,00	\$ 924.179,50

6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi : 100.000 Ton / Tahun

Pabrik beroperasi : 330 hari kerja

Umur alat : 10 Tahun

Kurs mata uang : 1 \$ = Rp 15.569 (Per Okt 2024)

Tahun pabrik didirikan : 2030

UMR Kota Riau: Rp 3.294.625,00 (Tahun 2024)

6.3 Komponen Biaya

a. Modal (*Capital Investment*)

Capital invesment adalah total biaya yang diperlukan untuk membangun fasilitas pabrik dan peralatannya serta untuk menjalankan operasional pabrik tersebut. . Capital investment terdiri dari

1. *Fixed Capital Invesment*

Fixed Capital Invesment adalah biaya yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas pabrik.

Tabel 6. 5 *Physical Plant Cost (PPC)*

Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
PPC Alat proses	17.049.246	263.547.243.609
PPC Alat Utilitas	3.519.020	54.397.012.914
Bangunan	6.856.340	105.985.296.000
Tanah	1.547.419	18.832.000.000
Total	29.057.486	276.814.684.674

Tabel 6. 6 *Direct Plant Cost (DPC)*

Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
Purchasing Equipment cost	8.080.211	124.903.906.924
instalasi	3.474.491	53.708.679.977
instrumentasi dan kontrol	1.212.032	18.735.586.039
pemipaan	2.424.063	37.471.172.077
instalasi listrik	1.212.032	18.735.586.039
instalasi isolasi	646.417	9.992.312.554
Total	17.049.246	263.547.243.610

Tabel 6. 7 *Fixed capital investment (FCI)*

Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
Direct Plant Cost	34.766.429	537.419.463.029
Engineering and Construction	34.766.429	537.419.463.029
Contractor Fee	695.328,58	10.748.389.261
Contingency Cost	3.476.642,92	53.741.946.303
Total	73.704.830	1.139.329.261.621

2. *Working Capital Investment*

Working capital investment atau modal kerja adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal yang digunakan untuk operasional suatu pabrik dalam jangka waktu tertentu. Sumber modal untuk pendirian pabrik bisa berasal dari pinjaman bank, uang pribadi, atau investasi dari pihak lain. Tujuan utama dari penanaman modal adalah untuk memperoleh keuntungan dari investasi yang dilakukan. Beberapa ciri investasi yang baik meliputi:

- a) Mampu menghasilkan laba maksimal
- b) Investasi yang cepat kembali
- c) Mematuhi peraturan yang baik, memiliki teknologi yang memadai, serta aman.

Tabel 6. 8 *Working capital investment (WCI)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Raw Material Inventory	56.740,33	877.092.063
In process inventory	347.391,34	5.369.975.379
product inventory	955.325,31	14.767.418.589
available cash	1.929.951,91	29.833.196.551
extended credit	46.318.845,73	715.996.717.225
Total	49.608.254,61	766.844.399.806

b. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Biaya produksi (manufacturing cost) adalah pengeluaran yang diperlukan untuk memproduksi suatu produk. Biaya ini mencakup total dari Biaya Langsung, Biaya Tidak Langsung, dan Biaya Tetap yang selalu terkait dengan proses pembuatan produk. Biaya produksi terdiri dari:

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

Biaya Produksi Langsung adalah pengeluaran yang secara langsung terkait dengan pembuatan produk dalam pabrik.

Tabel 6. 9 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Bahan Baku	791.829,08	12.240.093.900
Bahan Utilitas	110.945,09	1.714.989.149
Gaji Karyawan	1.126.950,45	17.420.400.000
supervise	190.647,52	2.947.029.330
maintenance	5.896.386,40	91.146.340.930
plant supplies	1.061.349,55	16.406.341.367
royalties	84.907,96	1.312.507.309
Total	9.263.016,04	143.187.701.985

2. Indirect Manufacturing Cost (IMC)

Biaya Tidak Langsung (*Indirect Manufacturing Cost*) adalah pengeluaran yang tidak secara langsung berhubungan dengan unit produksi di pabrik.

Tabel 6. 10 *Indirect manufacturing cost (IMC)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Payoll Overhead	225.390,09	3.484.080.000
Laboratory	225.390,09	3.484.080.000
plant overhead	1.126.950,45	17.420.400.000
packaging and shipping	2.000.000,00	30.916.000.000
Total	3.577.730,62	55.304.560.000

3. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

Biaya Tetap (*Fixed Manufacturing Cost*) adalah pengeluaran yang dikeluarkan oleh pabrik baik saat beroperasi maupun tidak. Biaya ini bersifat konstan dan tidak tergantung pada waktu atau tingkat produksi.

Tabel 6. 11 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Depreciation	7.370.483,00	113.932.926.162
Property tax	1.474.096,60	22.786.585.232
Insurance	1.474.096,60	22.786.585.232
Total	10.318.676,20	159.506.096.627

Tabel 6. 12 *Total manufacturing cost*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Direct Manufacturing Cost	9.263.016,04	143.187.701.985
Inderect Manufacturing Cost	3.577.730,62	55.304.560.000
Fixed Manufacturing cost	10.318.676,20	159.506.096.627
Total	23.159.422,86	357.998.358.612

c. Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

Pengeluaran Umum, juga dikenal sebagai biaya umum, mencakup pengeluaran yang terkait dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk Manufacturing cost. Biaya yang dikeluarkan untuk menjaga kelancaran operasional perusahaan secara keseluruhan.

Tabel 6. 13 *General expense (GE)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
administrasi	7.398.785,07	114.370.419.686
sales	24.662.616,92	381.234.732.285
finance	4.932.523,38	76.246.946.457
research	9.865.046,77	152.493.892.914
Total	46.858.972,14	724.345.991.342

Tabel 6. 14 *Total Production Cost*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Manufacturing Cost	23.159.422,86	357.998.358.612
General expense (GE)	46.858.972,14	724.345.991.342
Total	70.018.395,00	1.082.344.349.955

6.4 Analisa Keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp 1.545.800.000.000

Total Production cost : Rp 1.082.344.349.955

Keuntungan : Total Penjualan – Total biaya produksi

: Rp 463.455.650.045

b. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak 25% dari keuntungan : Rp 115.863.912.511,34

Keuntungan : Keuntungan Sebelum Pajak – Pajak

: Rp 347.591.737.534

6.5 Analisa Kelayakan

Analisis kelayakan berfungsi untuk mengidentifikasi laba yang diperoleh guna mencapai keuntungan maksimum, serta untuk menilai apakah keuntungan tersebut besar atau kecil. Hal ini membantu dalam mengkategorikan pabrik sebagai potensial atau tidak potensial dari perspektif ekonomi. Terdapat beberapa metode yang digunakan untuk menilai kelayakan pabrik, antara lain:

a. *Return on Investmen* (ROI)

Return on Investmen (ROI) adalah tingkat keuntungan yang diperoleh setiap tahun dari jumlah investasi yang dilakukan. Pabrik dengan risiko rendah memiliki minimum ROI sebelum pajak sebesar 11%, sementara pabrik dengan risiko tinggi memiliki minimum ROI sebelum pajak sebesar 44%. Jumlah uang yang diperoleh atau hilang disebut sebagai laba atau rugi.

$$\% ROI = \frac{\text{Profit}}{\text{Fixed capital invesment}} \times 100\% \quad (6.2)$$

1. ROI sebelum pajak (ROI b)

$$ROI\ b = 40,68\%$$

2. ROI setelah pajak (ROI a)

$$ROI\ a = 30,51\%$$

b. *Pay Out Time* (POT)

Pay Out Time adalah lama waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini penting untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$POT = \frac{\text{Fixed capital invesment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresant}} \quad (6.3)$$

1. POT Sebelum Pajak (POT b)

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

POT b = 2 tahun

2. POT Setelah Pajak (POT a)

POT a = 2,5 tahun

c. *Break Even Point* (BEP)

Break even point adalah titik di mana biaya dan pendapatan sama jumlahnya. Break even point, kita dapat menetapkan harga jual dan jumlah unit minimum yang harus terjual, serta harga per unit untuk mendapatkan keuntungan. Nilai *Break Even Point* (BEP) pabrik kimia biasanya berada dalam kisaran 40-60%.

$$BEP = \frac{Fa + 0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra} \times 100\% \quad (6.4)$$

Dimana :

Fa = *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum Annual

Tabel 6. 15 *Annual fixed manufacturing cost (Fa)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Depreciation	7.370.483,00	113.932.926.162
Property Taxes	1.474.096,60	22.786.585.232
Insurances	1.474.096,60	22.786.585.232
Total	10.318.676,20	159.506.096.627

Tabel 6. 16 *Annual regulated expenses (Ra)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Gaji Karyawan	1.126.950,45	17.420.400.000
payoll overhead	225.390,09	3.484.080.000
plant overhead	1.126.950,45	17.420.400.000
supervise	190.647,52	2.947.029.330
laboratory	225.390,09	3.484.080.000
general expenses	46.858.972,14	724.345.991.342
maintennace	5.896.386,40	91.146.340.930
plant supplies	1.061.349,55	16.406.341.367
Total	56.712.036,68	876.654.662.970

Tabel 6. 17 *Annual variable value (Va)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Bahan Baku	791.829,08	12.240.093.900
Packaging and shipping	2.000.000,00	30.916.000.000
Biaya bahan utilitas	110.945,09	1.714.989.149
Royalties and patens	84.907,96	1.312.507.309
Total	2.987.682,13	46.183.590.358

Tabel 6. 18 *Annual sales value (Sa)*

Jenis Biaya	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Annual Sales Value	100.000.000,00	1.545.800.000.000
Total	100.000.000,00	1.545.800.000.000

Dengan menggunakan data yang sduah didapatkan pada tabel diatas, maka didapatkan nilai
BEP sebesar : $BEP = 47,69\%$

d.*Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point merupakan titik atau kondisi di mana aktivitas produksi harus dihentikan. Penyebabnya bisa jadi adalah biaya variabel yang terlalu tinggi, atau keputusan manajemen yang tidak

ekonomis terkait aktivitas produksi yang kurang menguntungkan. Hal ini disebabkan karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik lebih tinggi daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

$$SDP = \frac{0,3Ra}{Sa-Va-0,7Ra} \times 100\% \quad (6.5)$$

Didapatkan SDP = 32 %

e. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate of Return adalah perkiraan jumlah keuntungan yang diperoleh setiap tahunnya. Berdasarkan investasi yang tidak dapat dikembalikan setiap akhir tahun selama umur pabrik. Batasan DCFR adalah 1,5 kali bunga bank.

$$\frac{(WC+FCI)x(1+i)^{10}}{CF} = ((1+i)^9 + 1+i)^9 + \dots + (1+i)1) \frac{WC+SV}{CV} \quad (6.6)$$

Dimana :

FCI = *Fixed capital investment*

WC = *Working capital investment*

SV = *Salvage value* = depresiasi

n = Umur pabrik 10 tahun

i = Nilai DCFR

Sebagai perhitungan digunakan data sebagai berikut :

FCI = Rp 1.139.329.261.621

WCI = Rp. 766.844.399.806

SV = Rp 113.932.926.162

n = 10 tahun

Sehingga diperoleh trial & error dapat dihitung nilai DCFR. Diperoleh nilai DCFR adalah

DCFR = 31,27 %

Bunga bank Indonesia pada 2030 = 5,70%

1,5 dari bunga bank Indonesia = 8,5 %

6.6 Analisis Resiko Pabrik

Analisis risiko pabrik dilakukan untuk menilai sejauh mana risiko yang dimiliki pabrik (*high risk* atau *low risk*) dengan memperhitungkan kemungkinan terjadinya, kemudian mencari solusi untuk setiap risiko tersebut. Berdasarkan analisis risiko yang dilakukan, pabrik biodiesel termasuk dalam kategori risiko rendah (*low risk*) dengan pertimbangan sebagai berikut:

a. Kondisi Operasi

Prarancangan pabrik biodiesel beroperasi pada suhu antara 30 °C hingga 80 °C dan tekanan sekitar 1 atm. Dengan kondisi operasional yang tergolong rendah ini, prarancangan pabrik dapat dianggap cukup aman.

b. Bahan Baku dan Produk

Bahan baku dan produk dari prarancangan pabrik biodiesel memiliki sifat kimia yang tidak mudah terbakar serta toksisitas yang rendah. Selain itu, tidak ada limbah dari proses reaksi yang dibuang ke lingkungan sehingga relatif aman bagi lingkungan.

c. Identifikasi Hazard

Identifikasi Hazard untuk mengidentifikasi potensi bahaya di lingkungan kerja, proses, atau penggunaan bahan, dengan tujuan mengurangi risiko kecelakaan atau insiden. Identifikasi ini penting dilakukan di awal perancangan dan operasional untuk memastikan keselamatan pekerja, perlindungan lingkungan, dan keamanan aset.

Tabel 6. 19 Identifikasi Hazard

Komponen	Hazard							Keterangan	Pengelolaan
	eksplosif	mudah terbakar	beracun	korosif	iritasi	oksidator	radioaktif		
Bahan Baku									
Minyak Kelapa sawit								Bahan baku ini termasuk tidak berbahaya	Jauhkan dari oksidator kuat, sumber api dan

									simpan ditempat sejuk dan kering dalam wadah tertutup
Metanol	√	√	√		√			Uap dapat membentuk campuran yang mudah meledak dengan udara, air tidak efektif jika terjadi kebakaran.	Penyimpanan dalam tangki bertekanan rendah, penggunaan alat pelindung diri (APD) untuk pekerja, dan sistem ventilasi yang baik.
Bahan Pembantu									
Natrium Hidroksida			√	√	√			NaOH bersifat sangat reaktif terhadap banyak bahan lain, termasuk asam, logam ringan serta bahan organik.	Tidak diperkenankan disimpan dalam wadah yang mengandung logam, pastikan tertutup rapat dan kering
Asam Sulfat				√	√			Asam sulfat bereaksi dengan logam menghasilkan gas hidrogen, yang sangat mudah terbakar dan	Tidak diperkenankan disimpan dalam wadah yang mengandung logam, pastikan tertutup rapat dan kering

								dapat menyebabkan ledakan	
Produk									
Biodiesel		√						biodiesel dapat terbakar atau menyebabkan ledakan, jika tercampur dengan bahan lain yang mudah terbakar.	Penyimpanan biodiesel harus dilakukan di tempat yang berventilasi baik dan jauh dari sumber panas atau api terbuka. Gunakan tangki yang disetujui untuk penyimpanan bahan bakar, dan hindari percikan atau pemicu api di sekitar area penyimpanan.

d. Bahan Baku

Berdasarkan informasi dari Tabel 6.18 mengenai identifikasi bahaya, terdapat beberapa poin penting sebagai berikut:

1. Minyak kelapa sawit, yang merupakan bahan baku utama, dianggap tidak berbahaya jika tindakan pencegahan yang tepat dilakukan, seperti menjauhkan dari oksidator kuat, sumber api, serta menyimpannya dalam wadah tertutup di lingkungan yang sejuk dan kering. Dengan cara

ini, risiko yang ditimbulkan oleh minyak jarak dapat diminimalkan, sehingga kontribusinya terhadap risiko keseluruhan pabrik tergolong rendah.

2. Metanol memiliki sejumlah risiko, termasuk kemampuannya untuk membentuk campuran yang mudah meledak dengan udara. Oleh karena itu, diperlukan pengelolaan dan penyimpanan yang baik untuk mengurangi risiko tersebut.

e. Bahan Pembantu

Berdasarkan data dari Tabel 6.18 tentang identifikasi bahaya, terdapat natrium hidroksida dan asam klorida yang berfungsi sebagai bahan pembantu, memiliki risiko yang cukup signifikan karena sifatnya yang reaktif terhadap senyawa lain. Untuk mengurangi risiko ini, tindakan pencegahan yang dapat dilakukan adalah memastikan penyimpanan yang baik terutama di tempat yang bebas dari logam.

f. Produk

Berdasarkan informasi dari Tabel 6.18 mengenai identifikasi bahaya, yaitu biodiesel sebagai produk utama dan air sebagai produk samping memiliki risiko yang rendah. Namun, penting untuk memastikan bahwa biodiesel dijauhkan dari asam kuat, basa, oksidator kuat, serta kondisi yang dapat menyebabkan terbentuknya listrik statis.

g. Identifikasi Limbah Proses

Pabrik biodiesel dari minyak kelapa sawit memiliki beberapa resiko terkait limbah yang dihasilkan selama proses produksi, diantaranya sebagai berikut:

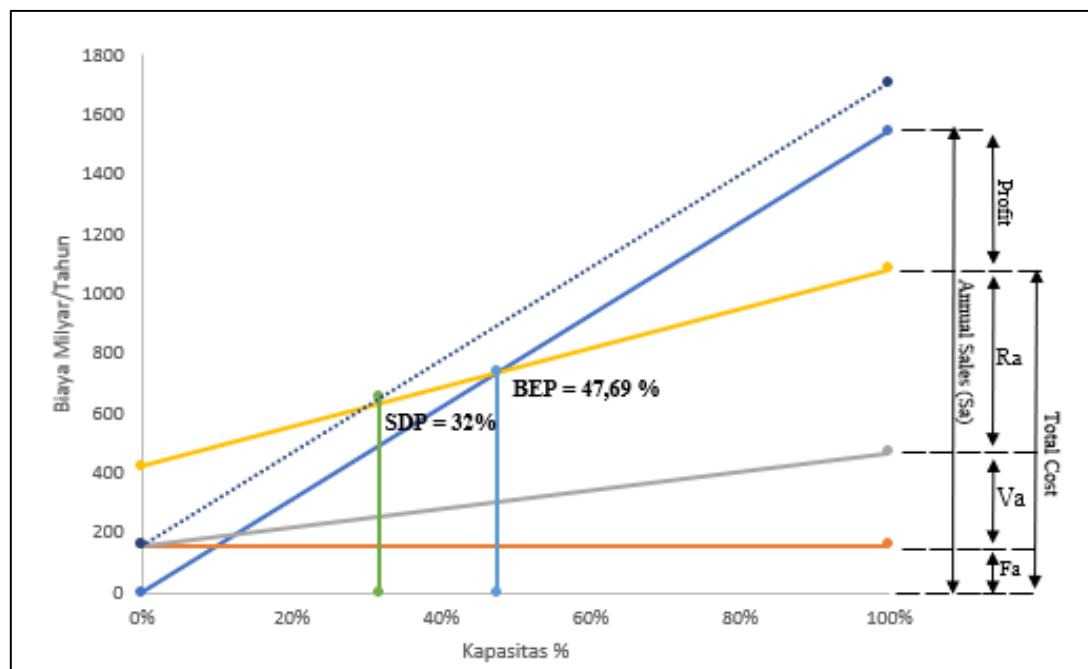
1. Bahaya kesehatan yang mungkin ditimbulkan oleh residu metanol termasuk kerusakan pada sistem saraf dan organ tubuh. Selain itu, proses esterifikasi dan transesterifikasi serta pemurnian biodiesel dapat menghasilkan asap dan gas.
2. Pencemaran lingkungan dapat terjadi akibat gliserol dan metanol yang dapat mencemari air tanah dan permukaan jika tidak dikelola dengan baik. Selain itu, residu katalis (NaOH) yang tidak dihilangkan dengan benar juga dapat menyebabkan pencemaran pada sumber air atau tanah.
3. Penanganan dan pembuangan limbah harus diperhatikan karena kesalahan dalam manajemen limbah seperti katalis, dapat menyebabkan masalah pencemaran dan

memerlukan biaya tambahan untuk pengolahan serta pembuangan yang aman dan sesuai dengan peraturan.

- Keamanan pabrik harus diperhatikan dikarenakan ketidakstabilan bahan kimia, seperti metanol yang mudah terbakar, serta potensi bahaya yang dapat timbul selama proses esterifikasi dan transesterifikasi yang bisa menjadi berisiko jika terjadi kebocoran.

Berdasarkan analisis di atas, dapat disimpulkan bahwa pabrik biodiesel yang menggunakan minyak kelapa sawit dengan kapasitas 100.000 ton/tahun beroperasi pada tekanan atmosfer dan suhu yang rendah. Selain itu, analisis terhadap bahaya dan limbah menunjukkan bahwa risiko yang ada dapat dikelola dengan baik melalui penerapan praktik keamanan yang ketat. Dengan memperhatikan tindakan pencegahan yang disarankan, pabrik ini cenderung memiliki tingkat risiko yang rendah hingga sedang, bergantung pada kepatuhan terhadap prosedur keamanan dan regulasi yang berlaku.

Dengan beberapa analisa ekonomi didapatkan grafik evaluasi ekonomi sebagai berikut:



Gambar 6. 2 Grafik Evaluasi Ekonomi

BAB VII

PENUTUP

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil perhitungan perancangan pabrik biodiesel melalui proses esterifikasi dan transesterifikasi, dengan kapasitas 100.000 ton/tahun baik ditinjau secara teknis maupun ekonomi, maka dapat disimpulkan sebagai berikut:

1. Pendirian pabrik biodiesel dengan kapasitas 100.000 ton/tahun bertujuan untuk memenuhi kebutuhan biodiesel di dalam negeri, mengurangi ketergantungan pada impor, serta menciptakan lapangan kerja dan mendorong pertumbuhan ekonomi.
2. Dengan mempertimbangkan sifat bahan baku yang aman dan kondisi operasi yang dilakukan pada suhu dan tekanan rendah, pabrik biodiesel dengan kapasitas produksi 100.000 ton/tahun ini merupakan pabrik dengan risiko rendah.
3. Dari segi evaluasi ekonomi serta analisis kelayakan, pabrik ini cukup layak untuk didirikan dengan beberapa analisis ekonomi sebagai berikut:
 - a. *Retrun on Invesment* (ROI) sebelum pajak sebesar 40,68%. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko rendah minimum adalah 11%. (Aries & Newton, 1955)
 - b. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak adalah 2 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko rendah maksimum adalah 5 tahun. (Aries & Newton, P.196)
 - c. *Break Even Point* (BEP) pada 47,69 % , dan *Shut Down Point* (SDP) pada 32%.
 - d. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) = 31,27 %

Syarat minimum DCFR adalah diatas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 kali suku bunga pinjaman bank. Dengan pertimbangan hasil diatas, maka pabrik biodiesel dari minyak kelapa sawit menggunakan proses esterifikasi dan transesterifikasi dengan kapasitas 100.000 ton/tahun layak dari aspek teknis dan menarik untuk dikaji lebih lanjut

4. Hasil dari keseluruhan tinjauan yang dilakukan mulai dari tersedianya bahan baku, kondisi operasi proses dan hasil evaluasi ekonomi dapat disimpulkan bahwa Pabrik Biodiesel dengan kapasitas 100.000 ton/tahun layak untuk didirikan

7.2 Saran

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

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Pastikan adanya standar pengujian dan kontrol kualitas yang ketat untuk menjamin kualitas biodiesel yang dihasilkan.
3. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan
4. Pemenuhan bahan baku didapatkan dari produk pabrik lain sehingga diperlukan adanya kontrak pembelian bahan baku pada waktu tertentu agar kebutuhan bahan baku dapat terpenuhi selama pabrik berjalan.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc Graw Hill Handbook, Co., Inc., New York
- Kern, D.Q.1950. *Process Heat Transfer*. Mc. Graw-Hill International Book Company Inc. New York.
- Brown, G.G. 1978. *Unit Operations*. John Wiley and Sons Inc. New York Brownell, L.E and Young. E.H. 1979. *Process Equipment Design*. John Wiley and Sons Inc. New York.
- Perry, R.H., and Green, D.W., 1986, Perry's *Chemical Engineer's Handbook*, 6th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Yaws, C.L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. Mc Graw Hill Handbooks. New York.
- Smith, J.M and Van Ness, H.C. 2009, "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic's*", 7th ed, Mc GrawHill Book Co. Ltd., New York.
- Satyanarayana M, Muraleedharan C. 2010. *Methyl Ester Production from Rubber Seed Oil using two steps Pre-treatment Process*. Int J Green Energy, 84-90.
- Nurhayati, Anita , S., Amri, T. A., & Linggawati, A. (2017). Esterifikasi Minyak Sawit Mentah Menggunakan H₂JADI₄ dan Transesterifikasi. Kampus Bina Mulya, 310-312.
- Budiman, Arief, dkk., 2021. Biodiesel Bahan Baku, Proses, dan Teknologi, Yogyakarta: Gadjah Mada University Press.
- Maliana N., 2016. Pembuatan Biodiesel dari Crude Palm Oil (CPO) Melalui Reaksi Dua Tahap dengan Menggunakan Katalis H₂SO₄ dan K₂O dari Abu Tandan Kosong Kelapa Sawit (ATKKS). Kendari : Universitas Halu Oleo.
- Laksono, T. 2013. Pengaruh Jenis Katalis Naoh Dan Koh Serta Rasio Lemak Dengan Metanol Terhadap Kualitas Biodiesel. Skripsi. Program Studi Teknologi Hasil Ternak Jurusan Produksi Ternak Fakultas Peternakan. Universitas Hasanuddin Makassar.

- Sinaga, S.V. 2013. Pengaruh Suhu dan Waktu Reaksi Pada Proses Pembuatan Biodiesel dari Minyak Jelantah. Skripsi. Universitas Lampung. Bandar Lampung. 95 hlm
- Prihananda R., Roy H., Makmur N. 2006. Menghasilkan Biodiesel Murah. Jakarta: AgroMedia.
- Arita, Meta Berlian, Jaya Irawan. 2008. Pembuatan Metil Ester Asam Lemak Dari Cpo Off grade Dengan Metode Esterifikasi-Transesterifikasi. Teknik Kimia Universitas Sriwijaya. Palembang
- Arbianti R, Tania S U, D. N. (2007). Pengaruh Kondisi Reaksi Transesterifikasi CPO terhadap Produk Metil Palmitat dalam Reaktor Tumpak dan Reaktor Tumpak Sirkulasi. Seminar Nasional Fundamental Dan Aplikasi Teknik Kimia. surabaya: FTI-ITS.
- Silviana dan Luqman. 2015. Efek Penyimpanan Biodiesel Berdasarkan Studi Kajian Degradasi Biodiesel CPO. Semarang : Universitas Diponegoro.
- Tahir dan Yoeswono. 2009. Optimasi Proses Transesterifikasi Minyak Sawit dengan Metanol dan Katalis KOH untuk Pembuatan Biodiesel. Yogyakarta : Universitas Gajah Mada.
- Yusufa, N, 2008, Sintesis Biodiesel Lemak Sapi Melalui Reaksi Esterifikasi dengan Katalis H-Zeolit, Dilanjutkan Reaksi Transesterifikasi Berkatalis NaOH. Jurusan Kimia Fakultas MIPA Universitas Gadjah Mada Yogyakarta, Skripsi.

LAMPIRAN A

PERANCANGAN REAKTOR

REAKSI ESTERIFIKASI

Jenis : RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk)
 Fungsi : Mereaksikan Free Fatty Acid dengan CH₃OH dengan katalis H₂SO₄
 Bentuk : Tangki Silinder
 Bahan : Stainless Steel SA 167 grade 3 type 304
 Kondisi operasi :
 Suhu : 60 °C 333 K
 Tekanan : 1 atm
 Konversi :

A. Neraca Massa Reaktor

Komponen	BM	Mol (Kmol/jam)	Massa (Kg/jam)
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	280	5,0640	1417,9225
C ₁₉ H ₃₄ O ₂	294	4,7348	1392,0455
C ₅₁ H ₉₈ O ₆	806	7,4222	5982,2827
C ₅₇ H ₁₀₄ O ₆	884	5,9118	5226,0574
CH ₃ OH	32	174,7812	5592,9998
H ₂ O	18	0,0037	0,06623
H ₂ SO ₄	98,08	0,1840	0,184
TOTAL		193,3669	18237,3735

B. Densitas

Densitas komponen pada suhu : 60 °C / 333 K

Komponen	Densitas (kg/m ³)	Massa (kg/jam)	fraksi massa (xi)	ρL campuran (kg/m ³)
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	878,3730	1417,9225	0,0777	68,2919
C ₅₁ H ₉₈ O ₆	853,8880	5982,2827	0,3280	280,0951
C ₅₇ H ₁₀₄ O ₆	866,0544	5226,0574	0,2866	248,1744

CH ₃ OH	753,9162	5592,9998	0,3067	231,2095
H ₂ O	994,8078	0,0662	0,000009	0,0036
H ₂ SO ₄	1789,5906	18,0448	0,0010	1,7707
TOTAL	6136,6299	18237,3735	1,0000	829,5452

C. Viskositas

Komponen	Massa (kg/jam)	fraksi massa (xi)	μ (cP)	μ * xi (cP)
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	1417,9225	0,0777	13,1542	0,9511
C ₁₉ H ₃₄ O ₂	1392,0455	0,0710	2,4801	0,1760
C ₅₁ H ₉₈ O ₆	5982,2827	0,3280	9,5454	2,9117
C ₅₇ H ₁₀₄ O ₆	5226,0574	0,2866	10,3310	2,7530
CH ₃ OH	5592,9998	0,3067	0,3572	0,1019
H ₂ O	0,06623	0,000009	0,4671	0,000002
H ₂ SO ₄	0,184	0,0010	36,3350	0,000341
TOTAL	18237,3735	1,0000		6,8940

Reaksi :



	Asam Linoleat	Metanol	Metil Linoleat	Air
Mula-mula	5,0640	174,7812	0,0000	0,0037
Reaksi	4,7348	4,7348	4,7348	4,7348
Setimbang	0,3292	170,0464	4,7348	4,7385

D. Desain Reaktor

1. Menghitung Kecepatan Alir Volumetrik

$$\begin{aligned} F_v &= \text{massa umpan } \rho \text{ campuran} \\ &= 21,9848 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

2. Menghitung Konsentrasi

$$\begin{aligned} C_{ao} &= n_a F_v \\ \text{Total umpan mula-mula } C_{ao} &= 0,2303 \text{ kmol/m}^3 \\ C_{bo} &= n_b F_v \\ \text{Total umpan mula-mula } C_{bo} &= 7,9501 \text{ kmol/m}^3 \\ C_a &= C_{ao} * (1-x) \\ \text{Total Umpan Konsentrasi } C_a &= 0,014972 \text{ kmol/m}^3 \end{aligned}$$

3. Menentukan Volume Reaktor

$$\begin{aligned} V_{\text{reaktor}} &= F_v * \text{waktu tinggal} \\ &= 21,9848 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

4. Menghitung Dimensi Reaktor

Perancangan reaktor dibuat dengan faktor keamanan sebesar 20%, sehingga :

$$\text{Volume reaktor} = 1,2 \times 21,9848 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume reaktor} = 26,3817 \text{ m}^3$$

Reaktor berbentuk silinder vertical terdiri dari dinding (shell) dan tutup atas serta bawah (head) yang berbentuk torispherical. Ditetapkan:

$$D : H$$

Volume Head Torispherical = 0,000049 d³ Dipilih Perbandingan D : H = 1 : 1 Sehingga:

$$\text{Diameter reaktor} = 3,2271 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Reaktor} = 3,2271 \text{ m}$$

$$V_{\text{reaktor total}} = \text{Volume silinder} + 2 \text{ Volume Head}$$

$$\text{Volume Head} = 5,6970 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{reaktor total}} = 32,0787 \text{ m}^3$$

5. Menghitung Ketinggian Cairan dalam Reaktor

$$V \text{ cairan di shell} = V_{\text{Shell}} - V_{\text{Bottom}}$$

$$V_{\text{Shell}} = 26,3817 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{bottom}} = 2,8485 \text{ m}^3$$

$$V \text{ cairan di shell} = 23,5333 \text{ m}^3$$

$$h \text{ cairan (h shell)} = 3,2271 \text{ m}$$

6. Menghitung Tebal Dinding Reaktor

$$t_s = \text{Tebal shell (in)}$$

$$P = \text{Tekanan dalam tangki (psia)}$$

$$F = \text{Allowable stress (18.750 psi)}$$

$$r_i = \text{Jari-jari dalam storage (in)}$$

$$E = \text{Efisiensi pengelasan (85\% (double welded butt joint))}$$

$$C = \text{Faktor korosi (0,125 in)}$$

$$t_s = \frac{Pr}{FE - 0,6P} + C$$

Dari hasil perhitungan diperoleh tebal shell adalah 0,2136 in, sehingga tebal shell standar 1/4 atau 0,25 in.

7. Perancangan Dimensi Head

$$t = \text{tebal head (in) , 0,25 in}$$

$$i_{cr} = \text{inside corner radius (in) 8 in}$$

$$r = \text{radius of dish (in) 130 in}$$

$$OD = \text{outside diameter (in) 127,5509 in}$$

$$ID = \text{inside diameter (in) 127,0509 in}$$

$$b = \text{depth of dish (in) 21,3679 in}$$

$$OA = \text{overall dimension (in)}$$

$$sf = \text{straight flange}$$

Menghitung Tebal Head :

Diperoleh dari persamaan persamaan 13.10 Brownell and Young, 1959 Diperoleh nilai tebal head dan bottom dari perhitungan sebesar 0,2136 in, sehingga tebal head standar = 0,25 in.

Dari tabel 5.8 Brownell dengan tebal head 0,25 in didapatkan $sf = 1,5 - 2,5$ in, digunakan nilai 2 in. Sehingga tinggi head yang diperoleh adalah

$$H_{\text{head}} = sf + b + t_h = 24 \text{ in,}$$

$$\text{tinggi total reaktor} = 2.H_{\text{head}} + H_{\text{shell}} = 4 \text{ m}$$

8. Menghitung Dimensi Pengaduk

Jenis pengaduk yang digunakan adalah six-blade turbine, vertical blades jenis ini digunakan pada kecepatan tinggi pada cairan yang mempunyai viskositas sedang dan tidak terlalu kental.

$$Dt = 3,2271 \text{ m}$$

Diameter Pengaduk

$$\begin{aligned} Da &= Dt/3 \\ &= 1,0757 \text{ m} \end{aligned}$$

Jarak Pengaduk dari Dasar

$$\begin{aligned} E &= Dt/3 \\ &= 1,0757 \text{ m} \end{aligned}$$

Lebar Pengaduk

$$\begin{aligned} L &= Da/4 \\ &= 0,2689 \text{ m} \end{aligned}$$

Lebar Baffle

$$\begin{aligned} L &= Dt/12 \\ &= 0,2689 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi Pengaduk

$$\begin{aligned} W &= Da/5 \\ &= 0,2151 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi Cairan

$$H = 3,2271 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah Baffle} = 4 \text{ buah}$$

$$\text{Jumlah Pengaduk} = 1 \text{ buah}$$

9. Menghitung Power Pengaduk

a. Specific Gravity

$$Sg = \rho_{\text{cairan}} / \rho_{\text{air}}$$

$$sg = 0,8295$$

$$WELH = ZL \times sg$$

$$WELH = 8,7829 \text{ ft}$$

Kecepatan putaran

$$N = 60,3966 \text{ rpm} = 1,0066 \text{ rps.}$$

b. Menghitung Power Pengaduk

$$N_{Re} = N \cdot D_i^2$$

$$N_{Re} = 140.086$$

Karena $N_{Re} > 10000$, $N_p = K_T$, $K_T = 5.75$ (McCabe hal: 253 untuk pengaduk turbine 6 blade).

$$N_p = 6$$

$$\rho = 51,7636 \text{ lb/ftm}^3$$

$$N_i = 1,0066 \text{ rps}$$

$$D_i = 3,5292 \text{ cm}$$

$$g_c = 32,2 \text{ m/s}^3$$

$$P = N_p \cdot N^3 \cdot D_i^5 g_c$$

$$P = 9,7920 \text{ Hp}$$

Daya motor

$$= \text{Efisiensi} \times P$$

$$= 83\% \times P_a$$

$$= 11,7976 \text{ Hp}$$

10. Jaket Pendingin

Komponen	Masuk	Keluar
	$\Delta H \text{ in (Kj/ jam)}$	$\Delta H \text{ out (Kj/ jam)}$
$C_{18}H_{32}O_2$	108815,3156	7073,008191
$C_{15}H_{34}O_2$	0	66185,08201
$C_{51}H_{98}O_6$	171646,3853	171646,0846
$C_{57}H_{104}O_6$	143748,7087	143749,4284
CH_3OH	498941,4384	485425,1664
H_2O	21853,12551	27986932,19
H_2SO_4	917,2742928	917,1758689
$\Delta H \text{ Reaksi}$	2147699796	

Q terserap		2119783791
Total	2148645719	2148645719

a. Menghitung ΔT LMTD

Perbedaan temperatur logaritmik rata-rata adalah

Suhu fluida panas reaktor = 60 °C = 140 F

Suhu fluida dingin masuk = 30 °C = 86 F

Suhu fluida dingin keluar = 45 °C = 113 F

Fluida Panas	Temperature (F)	Fluida Dingin	Selisih
140	<i>High</i>	113	27
140	<i>Low</i>	86	54

$$\Delta T \text{ LMTD} = \Delta T_1 - \Delta T_2 \text{ in } \Delta T_1 \Delta T_2$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 105 \text{ F}$$

Berdasarkan Tabel 8 Hal. 840, Kern, nilai UD untuk fluida panas heavy organic dan fluida dingin Water adalah :

$$U_d \text{ for Gas-Water} = 5 \text{ sampai } 75 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

$$U_d \text{ trial} = 75 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

$$Q = 2.009.167.113 \text{ btu/hr}$$

$$A = Q U_d * \Delta T \text{ LMTD}$$

$$A = 255.362 \text{ ft}^2$$

b. Menghitung ukuran Jaket

$$ID \text{ jaket} = OD \text{ Shell} + 2 * T_J$$

$$ID \text{ jaket} = 136 \text{ in}$$

Tebal Jaket

$$P \text{ operasi} = 15 \text{ cPsi}$$

$$\text{Max allowable stress (f)} = 18750 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi sambungan (E)} = 85\%$$

$$\text{Faktor korosi (C)} = 0,125$$

$$\begin{aligned} \text{Jari-jari (r)} &= 64 \text{ in} \\ P \text{ desain} &= 2 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{Pr}{fE - 0,6P} + C \\ t_s &= 0,2136 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{OD jaket} &= ID + 2 \cdot t_s \\ \text{OD jaket} &= 137 \text{ in} \\ \text{OD standar} &= 138 \text{ in} \\ i_{cr} &= 8 \text{ in} \\ r &= 132 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P &= 8 \text{ psi} \\ w &= 0,8130 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{P \cdot i_{cr} \cdot W}{fE - 0,2P} + C \\ t_h &= 0,1398 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{\text{total}} &= H_{\text{Cairan}} + H_{\text{head}} \\ H_{\text{total}} &= 153 \text{ in} \\ DE &= 151 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_{\text{shell}} &= \pi \cdot OD \cdot H \\ A_{\text{shell}} &= 66.481 \text{ in}^2 \\ A_{\text{head}} &= 2 \cdot \pi \cdot DE^2 \\ A_{\text{head}} &= 35.736 \text{ in}^2 \\ A_{\text{total jacket}} &= A_{\text{shell}} + A_{\text{head}} \\ A_{\text{total jaket}} &= 102.216 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

REAKSI TRANSESTERIFIKASI

Jenis : RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk)
 Fungsi : Mereaksikan Free Fatty Acid dengan CH₃OH dengan katalis NaOH
 Bentuk : Tangki Silinder
 Bahan : Stainless Steel SA 167 grade 3 type 304
 Kondisi operasi :

Suhu : 60 °C 333 K

Tekanan : 1 atm

Konversi :

A. Neraca Massa Reaktor

Komponen	BM	Mol (Kmol/jam)	Massa (Kg/jam)
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	280	0,0926	25,9162
C ₁₉ H ₃₄ O ₂	294	4,9715	1461,6066
C ₅₁ H ₉₈ O ₆	806	7,4222	5982,2827
C ₅₇ H ₁₀₄ O ₆	884	5,9118	5226,0574
3 C ₁₉ H ₃₆ O ₂	888	0,0000	0,0000
3 C ₁₇ H ₃₄ O ₂	810	0,0000	0,0000
C ₃ H ₈ OH	92	0,0000	0,0000
CH ₃ OH	32	200,9612	6430,7595
H ₂ O	18	30,3413	546,14405
NaOH	40	1,5783	63,1313
TOTAL		193,3669	19735,89786

B. Densitas

Densitas komponen pada suhu : 60 °C / 333 K

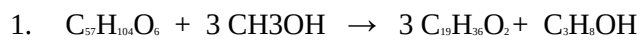
Komponen	Densitas (kg/m ³)	Massa (kg/jam)	fraksi massa (xi)	ρL campuran (kg/m ³)
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	878,3730	25,9162	0,0013	1,1534
C ₁₉ H ₃₄ O ₂	878,3730	1461,6066	0,0741	65,0508
C ₅₁ H ₉₈ O ₆	853,8880	5982,2827	0,3031	258,8278
C ₅₇ H ₁₀₄ O ₆	866,0544	5226,0574	0,2866	248,1744
3 C ₁₉ H ₃₆ O ₂	845,2504	0,0000	0,0000	0,0000
3 C ₁₇ H ₃₄ O ₂	845,2504	0,0000	0,0000	0,0000
C ₃ H ₆ OH	1235,5848	0,0000	0,0000	0,0000
CH ₃ OH	753,9162	6430,7595	0,3258	245,6566
H ₂ O	994,8078	546,14405	0,0277	27,5289
NaOH	1789,5906	63,1313	0,0032	6,0655
TOTAL	10047,6721	19735,89786	1,0000	833,6139

C. Viskositas

Komponen	Massa (kg/jam)	fraksi massa (xi)	μ (cP)	μ * xi (cP)
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	25,9162	0,0013	13,1542	0,0173
C ₁₉ H ₃₄ O ₂	1461,6066	0,0741	2,4801	0,1837
C ₅₁ H ₉₈ O ₆	1681,6197	0,0852	9,5454	0,8133
C ₅₇ H ₁₀₄ O ₆	1469,0447	0,0744	10,3310	0,7690
3 C ₁₉ H ₃₆ O ₂	1681,6197	0,1912	2,4801	0,4743
3 C ₁₇ H ₃₄ O ₂	4322,0063	0,2190	2,4801	0,5431

C ₃ H ₈ OH	881,8959	0,0447	94,7142	4,2323
CH ₃ OH	5510,5204	0,2792	0,3572	0,0997
H ₂ O	546,1441	0,0277	0,4671	0,0129
NaOH	63,1313	0,0032	669,1486	2,1405
TOTAL	19735,89786	1,0000		9,2861

Reaksi :



	Tri Oleat	Metanol	Tri Metil Oleat	Gliserol
Mula-mula	5,9118	200,9612	0,0000	0,0000
Reaksi	5,7936	17,3808	5,7936	5,7936
Setimbang	0,1182	183,5805	5,7936	5,7936



	Tri Palmitat	Metanol	Tri Metil Palmitat	Gliserol
Mula-mula	7,4222	183,5805	0,0000	5,7936
Reaksi	7,2737	21,8212	7,2737	7,2737
Setimbang	0,1484	161,7592	7,2737	13,0673

D. Desain Reaktor

1. Menghitung Kecepatan Alir Volumetrik

$F_v = \text{massa umpan } \rho \text{ campuran}$

$$= 23,6751 \text{ m}^3/\text{jam}$$

2. Menghitung Konsentrasi

$$C_{ao} = n_a F_v$$

Total umpan mula-mula $C_{ao} = 0,5632 \text{ kmol/m}^3$

$$C_{bo} = n_b F_v$$

Total umpan mula-mula $C_{bo} = 8,4883 \text{ kmol/m}^3$

$C_a = C_{ao} * (1-x)$

Total Umpan Konsentrasi $C_a = 0,036609 \text{ kmol/m}^3$

3. Menentukan Volume Reaktor

$V_{\text{reaktor}} = F_v * \text{waktu tinggal}$

$$= 23,6751 \text{ m}^3$$

4. Menghitung Dimensi Reaktor

Perancangan reaktor dibuat dengan faktor keamanan sebesar 20%, sehingga ;

Volume reaktor = $1,2 \times 23,6751 \text{ m}^3$

Volume reaktor = $28,4101 \text{ m}^3$

Reaktor berbentuk silinder vertical terdiri dari dinding (shell) dan tutup atas serta bawah (head) yang berbentuk torispherical. Ditetapkan:

D : H

Volume Head Torispherical = $0,000049 \text{ d}^3$ Dipilih Perbandingan D : H = 1 : 1 Sehingga:

Diameter reaktor = $3,3078 \text{ m}$

Tinggi Reaktor = $3,3078 \text{ m}$

$V_{\text{reaktor total}} = V_{\text{silinder}} + 2 V_{\text{Volume Head}}$

Volume Head = $6,1348 \text{ m}^3$

$V_{\text{reaktor total}} = 34,5450 \text{ m}^3$

5. Menghitung Ketinggian Cairan dalam Reaktor

$V_{\text{cairan di shell}} = V_{\text{Shell}} - V_{\text{Bottom}}$

V Shell = $28,4101 \text{ m}^3$

V bottom = $3,06741 \text{ m}^3$

V cairan di shell = $25,3427 \text{ m}^3$

h cairan (h shell) = $3,3078 \text{ m}$

6. Menghitung Tebal Dinding Reaktor

t_s = Tebal shell (in)

P = Tekanan dalam tangki (psia)

- F = Allowable stress (18.750 psi)
 r_i = Jari-jari dalam storage (in)
 E = Efisiensi pengelasan (85%(double welded butt joint))
 C = Faktor korosi (0,125 in)

$$t_s = Pr(fE - 0,6P) + C$$

Dari hasil perhitungan diperoleh tebal shell adalah 0,2164 in, sehingga tebal shell standar 1/4 atau 0,25 in.

7. Perancangan Dimensi Head

- t = tebal head (in) 0,25 in
 icr = inside corner radius (in) 8 in
 r = radius of dish (in) 130 in
 OD = outside diameter (in) 130,7270 in
 ID = inside diameter (in) 130,2270 in
 b = depth of dish (in) 21,3679 in
 OA = overall dimension (in)
 sf = straight flange

Menghitung Tebal Head :

Diperoleh dari persamaan persamaan 13.10 Brownell and Young, 1959 Diperoleh nilai tebal head dan bottom dari perhitungan sebesar 0,2136 in, sehingga tebal head standar = 0,25 in.

Dari tabel 5.8 Brownell dengan tebal head 0,25 in didapatkan $sf = 1,5 - 2,5$ in, digunakan nilai 2 in. Sehingga tinggi head yang diperoleh adalah

$$H_{head} = sf + b + th = 24 \text{ in,}$$

$$\text{tinggi total reaktor} = 2.H_{head} + H_{shell} = 5 \text{ m}$$

8. Menghitung Dimensi Pengaduk

Jenis pengaduk yang digunakan adalah six-blade turbine, vertical blades jenis ini digunakan pada kecepatan tinggi pada cairan yang mempunyai viskositas sedang dan tidak terlalu kental.

$$D_t = 3,3078 \text{ m}$$

Diameter Pengaduk

$$D_a = D_t/3$$

$$= 1,1026 \text{ m}$$

Jarak Pengaduk dari Dasar

$$E = Dt/3$$

$$= 1,1026 \text{ m}$$

Lebar Pengaduk

$$L = Da/4$$

$$= 0,2756 \text{ m}$$

Lebar Baffle

$$L = Dt/12$$

$$= 0,2756 \text{ m}$$

Tinggi Pengaduk

$$W = Da/5$$

$$= 0,2205 \text{ m}$$

Tinggi Cairan

$$H = 3,3078 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah Baffle} = 4 \text{ buah}$$

$$\text{Jumlah Pengaduk} = 1 \text{ buah}$$

9. Menghitung Power Pengaduk

a. Specific Gravity

$$S_g = \rho_{\text{cairan}} / \rho_{\text{air}}$$

$$sg = 0,8336$$

$$WELH = ZL \times sg$$

$$WELH = 9,0466 \text{ ft}$$

Kecepatan putaran

$$N = 59,0679 \text{ rpm} = 0,9845 \text{ rps.}$$

b. Menghitung Power Pengaduk

$$N_{Re} = N \cdot D_i^2$$

$$N_{Re} = 107.385$$

Karena $N_{re} > 10000$, $N_p = K_T$, $K_T = 5.75$ (McCabe hal: 253 untuk pengaduk turbine 6 blade).

$$N_p = 6$$

$$\rho = 51,7636 \text{ lb/ftm}^3$$

$$N_i = 0,9845 \text{ rps}$$

$$Di = 3,6174 \text{ cm}$$

$$gc = 32,2 \text{ m/s}^3$$

$$P = NP^{**} N3 \cdot Di5gc$$

$$P = 10,4143 \text{ Hp}$$

Daya motor

$$= \text{Efisiensi} \times P$$

$$= 83\% \times Pa$$

$$= 12,5474 \text{ Hp}$$

10. Jacket Pendingin

Komponen	Masuk	Keluar
	$\Delta H \text{ in (Kj/ jam)}$	$\Delta H \text{ out (Kj/ jam)}$
$C_{18}H_{32}O_2$	1988,8892	1988,8892
$C_{19}H_{34}O_2$	69492,3806	69492,3806
$C_{51}H_{98}O_6$	171646,0846	48249,7144
$C_{57}H_{104}O_6$	143749,4284	40407,9643
$3 C_{19}H_{36}O_2$	0,0000	59407,9295
$3 C_{17}H_{34}O_2$	0,0000	74502,9684
C_3H_8OH	0,0000	88463,2803
CH_3OH	573676,6205	491583,7224
H_2O	179203520,7857	179203520,7857
NaOH	4733,8704	4733,8704
$\Delta H \text{ Reaksi}$	93568,1073	
Q terserap		180024,6615
Total	180262376,1666	180262376,1666

a. Menghitung ΔT LMTD

Perbedaan temperatur logaritmik rata-rata adalah

Suhu fluida panas reaktor = $60^\circ\text{C} = 140^\circ\text{F}$

Suhu fluida dingin masuk = 30 °C = 86 F

Suhu fluida dingin keluar = 45 °C = 113 F

Fluida Panas	Temperature (F)	Fluida Dingin	Selisih
140	High	113	27
140	Low	86	54

$$\Delta T_{LMTD} = \Delta T_1 - \Delta T_2 \text{ in } \Delta T_1 \Delta T_2$$

$$\Delta T_{LMTD} = 105 \text{ F}$$

Berdasarkan Tabel 8 Hal. 840, Kern, nilai UD untuk fluida panas heavy organic dan fluida dingin Water adalah :

$$U_d \text{ for Gas-Water} = 5 \text{ sampai } 75 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

$$U_d \text{ trial} = 75 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

$$Q = 170.630,4345 \text{ btu/hr}$$

$$A = Q U_d * \Delta T_{LMTD}$$

$$A = 21,6869 \text{ ft}^2$$

b. Menghitung ukuran Jaket

$$ID \text{ jaket} = OD \text{ Shell} + 2 * T_J$$

$$ID \text{ jaket} = 136 \text{ in}$$

Tebal Jaket

$$P \text{ operasi} = 15 \text{ cPsi}$$

$$\text{Max allowable stress (f)} = 18750 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi sambungan (E)} = 85\%$$

$$\text{Faktor korosi (C)} = 0,125$$

$$\text{Jari-jari (r)} = 65 \text{ in}$$

$$P \text{ desain} = 22 \text{ psi}$$

$$t_s = \frac{P r (fE - 0,6P)}{2C} + C$$

$$t_s = 0,2164$$

$$OD_{jaket} = ID + 2t_s$$

$$OD_{jaket} = 137 \text{ in}$$

$$OD_{strandar} = 138 \text{ in}$$

$$i_{cr} = 8 \text{ in}$$

$$r = 132 \text{ in}$$

$$P = 8 \text{ psi}$$

$$w = 0,8130 \text{ in}$$

$$t_h = \frac{P \cdot i_{cr} \cdot W}{2fE - 0,2P} + C$$

$$t_h = 0,1404 \text{ in}$$

$$H_{total} = H_{Cairan} + H_{head}$$

$$H_{total} = 157 \text{ in}$$

$$DE = 151 \text{ in}$$

$$A_{shell} = \pi \cdot OD \cdot H$$

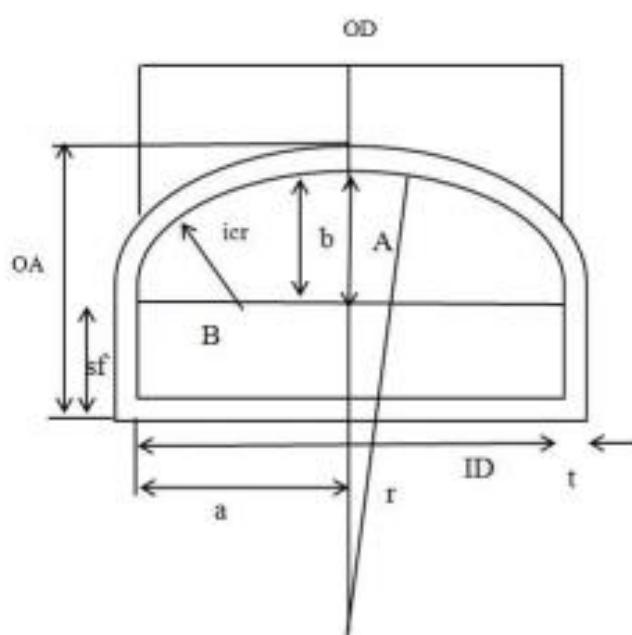
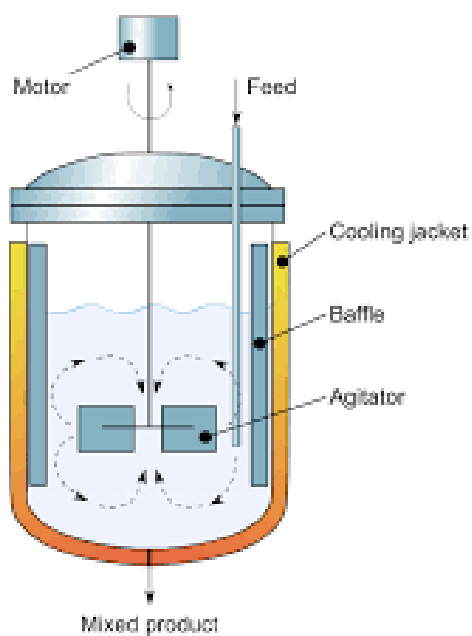
$$A_{shell} = 67.857 \text{ in}^2$$

$$A_{head} = 2 \cdot \pi \cdot DE^2$$

$$A_{head} = 35.736 \text{ in}^2$$

$$A_{total \ jacket} = A_{shell} + A_{head}$$

$$A_{total \ jacket} = 103.592 \text{ in}^2$$



LAMPIRAN B

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

PABRIK

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

1. Nama Mahasiswa : Arum Intan Cemerlang
NIM : 20521028
2. Nama Mahasiswa : Iin Anggraini Noor Azizah
NIM : 20521029
Judul Prarancangan : PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK
KELAPA SAWIT DAN METANOL DENGAN KAPASITAS
100.000 TON/TAHUN
Mulai Masa Bimbingan : 05 Januari 2024
Batas Akhir Bimbingan : 30 September 2024

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	18-03 -2024	Perkenalan dan diskusi prarancangan pabrik	
2	27-04-2024	Spesifikasi bahan ,penentuan kapasitas	
3	06-06-2024	Penetapan Kapasitas Pabrik	
4	21-06-2024	Tinjauan termodinamika dan kinetika	
5	27-06-2024	Penetapan Tinjauan pustaka dan landasan teori	
6	02-07-2024	Penetapan Spesifikasi bahan Perancangan	
7	23-07-2024	Diagram Alir Kualitatif	
8	28-07-2024	Diagram Alir Kuantitatif dan Neraca massa	
9	06-08-2024	Perancangan Reaktor	
10	18-08-2024	Perancangan Alat Pemisah	
11	12-09-2024	PEFD	
12	24-09-2024	Perancangan alat penyimpanan	
13	30-09-2024	Perancangan alat transportasi	
14	04-10-2024	Perancangan alat penukar panas	
15	11-10-2024	Perancangan neraca massa	
16	18-10-2024	Penentuan lokasi ,tata letak pabrik	
17	21-10-2024	Perancangan utilitas	
18	23-10-2024	Perhitungan Evaluasi	
19	25-10-2024	Penulisan Naskah	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 17 September 2024

Pembimbing,



Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng.

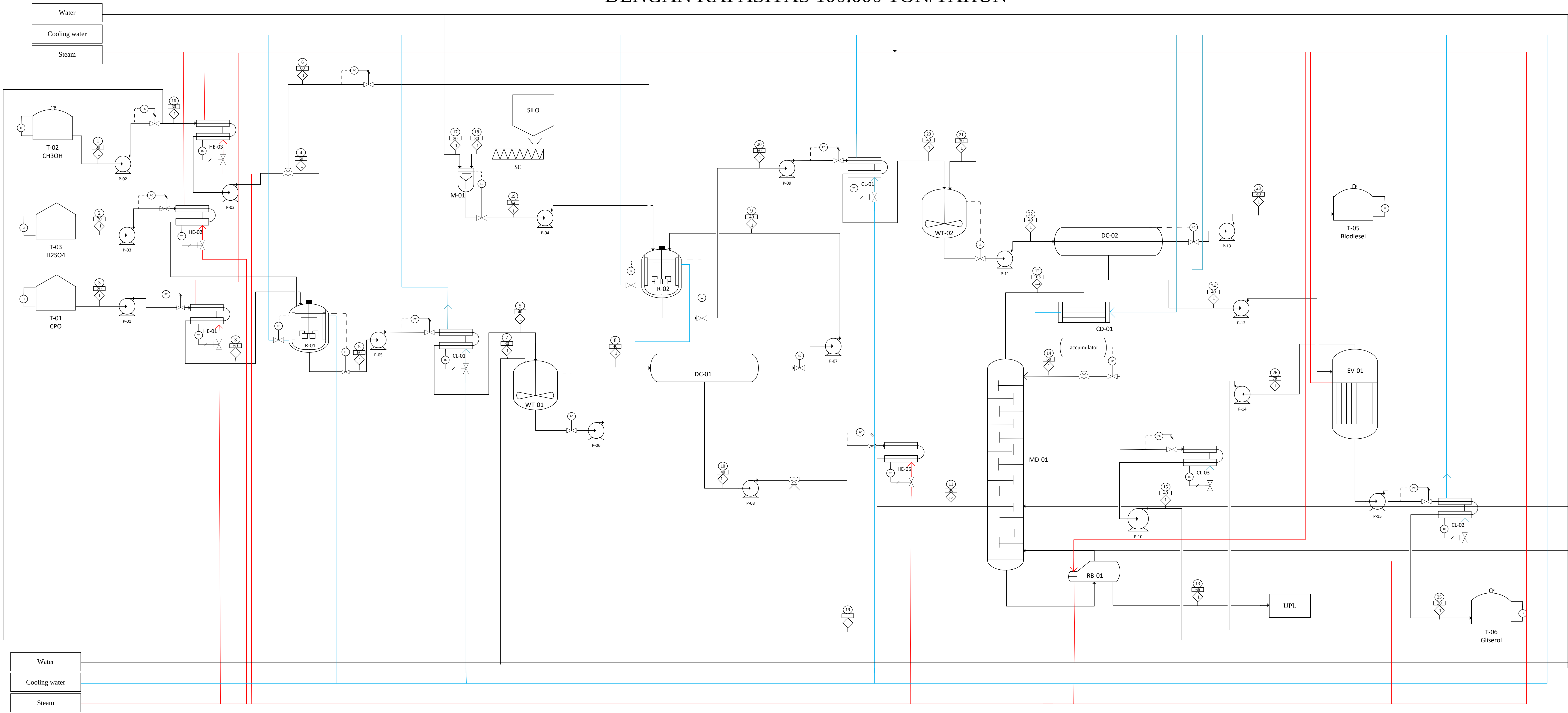
LEMBAR KONSULTASI REVISI PRA RANCANGAN

NO	Revisi	Keterangan
1	Perbaiki PFD	Perbaiki nomor arus sesuai urutan proses , menghilangkan pompa diganti dengan penambahan valve 3 arus , posisi indikator suhu tekanan sudah di setarakan , posisi reflux menara distilasi sudah dipindahkan pada plate pertama dari atas menara ,tangki akumulator sudah ditambahkan , arus recycle metanol dan bahan baku metanol sudah di setarakan .
2	Panas Pencampuran di Mixer	Mixer pencampuran NaOH dan air setelah di hitung mengalami kenaikan suhu, sehingga heater dapat di hapus sebelum masuk ke reaktor-02
3	Perbaiki Narasi Pemilihan Proses	Narasi reaksi gabungan proses esterifikasi dan transesterifikasi Halaman 15.
4	Pemodelan dan Penentuan Reboiler	Jenis reboiler yaitu shell and tube , pada PDF terdapat perbaikan arus media pemanas yang masuk melalui tube sedangkan pada shell terjadi penguapan 60% , sisa penguapan tetap berupa cairan yang akan menggenangi tube dan menjaga suhu agar tidak terjadi kenaikan suhu secara drastis.

LAMPIRAN C

PROCESS FLOW DIAGRAM (PFD)

PROCESS FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK BODIESELDARI MINYAK KELAPA SAWIT DAN METANOL
DENGAN KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomor Arus (kg/jam)																									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26
CH3OH	2322,4436			5592,9998	5441,4847	5887,3682		5441,4847	544,1485	4897,3362	9639,9205	9615,8207	24,0998	457,8962	9157,9244	11480,3680				5177,0524		5177,0524	16,3134	5160,7390	418,1548	4742,5843
C18H32O2			1417,9225		92,1650			92,1650	92,1650											92,1650		92,1650				
C19H34O2					1392,0455			1392,0455	1392,0455											1392,0455		1392,0455				
C51H98O6			5982,2827		5982,2827			5982,2827	5982,2827											119,6457		119,6457				
C57H104O6			5226,0574		5226,0574			5226,0574	5226,0574											104,5211		104,5211				
3 C19H36O2																				5144,7106		5144,7106				
3 C17H34O2																				5891,7320		5891,7320				
H2SO4		18,0448			18,0448			18,0448		18,0448	18,0448		18,0448													
H2O	92,8977	0,0662		125,8425	211,1360	235,4947	4590,8040	4801,9400	240,0970	4561,8430	9203,0364	483,1594	8719,8770	23,0075	460,1518	537,0868	68,3923			440,9550	4907,0384	5347,9934	4,5881	5343,4053	1202,1949	4641,1934
NaOH																		63,1313		63,1313		63,1313		63,1313		
C3H8OH																				1202,1949		1202,1949		1202,1949		
TOTAL	2415,3413	18,1110	12626,2626	5718,8423	18363,2159	6122,8629	4590,8040	22954,0199	13476,7960	9477,2240	18861,0016	10098,9801	8762,0215	480,9038	9618,0763	12017,4549	68,3923	63,1313	131,5236	19628,1535	4907,0384	24535,1919	12765,7214	11769,4706	2385,6929	9383,7776

ALAT	KETERANGAN	SIMBOL	KETERANGAN
T	Tangki	○	Nomor arus
R	Reaktor	□	Suhu
M	Mixer	◇	Tekanan
WT	WashTank	⊔	Level Indicator
DC	Decanter	⊖	Temperature Controller
EV	Evaporator	⊞	Valve
MD	Menara Distilasi	---	Sensor Listrik
CL	Cooler	—	Cooling water
HE	Heater	—	Steam Water



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2024

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK BODIESEL DARI MINYAK KELAPA SAWIT DAN
METANOL DENGAN KAPASITAS 100.00 TON/TAHUN

DISUSUN OLEH:
1.ARUM INTAN CEMERLANG (20521028)
2.IIN ANGGRAINI NOOR AZIZAH (20521029)

DOSEN PEMBIMBING:
VENITALITYA ALETHEA SARI AUGUSTIA, S.T.,M.Eng.