

No : TA/TK/2023

PRARANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI CPO PARIT DENGAN KAPASITAS 75.000 TON / TAHUN

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik kimia



Disusun Oleh :

Nama : Amanah Asri Estikawati

Nama : Bella Klarisa Amanda

NIM : 19521004

NIM : 19521050

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

YOGYAKARTA

2023

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PRARANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI CPO PARIT DENGAN KAPASITAS 75.000 TON/TAHUN

Kami yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Amanah Asri Estikawati
NIM : 19521004

Nama : Bella Klarisa Amanda
NIM : 19521050

Yogyakarta, 2 Agustus 2023

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

Td. Tangan



Amanah Asri Estikawati

Td. Tangan



Bella Klarisa Amanda

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRARANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI CPO PARIT
DENGAN KAPASITAS 75.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

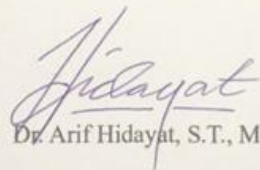
Oleh :

Nama : Amanah Asri Estikawati
NIM : 19521004

Nama : Bella Klarisa Amanda
NIM : 19521050

Yogyakarta, 2 Agustus 2023

Pembimbing


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

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI CPO PARIT DENGAN KAPASITAS 75.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Amanah Asri Estikawati
NIM : 19521004

Nama : Bella Klarisa Amanda
NIM : 19521050

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, 18 September 2023

Tim Penguji,

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



Ketua

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



Anggota I

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



Anggota II

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



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

KATA PENGANTAR

Assalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Puji syukur kami panjatkan atas kehadiran Allah SWT. yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan hidayah-Nya, sehingga kami dapat menyelesaikan laporan Tugas Akhir ini dengan baik. Shalawat serta salam semoga selalu tercurahkan kepada junjungan kita Nabi Muhammad SAW., sahabat serta pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul “PRARANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI CPO PARIT DENGAN KAPASITAS 75.000 TON/TAHUN”. Tugas Akhir prarancangan pabrik ini merupakan serangkaian tugas yang harus dilakukan oleh setiap mahasiswa sebagai salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena ini, melalui kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada :

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Hidayah dan Karunia-Nya
2. Kedua orang tua tercinta yang selalu memberikan doa, semangat dan motivasi selama mengenyam pendidikan S1 Teknik Kimia di Universitas Islam Indonesia
3. Bu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

4. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku kepala program studi S1 Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Arif Hidayat., Dr., S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir Prodi Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia Yogyakarta yang telah memberikan pengarahan, masukan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Laporan Tugas Akhir ini.
6. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
7. Teman – teman Teknik Kimia 2019 yang selalu memberikan dukungan, semangat serta doa.
8. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu, dalam membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa dalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih terdapat kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk kesempurnaan laporan ini. Semoga laporan Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak, Aamiin.

Wassalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Yogyakarta, 2 Agustus 2023

Penulis

LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillahirobbil 'alamin.

Tugas akhir ini saya persembahkan kepada:

Allah SWT karena sudah mengabulkan doa-doa yang saya panjatkan setiapharinya, melindungi saya, memberikan petunjuk, dan hanya dengan izin-Nya saya dapat menyelesaikan tugas akhir ini.

Kepada Ibu dan Bapak yang tidak henti – hentinya memberikan doa, semangat, kasih sayang, dorongan, dan kepercayaan . Semoga kelak saya dapat membalas jasa yang telah diberikan yang begitu banyak dan tidak ternilai harganya. Tidak lupa juga terimakasih kepada kakak saya yang selalu memberikan semangat dan doa.

Terimakasih untuk bapak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T. selaku dosen pembimbing yang telah bersedia meluangkan waktu di tengah kesibukannya untuk membimbing, mengarahkan, memberi ilmu, dan menasehati kami.

Bella Klarisa Amanda *Partner* saya mulai dari Kerja Praktek hingga Tugas Akhir. Terima kasih atas perjuangan, kerjasama, kesabaran dan semua yang telah di lewatkan semoga ilmu yang kita dapatkan berkah dan bermanfaat untuk sekitar.

Untuk semua teman saya dari semester satu hingga saat ini yang selalu mendukung dan membantu baik moril maupun materil. Reborn Toxic (Annisa, Adis, Farida, Bella, Mira, Septi).

Teman-teman seperjuangan saya di Teknik Kimia 2019 yang tidak dapat saya sebutkan satu persatu. Atas segala kenangan yang telah saya dapatkan di

dalam kelas maupun di luar kelas serta segala kebaikan yang telah menolong saya semasa perkuliahan ini. Semoga kita semua sukses baik dunia maupun akhirat.

Untuk diri saya sendiri, terimakasih sudah berjuang sejauh ini. Terimakasih sudah mau kuat dan tidak mengenal kata lelah.

Amanah Asri Estikawati

Teknik Kimia UII 2019

LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillahirobbil 'alamin.

Tugas akhir ini saya persembahkan kepada:

Allah SWT karena sudah mengabulkan doa-doa yang saya panjatkan setiapharinya, melindungi saya, memberikan petunjuk, dan hanya dengan izin-Nya saya dapat menyelesaikan tugas akhir ini.

Kepada Mama (Mery Tresiana) dan Papa (Juliansyah) yang tidak henti – hentinya memberikan doa, semangat, kasih sayang, dorongan, dan kepercayaan . Semoga kelak saya dapat membalas jasa yang telah diberikan yang begitu banyak dan tidak ternilai harganya. Tidak lupa juga terimakasih kepada kedua adik kandung saya Dhea Amanda dan Azzalea Qaireen yang selalu memberikan semangat dan doa.

Terimakasih untuk bapak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T. selaku dosen pembimbing yang telah bersedia meluangkan waktu di tengah kesibukannya untuk membimbing, mengarahkan, memberi ilmu, dan menasehati kami.

Amanah Asri Estikawati *Partner* saya mulai dari Kerja Praktek hingga Tugas Akhir. Terima kasih atas perjuangan, kerjasama, kesabaran dan semua yang telah di lewatkan semoga ilmu yang kita dapatkan berkah dan bermanfaat untuk sekitar.

Untuk semua teman dan sahabat yang selalu mendukung dan membantu baik moril maupun materil. Zadelia Shafira, Selda Qoyyimah terimakasih sudah menemani, memberikan semangat, serta dukungan dalam pengerjaan tugas akhir

ini dan Reborn Toxic (Annisa, Adis, Farida, Asri, Mira, Septi) yang telah setia menemani dari semester 1 hingga sekarang.

Teman-teman seperjuangan saya di Teknik Kimia 2019 yang tidak dapat saya sebutkan satu persatu. Atas segala kenangan yang telah saya dapatkan di dalam kelas maupun di luar kelas serta segala kebaikan yang telah menolong saya semasa perkuliahan ini. Semoga kita semua sukses baik dunia maupun akhirat.

Untuk diri saya sendiri, terimakasih sudah berjuang sejauh ini. Terimakasih sudah mau kuat dan tidak mengenal kata lelah.

Bella Klarisa Amanda

Teknik Kimia UII 2019

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL.....	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN	vi
LEMBAR PERSEMBAHAN	viii
DAFTAR ISI.....	x
DAFTAR TABEL.....	xiv
DAFTAR GAMBAR	xvii
DAFTAR LAMPIRAN.....	xviii
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN	xix
ABSTRAK.....	xxi
ABSTRACT.....	xxii
BAB I.....	1
PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas.....	2
1.2.1 Data Ekspor	3
1.2.2 Data Impor.....	4
1.2.3 Data Produksi	6
1.2.4 Data Konsumsi.....	8
1.3 Tinjauan Pustaka	11
1.3.1 Biodiesel	11
1.3.2 Proses Pembuatan Biodiesel.....	14
1.3.3 CPO PARIT	21
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	25
1.4.1 Tinjauan Termodinamika	25
1.4.2 Tinjauan kinetika	33
BAB II	35
PERANCANGAN PRODUK	35
2.1 Spesifikasi Produk.....	35

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung	36
2.3 Pengendalian Kualitas	36
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku.....	36
2.3.2 Pengendalian Kualitas Produk.....	37
2.3.3 Pengendalian Proses.....	37
2.3.4 Pengendalian Waktu	37
2.3.5 Pengendalian Bahan Proses	38
BAB III.....	39
PERANCANGAN PROSES.....	39
3.1 Diagram Alir Proses dan Material	39
3.1.1 Diagram Alir Kualitatif.....	39
3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif	40
3.2 Uraian Proses.....	41
3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku	41
3.2.2 Tahap Reaksi.....	41
3.3 Spesifikasi Alat / Mesin Produk	42
3.3.1 Spesifikasi Alat Proses.....	43
3.4 Neraca Massa.....	52
3.4.1 Neraca Massa Total	52
3.4.2 Neraca Massa Reaktor	53
3.4.3 Neraca Massa Decanter	54
3.4.4 Neraca Massa Menara Distilasi.....	55
3.5 Neraca Panas	56
3.5.1 Necara Panas Reaktor.....	56
3.5.2 Neraca Panas Decanter	56
3.5.3 Neraca Panas Menara Distilasi.....	56
BAB IV	57
PERANCANGAN PABRIK	57
4.1 Lokasi Pabrik	57
4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	57
4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	59
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>).....	60
4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (<i>Machines Layout</i>).....	63
4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk.....	63

4.3.2 Aliran Udara	63
4.3.3 Pencahayaan	63
4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan	63
4.3.5 Pertimbangan Ekonomi	64
4.3.6 Jarak Antar Alat Proses	64
4.4 Organisasi Perusahaan	65
4.4.1 Bentuk Perusahaan	65
4.4.2 Struktur Organisasi	66
4.4.3 Tugas dan Wewenang	69
4.4.4 Jam Kerja Karyawan.....	75
4.4.5 Status, Sistem Penggajian, dan Penggolongan Pekerja	77
4.4.6 Kesejahteraan Pegawai.....	81
BAB V.....	83
UTILITAS	83
5.1 Unit Penyedia dan pengolahan air	83
5.1.1 Air Domestik	84
5.1.2 Kebutuhan Air Steam.....	86
5.1.3 Air Layanan umum (<i>Service Water</i>)	86
5.1.4 Pengolahan Air Sungai.....	88
5.2 Unit Pembangkit <i>Steam</i>	93
5.3 Unit penyedia listrik.....	93
5.4 Unit penyedia udara tekan	96
5.5 Unit penyedia bahan bakar	97
5.6 Unit pengolahan limbah	97
5.7 Spesifikasi alat utilitas	98
BAB VI	103
EVALUASI EKONOMI.....	103
6.1 Evaluasi Ekonomi.....	103
6.2 Penaksiran Harga Alat.....	104
6.3 Dasar Perhitungan	106
6.4 Perhitungan Biaya.....	107
6.4.1 Total Capital Investment.....	107
6.4.2 Total Production Cost.....	110
6.4.3 <i>General Expense</i>	112

6.5 Analisa Kelayakan.....	113
6.5.1 <i>Return of Investment (RoI)</i>.....	113
6.5.2 Pay Out Time (POT).....	114
6.5.3 <i>Break Even Point (BEP)</i>.....	115
6.5.4 <i>Shut Down Point (SDP)</i>.....	117
6.5.5 <i>Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)</i>.....	118
BAB VII.....	121
KESIMPULAN DAN SARAN	121
7.1 Kesimpulan.....	121
7.2 Saran.....	122
DAFTAR PUSTAKA.....	124
LAMPIRAN.....	128

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data ekspor biodiesel di Indonesia	3
Tabel 1. 2 Data impor biodiesel di Indonesia	4
Tabel 1. 3 Data produksi biodiesel di Indonesia	6
Tabel 1. 4 Data Konsumsi Biodiesel di Indonesia	8
Tabel 1. 5 Data Kebutuhan Konsumsi Biodiesel Tahun 2017-2028.....	10
Tabel 1. 6 Peraturan Standar dan Mutu Biodiesel	12
Tabel 1. 7 Harga ΔH°_f masing – masing Komponen	26
Tabel 1. 8 Harga ΔG°_f Masing – masing Komponen.....	28
Tabel 2. 1 Spesifikasi Produk.....	35
Tabel 2. 2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung.....	36
Tabel 3. 1 Tangki Penyimpanan Bahan Baku	43
Tabel 3. 2 Tangki Penyimpanan Produk.....	43
Tabel 3. 3 Pompa.....	44
Tabel 3. 4 Pompa.....	45
Tabel 3. 5 Reaktor	46
Tabel 3. 6 Mixer	46
Tabel 3. 7 Menara Distilasi	47
Tabel 3. 8 Reboiler	48
Tabel 3. 9 Condensor.....	48
Tabel 3. 10 Cooler	49
Tabel 3. 11 Cooler	49
Tabel 3. 12 Heat Exchanger	50
Tabel 3. 13 Accumulator	51
Tabel 3. 14 Decanter	51
Tabel 3. 15 Neraca Massa Total	52
Tabel 3. 16 Neraca Massa Reaktor.....	53
Tabel 3. 17 Neraca Massa Decanter	54
Tabel 3. 18 Neraca Massa Menara Distilasi.....	55
Tabel 3. 19 Neraca Panas Reaktor.....	56

Tabel 3. 20 Neraca Panas Decanter.....	56
Tabel 3. 21 Neraca Panas Menara Distilasi.....	56
Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik.....	61
Tabel 4. 2 Jadwal Shift Kerja Karyawan.....	76
Tabel 4. 3 Jumlah Pekerja	77
Tabel 4. 4 Jumlah golongan Jabatan	78
Tabel 4. 5 Rincian Gaji Karyawan	79
Tabel 5. 1 Data Kebutuhan Air Domestik	85
Tabel 5. 2 Data Air Pembangkit <i>Steam</i>	86
Tabel 5. 3 Data Kebutuhan Steam Tiap Alat	93
Tabel 5. 4 Data Kebutuhan Listrik untuk Plant.....	94
Tabel 5. 5 Data Kebutuhan listrik untuk utilitas	94
Tabel 5. 6 Data Kebutuhan <i>Steam</i> Tiap Alat	96
Tabel 5. 7 Pompa Utilitas	98
Tabel 5. 8 Pompa Utilitas	99
Tabel 5. 9 Pompa Utilitas	100
Tabel 5. 10 Bak Utilitas.....	101
Tabel 5. 11 Tangki Utilitas	102
Tabel 6. 1 Indeks Harga.....	105
Tabel 6. 2 Physical Plant Cost (PPC).....	108
Tabel 6. 3 Direct Plant Cost (DPC).....	108
Tabel 6. 4 Fixed Capital Investment (FCI).....	109
Tabel 6. 5 Working Capital Investment.....	109
Tabel 6. 6 Direct Manufacturing Cost (DMC)	110
Tabel 6. 7 Indirect Manufacturing Cost (IMC)	111
Tabel 6. 8 Fixed Manufacturing Cost (FMC).....	111
Tabel 6. 9 <i>Manufacturing Cost</i> (MC).....	112
Tabel 6. 10 <i>General Expense</i>	112
Tabel 6. 11 Total Production Cost	112
Tabel 6. 12 <i>Fixed Cost</i> (Fa).....	116
Tabel 6. 13 Regulated Cost (Ra)	116

Tabel 6. 14 Variable Cost (Va)	116
Tabel 6. 15 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi	120

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Ekspor biodiesel di Indonesia tahun 2017 - 2022	3
Gambar 1. 2 Impor biodiesel di Indonesia tahun 2017 - 2022.....	5
Gambar 1. 3 Produksi biodiesel di Indonesia tahun 2017 - 2022	7
Gambar 1. 4 Konsumsi biodiesel di Indonesia tahun 2017 - 2022	9
Gambar 1. 5 Reaksi esterifikasi	16
Gambar 1. 6 Mekanisme reaksi esterifikasi dengan katalis asam.....	16
Gambar 1. 7 Mekanisme reaksi esterifikasi dengan katalis asam.....	16
Gambar 1. 8 Reaksi transesterifikasi.....	17
Gambar 1. 9 Reaksi saponifikasi.....	18
Gambar 1. 10 Reaksi hidrolisis membentuk asam lemak	19
Gambar 1. 11 Pembentukan biodiesel dari trigliserida proses 1	19
Gambar 1. 12 Pembentukan biodiesel dari trigliserida proses 2.....	19
Gambar 1. 13 Pembentukan biodiesel dari trigliserida proses 3.....	20
Gambar 1. 14 Awal mekanisme reaksi transesterifikasi.....	20
Gambar 1. 15 Reaksi katalis basa dengan alkohol.....	20
Gambar 1. 16 Intermediate tertrahedral	21
Gambar 1. 17 Terbentuk alkil ester dan anion digliserida.....	21
Gambar 1. 18 Struktur kimia trigliserida	24
Gambar 3. 1 Diagram kualitatif	39
Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif	40
Gambar 3. 3 Reaksi pembuatan biodiesel	42
Gambar 4. 1 Tata Letak Pabrik.....	62
Gambar 4. 2 Tata Letak Alat Proses.....	64
Gambar 4. 3 Struktur Organisasi.....	68
Gambar 5. 1 Diagram Alir Utilitas	87
Gambar 6. 1 Grafik Indeks Harga Alat	106
Gambar 6. 2 Grafik AnalisisEkonomi.....	120

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran -1	Perancangan Reaktor
Lampiran -2	<i>Process Engineering Flow Diagram (PEFD)</i>
Lampiran -3	Kartu Konsultasi Bimbingan Prarancangan Pabrik

DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	: <i>Temperature</i> , °C
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, kg/m ³
π	: Jari-jari, in
H	: Tinggi, m
D	: Diameter, m
V	: Volume, m ³
M	: Massa, kg
P	: Tekanan, atm
T	: Waktu, jam
k	: Konstanta kinetika reaksi, /menit
F _v	: Laju alir, m ³ /jam
M _s	: Massa <i>Steam</i> , kg
A	: Luas bidang penampang, ft ²
X	: Konversi, %
TD	: Titik didih, °C
TC	: Titik kritis, °C
T _s	: Tebal dinding, in
e	: Efisiensi sambungan
fall	: <i>Allowable stress</i>
R _o	: Radius Luar
OD	: Diameter luar, in
ID	: Diameter dalam, in
th	: Tebal <i>head</i> , in
P	: <i>Power</i> motor

sg : *Spesific Gravity*
 icr : Jari-jari sudut dalam, in
 Rd : Faktor Pengotor
 Ud : Koefisien perpindahan panas *overall*
 Uc : Koefisien perpindahan panas menyeluruh pada awal HE dipakai, Btu/jam ft² °F
 W : Berat
 Z : Tinggi
 Re : Bilangan Reynold
 Nt : Jumlah *Tube*
 jH : *Heat transfer factor*
 hi : *Inside film coefficien*, Btu/jam ft²°F
 hio : *Outside film coefficien*, Btu/jam ft²°F
 $LMTD$: *Long mean temprature different*°F
 Ea : Energi aktivasi
 R : Ketetapan kostan gas
 ΔH : *Enthalpy*
 Q : Kalor
 ρ_b : Densitas katalis
 HV : Panas penguapan, joile/mol
 Wf : Total *head*, in
 B : Lebar *baffle*, m
 L : Lebar pengaduk, m
 N : Kecepatan putaran, rpm
 BWG : *Birminghom wire gauge*

ABSTRAK

Biodiesel merupakan bahan bakar diesel alternatif yang didapatkan dari sumber yang dapat diperbaharui seperti hewani dan nabati. Pembuatan biodiesel menggunakan proses esterifikasi/transesterifikasi minyak nabati/hewani dengan metanol. CPO parit merupakan CPO yang terikat pada air limbah pabrik minyak sawit atau limbah cair hasil proses pengolahan kelapa sawit yang dapat mencemari lingkungan. Biodiesel biasa digunakan untuk bahan bakar kendaraan bermotor ataupun mesin. Perancangan pabrik dengan kapasitas 75.000 ton/tahun diharapkan dapat memenuhi kebutuhan biodiesel dalam negeri. Pada pembuatan biodiesel dari CPO Parit menggunakan reaksi esterifikasi. Katalis yang digunakan yaitu asam sulfat. Menggunakan reaktor tangka berpengaduk (RATB). Pabrik biodiesel dari CPO Parit rencananya akan didirikan di Kutai Kartanegara, Kalimantan Timur dengan luas tanah sekitar 23.716 m². Pabrik ini akan beroperasi 330 hari/tahun. Dalam menunjang proses produksi, diperlukan air untuk proses utilitas dan listrik yang disediakan oleh PLN. Parameter kelayakan pendirian pabrik dengan Analisa ekonomi yaitu hasil penjualan produk sebesar Rp4.445.100.598.453 dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp384.899.224.677. Analisa kelayakan dilihat dari nilai *Return of Investment* (RoI) setelah pajak sebesar 14,7808%, *Pay Out Time* (POT) setelah pajak selama 4,2 tahun, *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) sebesar 24,0281%, *Break Event Point* (BEP) sebesar 50,9539%, dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 23,0808%. Dari parameter kelayakan diatas, dapat disimpulkan bahwa pabrik biodiesel ini layak untuk didirikan.

Kata kunci : Biodiesel, CPO Parit, Asam Sulfat

ABSTRACT

Biodiesel is an alternative diesel fuel obtained from renewable sources such as animal and vegetable. The production of biodiesel uses an esterification/transesterification process of vegetable/animal oil with methanol. Trench CPO is CPO bound in palm oil mill wastewater or liquid waste from the palm oil processing process that can pollute the environment. Biodiesel is commonly used to fuel motorized vehicles or mechine. The design of the plant with a capacity of 75,000 tons / year is expected to meet the needs of domestic biodiesel. In the manufacture of biodiesel from CPO ditch using esterification reaction. The catalyst used is sulfuric acid. Using a Continuous Flow Stirred-Tank Reactor (CSTR). The biodiesel plant from CPO Parit is planned to be established in Kutai Kartanegara, East Kalimantan with a land area of approximately 23,716 m². The plant will operate 330 days/year. In supporting the production process, water is required for the utility process and electricity is provided by PLN. The feasibility parameters of establishing a factory with economic analysis are the product sales of Rp4,445,100,598,453 and profit after tax of Rp384,899,224,677. Feasibility analysis is seen from the Return of Investment (RoI) value after tax of 14.7808%, Pay Out Time (POT) after tax for 4.2 years, Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) of 24.0281%, Break Event Point (BEP) of 50.9539%, and Shut Down Point (SDP) of 23.0808%. From the above feasibility parameters, it can be concluded that this biodiesel plant is feasible to establish.

Keywords: Biodiesel, CPO Trench, Sulfuric Acid

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Bahan bakar adalah suatu jenis bahan yang dapat menghasilkan energi, digunakan untuk memenuhi kebutuhan manusia seperti transportasi, industri dan rumah tangga. Pada masa sekarang dengan meningkatnya jumlah pertumbuhan penduduk, kendaraan yang digunakan dan perkembangan industri yang menyebabkan pemakaian terus meningkat sehingga pasokan bahan bakar dan ketersediaan minyak bumi semakin menipis. Konsumsi bahan bakar minyak masyarakat Indonesia tembus Rp 1,2 triliun setiap harinya. Menteri ESDM Arifin Tasfir menyebutkan bahwa masyarakat menghabiskan 800.000 barel. Keadaan seperti itu dapat mengancam kebutuhan kita untuk masa yang akan datang saat ini pemerintah terpaksa harus mengimpor minyak mentah dan bahan bakar minyak untuk memenuhi kebutuhan sendiri dikarenakan sumber minyak di Indonesia umumnya sudah tua sehingga produksinya menurun. bahkan banyak diperkirakan 11 tahun yang akan datang cadangan minyak bumi yang ada di Indonesia dapat habis.

Melihat keadaan yang ada saat ini dengan semakin berkurangnya persediaan minyak bumi perlu adanya pencarian sumber energi alternatif pengganti minyak bumi. Sumber energi baru yang perlu dikembangkan

yaitu sumber energi yang terbarukan dan lebih ramah lingkungan. Salah satu sumber energi alternatif pengganti solar yang berbahan dasar minyak bumi yaitu biodiesel. Biodiesel memiliki beberapa keunggulan jika dibandingkan dengan bahan bakar solar. Beberapa keunggulan biodiesel diantaranya yaitu bahan baku yang terbarukan, tidak tergantung minyak bumi dan gas alam, gas buang hasil pembakaran lebih ramah lingkungan karena hampir tidak mengandung gas SO_x, akselerasi mesin lebih baik, dan tariknya lebih ringan. Banyak negara termasuk Indonesia, mengalami masalah kekurangan bahan bakar minyak. Indonesia telah mengimpor bahan bakar minyak terutama bahan bakar diesel/solar untuk kebutuhan negara dengan jumlah yang cukup besar. Maka berdasarkan pertimbangan tersebut, pabrik biodiesel dapat didirikan di Indonesia, sehingga kebutuhan dalam negeri dapat terpenuhi, menghemat devisa negara serta dapat membuka lapangan kerja sehingga mengurangi tingkat pengangguran.

1.2 Penentuan Kapasitas

Penentuan kapasitas produksi pembuatan biodiesel ditentukan dari banyaknya impor biodiesel dalam negeri, ekspor biodiesel ke luar negeri, produksi biodiesel dalam negeri, dan konsumsi biodiesel di dalam negeri. Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik untuk ekspor setiap tahunnya selalu mengalami penurunan, berikut data ekspor 2017-2022.

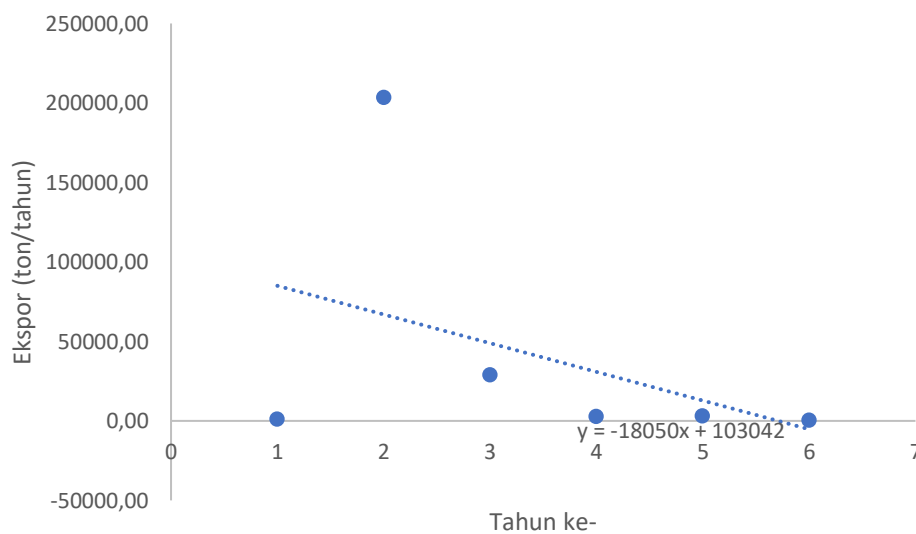
1.2.1 Data Ekspor

Tabel 1. 1 Data ekspor biodiesel di Indonesia

No	Tahun	Berat (Ton/Tahun)
1	2017	982,434
2	2018	203.444,7090
3	2019	28.924,200
4	2020	2.693,378
5	2021	3.019,37
6	2022	131,37

(sumber: Badan Pusat Statistika)

Berdasarkan data di atas, dapat diketahui bahwa ekspor biodiesel di Indonesia semakin tahun semakin menurun. Hasil regresi data ekspor biodiesel dapat dilihat pada Gambar 1.1 yang dibuat grafik hubung antara jumlah ekspor biodiesel dan tahun ekspor.



Gambar 1. 1 Ekspor biodiesel di Indonesia tahun 2017 - 2022

Perkiraan ekspor biodiesel pada tahun 2027 dapat dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$y = -18050x + 103042 \quad (1.1)$$

Dimana nilai x sebagai tahun dan y sebagai jumlah ekspor biodiesel. Pabrik direncanakan akan dibangun pada tahun 2027, maka diproyeksi ekspor biodiesel pada tahun 2027 adalah:

$$y = -18.050x + 10.3042$$

$$y = -18.050(11) + 10.3042$$

$$y = -95.508 \text{ ton/tahun}$$

1.2.2 Data Impor

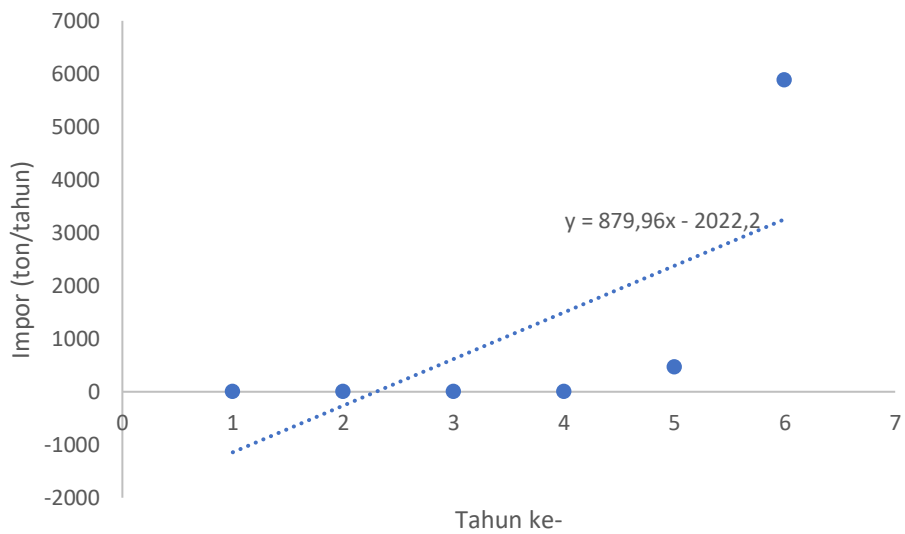
Kebutuhan impor biodiesel dalam negeri cenderung naik dari setiap tahunnya, sangat memungkinkan bahwa indonesia akan terus ketergantungan akan biodiesel dengan negara pengimpor. Berikut data impor indonesia pada tahun 2017-2022.

Tabel 1. 2 Data impor biodiesel di Indonesia

No	Tahun	Berat (Ton/Tahun)
1	2017	0,364
2	2018	0,205
3	2019	0,004
4	2020	0,008
5	2021	463,71
6	2022	5882

(sumber: Badan Pusat Statistika, 2022)

Berdasarkan data di atas, dapat diketahui bahwa impor biodiesel di Indonesia semakin meningkat. Hasil regresi data impor biodiesel di Indonesia dapat dilihat pada Gambar 1.2 yang dibuat grafik hubungan antara jumlah impor biodiesel dan tahun impor.



Gambar 1. 2 Impor biodiesel di Indonesia tahun 2017 - 2022

Perkiraan impor biodiesel pada tahun 2027 dapat dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$y = 879,96x - 2022,2 \quad (1.2)$$

Dimana nilai x sebagai tahun dan y sebagai jumlah impor biodiesel.

Pabrik direncanakan akan dibangun pada tahun 2027, maka diproyeksi impor biodiesel pada tahun 2027 adalah:

$$y = 879,96x + 2022,2$$

$$y = 879,96(11) + 2022,2$$

$$y = 11.701,76 \text{ ton/tahun}$$

1.2.3 Data Produksi

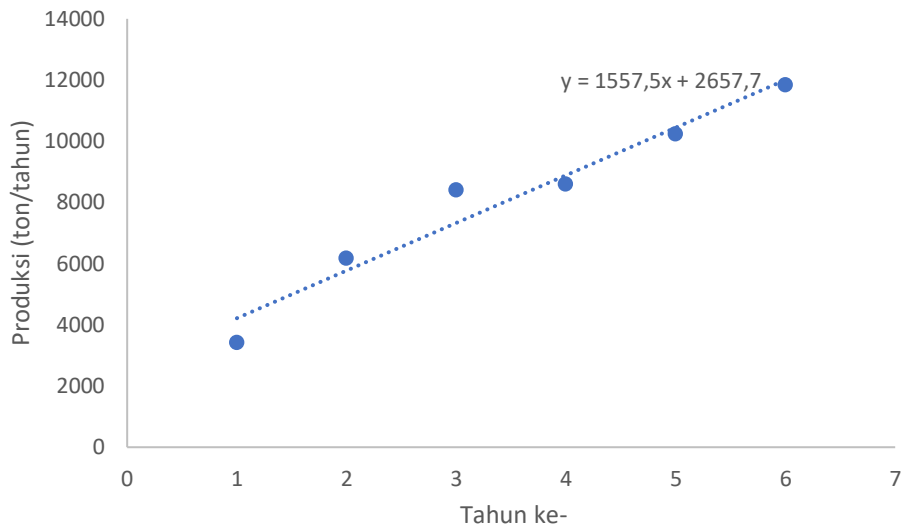
Selain data ekspor dan impor biodiesel di Indonesia diperlukan data terkait produksi perusahaan yang ada di dalam negeri yang telah memproduksi biodiesel, di Indonesia sendiri pabrik yang memproduksi biodiesel yaitu PT Energi Unggul Persada, PT Bayas Biofuels. PT Cemerlang Energi Perkasa dan lain lain. berikut data produksi biodiesel dari tahun 2017 – 2022 :

Tabel 1. 3 Data produksi biodiesel di Indonesia

No	Tahun	Berat (Ton/Tahun)
1	2017	3.416
2	2018	6.168
3	2019	8.399
4	2020	8.594
5	2021	10.240
6	2022	11.836

(sumber: Handbook of Energy & Economic Statistic of Indonesia 2021)

Berdasarkan data di atas, dapat diketahui bahwa produksi biodiesel di Indonesia semakin tahun semakin meningkat. Hasil regresi data produksi biodiesel dapat dilihat pada Gambar 1.3 yang dibuat grafik hubung antara jumlah produksi biodiesel dan tahun produksi.



Gambar 1. 3 Produksi biodiesel di Indonesia tahun 2017 - 2022

Perkiraan produksi biodiesel pada tahun 2027 dapat dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$y = 1557,5x + 2657,7 \quad (1.3)$$

Dimana nilai x sebagai tahun dan y sebagai jumlah produksi biodiesel. Pabrik direncanakan akan dibangun pada tahun 2027, maka diproyeksi produksi biodiesel pada tahun 2027 adalah:

$$y = 1557,5x + 2657,7$$

$$y = 1557,5(11) + 2657,7$$

$$y = 19.790,2 \text{ ton/tahun}$$

1.2.4 Data Konsumsi

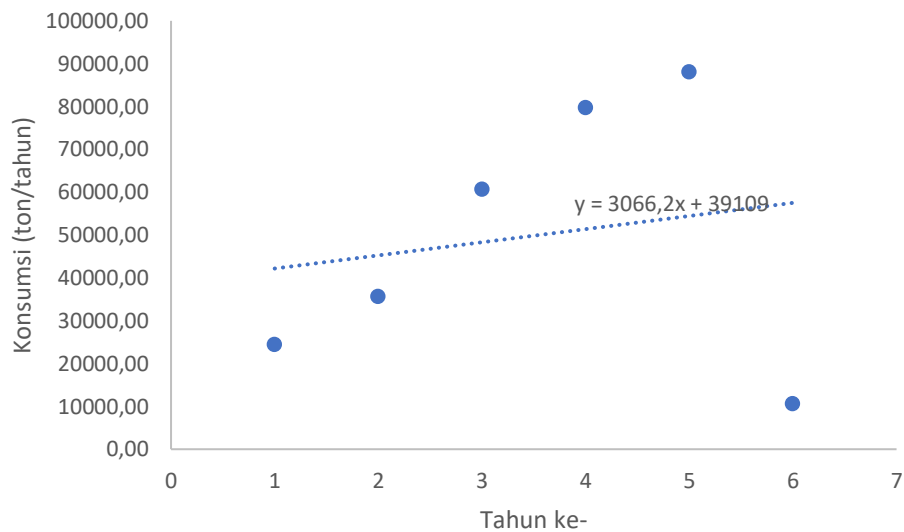
Selain data diatas untuk menentukan suatu pabrik diperlukan data kebutuhan akan biodiesel untuk dikonsumsi, biodiesel digunakan sebagai energi alternatif pengganti bahan bakar minyak untuk jenis diesel atau solar. dari *Handbook of Energy & Economic Statistic of Indonesia 2021* diketahui konsumsi biodiesel pada tahun 2017 - 2022 yaitu:

Tabel 1. 4 Data Konsumsi Biodiesel di Indonesia

No	Tahun	Berat (Ton/Tahun)
1	2017	24392,49380
2	2018	35636,8456
3	2019	60672,70930
4	2020	79681,3664
5	2021	88059,23
6	2022	10600.72

(sumber: Handbook of Energy & Economic Statistic of Indonesia 2021)

Berdasarkan data di atas, dapat diketahui bahwa konsumsi biodiesel di Indonesia semakin tahun semakin meningkat. Hasil regresi data produksi biodiesel dapat dilihat pada Gambar 1.4 yang dibuat grafik hubung antara jumlah produksi biodiesel dan tahun produksi.



Gambar 1. 4 Konsumsi biodiesel di Indonesia tahun 2017 - 2022

Perkiraan konsumsi biodiesel pada tahun 2027 dapat dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$y = 3066,2x + 39109 \quad (1.4)$$

Dimana nilai x sebagai tahun dan y sebagai jumlah konsumsi biodiesel.

Pabrik direncanakan akan dibangun pada tahun 2027, maka diproyeksi produksi biodiesel pada tahun 2027 adalah:

$$y = 3066,2x + 39109$$

$$y = 3066,2(11) + 39109$$

$$y = 72.837,2 \text{ ton/tahun}$$

Dari hasil keempat persamaan tersebut maka didapatkan peluang kapasitas pabrik biodiesel yang akan beroperasi pada tahun 2028 yaitu:

rumus kapasitas :

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

Tabel 1. 5 Data Kebutuhan Konsumsi Biodiesel Tahun 2017-2028

Supply = Impor + produksi	-22.670,9	Ton/Tahun
Demand = Konsumsi + Ekspor	54.162	Ton/Tahun
Peluang = Demand - Supply	76.833	Ton/Tahun

Kapasitas pabrik Biodiesel yang akan berdiri pada tahun 2027 sesuai dengan persamaan dan perhitungan diatas adalah 75.000 ton/tahun, dengan tujuan pemenuhan kebutuhan didalam negeri dan meminimalisir terkait impor biodiesel pada tahun 2027 di Indonesia.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Biodiesel

Biodiesel merupakan bahan bakar diesel alternatif yang didapatkan dari sumber yang dapat diperbaharui seperti hewani dan nabati. Pembuatan biodiesel menggunakan proses esterifikasi atau transesterifikasi minyak nabati atau hewani dengan metanol. Biodiesel yang berasal dari minyak nabati dibuat dengan mengkonversi komponen utama pada minyak nabati (trigliserida) menjadi metil ester asam lemak. Pada umumnya lemak yang terkandung pada minyak nabati terdapat lima jenis, yaitu asam linoleat, asam linolenat, asam oleat, asam palmitat dan asam stearat.

Biodiesel sebagian besar masih diproduksi dari tanaman . Inilah alasan utama mengapa para ilmuwan melihat berbagai bahan baku Biodiesel potensial lainnya, contohnya adalah rumput, alga dan CPO Parit. Biodiesel memiliki tingkat polusi yang lebih rendah dari pada solar dan dapat digunakan pada motor diesel tanpa modifikasi sedikitpun. Biodiesel dianggap tidak menyumbang pemanasan global sebanyak bahan bakar fosil. Mesin diesel yang beroperasi dengan menggunakan Biodiesel menghasilkan emisi karbon monoksida, hidrokarbon yang tidak terbakar, partikulat, dan udara beracun yang lebih rendah dibandingkan dengan mesin diesel yang menggunakan bahan bakar petroleum.

Produksi dan penggunaan biodiesel meningkat dengan cepat, terutama di Amerika Serikat, Asia, dan Eropa, meskipun dalam pasar masih sebagian kecil saja dari penjualan bahan bakar. Jika dipergunakan bersama

minyak solar, biodiesel dapat mengurangi atau menghilangkan belerang dalam minyak diesel. Biasanya belerang dibutuhkan lebih dari 500 ppm (per 1 juta bagian) atau 0,05% dalam minyak solar untuk menambah pelumasan. Pencampuran Biodiesel dengan solar dapat mengurangi kadar belerang hingga 15 ppm atau 0,0015%. Pencampuran yang dilakukan dengan 1% Biodiesel akan memperoleh 65% pelumasan. Untuk maksud pengurangan kadar belerang ini cukup hanya dengan menambahkan Biodiesel kedalam solar sebanyak 0,4-0,5%. Biodiesel yang bagus adalah biodiesel yang memenuhi standar Nasional Indonesia.

Standar dan mutu biodiesel sudah terdapat pada Keputusan Direktur Jenderal Energi Baru, Terbarukan dan Konservasi Energi Nomor 332K/10/DJE/2018 tentang Standar dan Mutu (Spesifikasi) bahan bakar nabati (Biofuel) jenis biodiesel sebagai bahan bakar lain yang dipasarkan didalam negeri

Tabel 1. 6 Peraturan Standar dan Mutu Biodiesel

No	Parameter Uji	Metode Uji	Persyaratan	Satuan min/max
1	Massa jenis pada 40 C	SNI 7182:2015	850 – 890	Kg/m ³
2	Viskositas kinematik pada 40 C	SNI 7182:2015	2,3 – 6,0	mm ² /s (cSt)
3	Angka setana	SNI 7182:2015	51	Min
4	Titik nyala (mangkok tertutup)	SNI 7182:2015	130	C, min

Tabel 1.6 ... (Lanjutan)

5	Korosi lempeng tembaga (3 jam pada 50 C)	SNI 7182:2015	Nomor 1	
6	Residu karbon dalam percontohan asli atau dalam 10% ampas distilasi	SNI 7182:2015	0,05 0,3	%- massa,maks
7	Temperatur distilasi 90	SNI 7182:2015	360	C, maks
8	Abu tersulfatkan	SNI 7182:2015	0,02	%- massa, maks
9	Belerang	SNI 7182:2015	10	mg/kg, maks
10	Fosfor	SNI 7182:2015	4	mg/kg, maks
11	Angka asam	SNI 7182:2015	0,4	mg-KOH /g, maks
12	Gliserol bebas	SNI 7182:2015	0,02	%-massa,maks
13	Gliserol total	SNI 7182:2015	0,24	%-massa,maks
14	Kadar ester metil	SNI 7182:2015	96,5	%-massa,maks
15	Angka iodium	SNI 7182:2015	115	%-massa (g- I ₂ /100g) maks
16	Kestabilan oksidasi periode induksi metode atau periode induksi metode petroksi	SNI 7182:2015	600 45	Menit
17	Monogliserida	SNI 7182:2015	0,55	%-massa,maks
18	Warna	ASTM D-1500	3	Maks
19	Kadar air	ASTM D-6304	350	Ppm,maks
20	CFPP (<i>cold filter plugging point</i>)	ASTM D-6371	15	C, maks

Tabel 1.10...(Lanjutan)

21	Logam I (Na+K)	EN 14108/14109 EN14538	5	mg/kg, maks
22	Logam II (Ca+Mg)	EN 14538	5	mg/kg,maks
23	Total kontaminan	ASTM D 2276 ASTM D 5452 ASTM D 6217	20	mg/liter, maks

1.3.2 Proses Pembuatan Biodiesel

Terdapat beberapa proses dalam pembuatan biodiesel, yaitu sebagai berikut:

A. Metode Mikroemulsi

Metode mikroemulsi merupakan salah satu upaya untuk menurunkan viskositas minyak nabati. Metode ini dilakukan dengan melarutkan minyak nabati ke dalam larutan methanol, ethanol atau 1-butanol, tetapi m menunjukkan alkohol yang digunakan sebagai pengemulsi cukup besar, sehingga dapat menaikkan volatilitas dan menurunkan titik nyala.

B. Metode Pirolisis

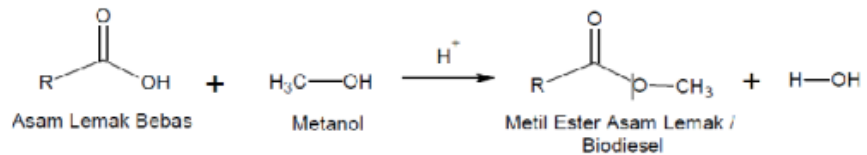
Pirolisis adalah proses dekomposisi minyak nabati secara termal atau dapat juga menggunakan bantuan katalis untuk memutuskan rantai hidrokarbon. Pemutusan rantai minyak nabati secara katalik dilakukan dengan menggunakan katalis yang biasa digunakan pada pemutusan rantai minyak bumi, yaitu SiO_2 atau Al_2O_3 pada suhu 450°C . Produknya kemudian difraksionasi untuk

menghasilkan Biodiesel dan biogasoline. Pada pemutusan rantai katalik, suhu mempengaruhi selektivitas produk. Semakin tinggi suhu, fraksi ringan yang dihasilkan semakin banyak. Keuntungan produk Biodiesel dari metode pirolisis yaitu adanya kemiripan dengan struktur bahan bakar diesel dari minyak bumi, tetapi kelemahan metode ini adalah karena prosesnya tidak boleh terdapat oksigen, maka bahan bakar yang dihasilkan tidak teroksidasi dan peralatan yang digunakan pada metode ini relatif mahal.

C. Esterifikasi

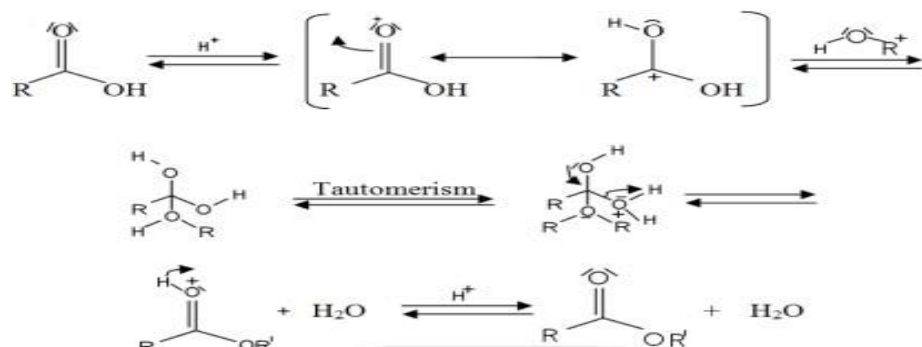
Reaksi esterifikasi adalah reaksi yang terjadi antara asam lemak bebas dengan methanol menghasilkan alkil ester dan air. Reaksi ini cocok diterapkan untuk bahan baku yang berkadar FFA tinggi. Reaksi ini menjadi solusi bagi pengolahan Biodiesel yang bersumber bahan baku kualitas rendah seperti minyak goreng bekas, CPO Parit, dan lain- lain. Pengolahan bahan baku yang mengandung asam lemak bebas >5 mg KOH/g melalui reaksi transesterifikasi memicu terjadinya reaksi penyabunan. Bahan baku yang memiliki kadar FFA tinggi biasanya diproses melalui dua proses sekaligus. Pertama adalah tahap penurunan kadar FFA melalui reaksi esterifikasi. Selanjutnya, diikuti reaksi transesterifikasi sebagai reaksi utama produksi Biodiesel. Umumnya dalam reaksi esterifikasi digunakan katalis asam, contohnya asam sulfat, asam klorida

maupun resin penukar kation asam. Persamaan reaksi esterifikasi asam lemak dan metanol sebagai berikut:



Gambar 1. 5 Reaksi esterifikasi

Sama halnya dengan reaksi transesterifikasi, reaksi ini juga merupakan reaksi bolak-balik sehingga konversi asam lemak menjadi produk dipengaruhi oleh keseimbangan reaksi. Oleh karena itu, untuk mendapatkan jumlah produk yang tinggi, diperlukan jumlah metanol yang berlebih pula. Selain itu, dapat pula dicapai dengan segera memisahkan produk samping (air). Reaksi ini tergolong reaksi endotermis yang mana semakin tinggi suhunya semakin cepat laju reaksinya dan cenderung menggeser keseimbangan reaksi ke kanan. Namun, berdasarkan hasil eksperimen yang telah teruji, suhu maksimum yang dapat digunakan adalah 120°C. Berikut ini adalah mekanisme reaksi esterifikasi dengan katalis asam. (Arief Budiman,dkk.2014)

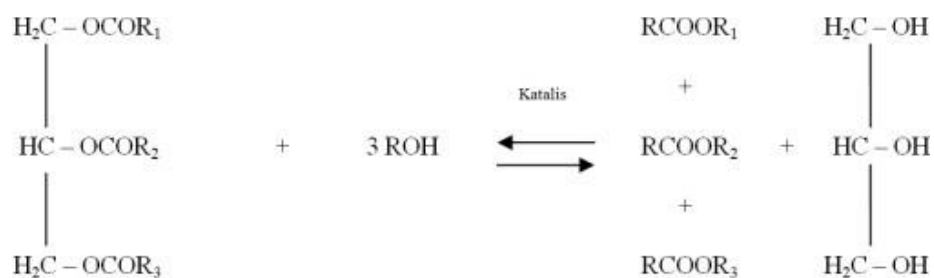


Gambar 1. 7 Mekanisme reaksi esterifikasi dengan katalis asam

Reaksi di atas diawali dengan protonasi gugus karbonil pada asam lemak sehingga bersifat nukleofilik. Kemudian nukleofil O pada alkohol menyerang nukleofilik C yang berikatan rangkap dengan O. Akibatnya elektron berpindah menuju ion oksonium, membentuk tetrahedral intermediate. Katalis asam mendeponasi oksigen pada alkohol. Katalis asam akan membuat gugus -OH pergi meninggalkan asam lemak sehingga mengubahnya menjadi leaving group yang baik melalui protonasi. Pasangan elektron bebas pada oksigen akan membantu mendorong leaving group keluar sehingga menghasilkan molekul air. Deprotonasi ion oksonium mewakili karbonil pada produk ester.

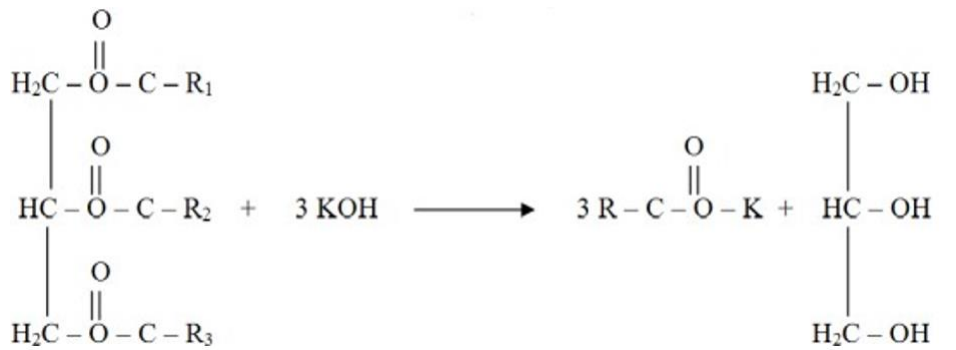
D. Transesterifikasi

Reaksi transesterifikasi didefinisikan sebagai reaksi antara alkohol dan trigliserida membentuk alkil ester dan gliserol. Alkil ester inilah yang disebut sebagai Biodiesel. Sementara itu, trigliserida adalah komponen utama penyusun minyak dan lemak yang merupakan triester dari gliserol dengan asam-asam lemak. Karena menggunakan alkohol sebagai salah satu reaktannya, reaksi ini sering kali disebut juga sebagai reaksi alkoholis.



Gambar 1. 8 Reaksi transesterifikasi

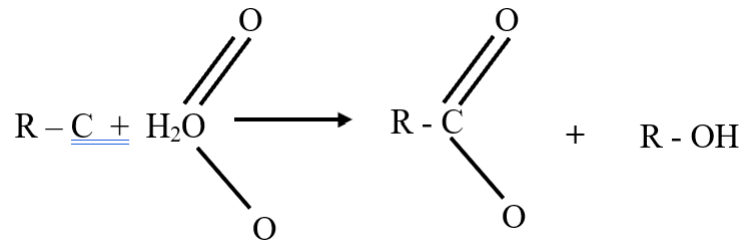
R pada gambar (1.8) merupakan alkil yang berupa hidrokarbon rantai panjang yang biasa disebut sebagai asam lemak. Dalam reaksi transesterifikasi, diperlukan adanya katalis yang bertujuan untuk mempercepat laju reaksi. Tanpa adanya katalis, dapat dicapai konversi yang tinggi. Namun reaksi akan berjalan sangat lambat. Reaksi transesterifikasi sangat sensitif terhadap kadar FFA yang terkandung dalam minyak nabati. Menurut beberapa pustaka, kadar FFA maksimal dalam bahan baku yang masih dapat ditoleransi untuk reaksi ini adalah sebesar 1-2,5%. Nilai tersebut setara dengan bilangan asam sebesar 2-5 mg KOH/mg. Kandungan asam lemak yang tinggi memicu terjadinya reaksi samping antara katalis basa dan asam lemak itu sendiri dan akan membentuk sabun. Reaksi tersebut dikenal sebagai reaksi saponifikasi atau reaksi penyabunan, seperti pada gambar 1.8.



Gambar 1. 9 Reaksi saponifikasi

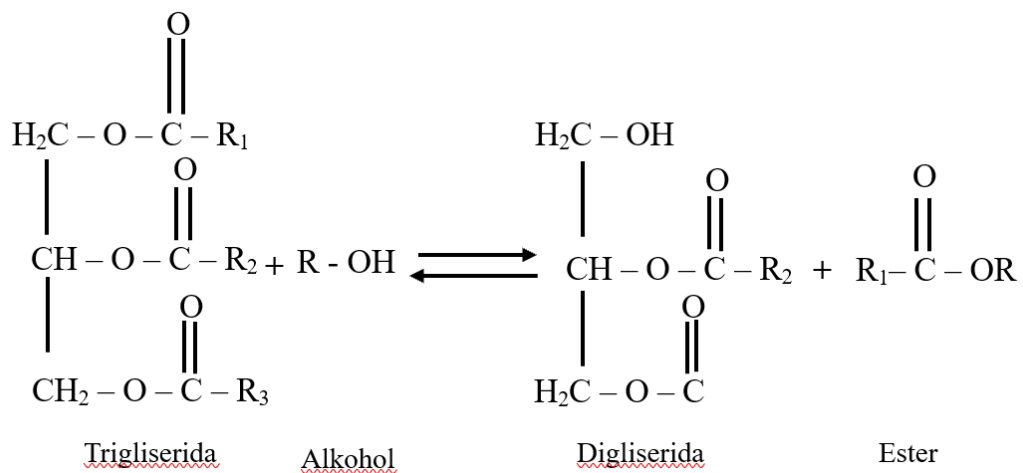
Sabun dalam reaksi transesterifikasi tersebut dapat menyulitkan proses pemisahan produk (alkil ester) dengan katalis karena sabun akan mengemulsi campuran saat pencucian. Sementara itu, air terbentuk dapat bereaksi dengan alkil ester melalui reaksi hidrolisis

membentuk asam lemak. Reaksi ini justru mengurangi produk biodiesel dan lebih lanjut dapat memicu terjadinya reaksi penyabunan.

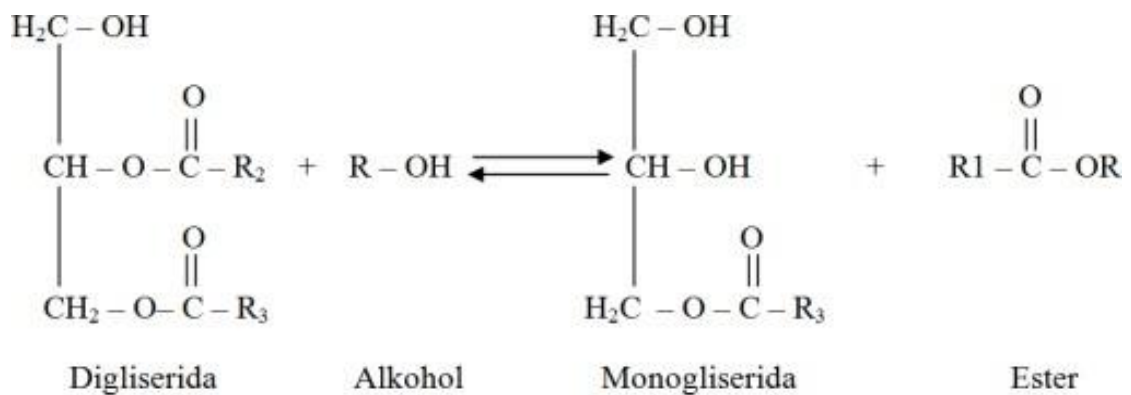


Gambar 1. 10 Reaksi hidrolisis membentuk asam lemak

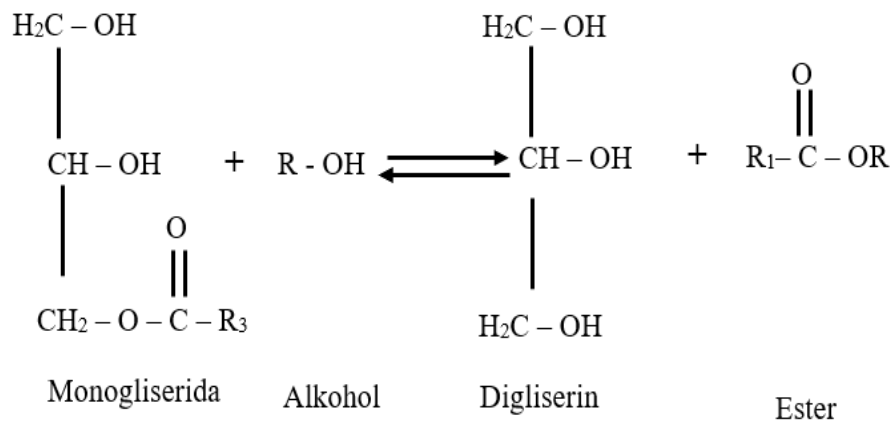
Reaksi pembentukan Biodiesel dari trigliserida meliputi tiga tahapan proses, yaitu:



Gambar 1. 11 Pembentukan biodiesel dari trigliserida proses 1

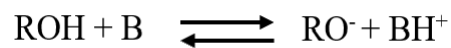


Gambar 1. 12 Pembentukan biodiesel dari trigliserida proses 2



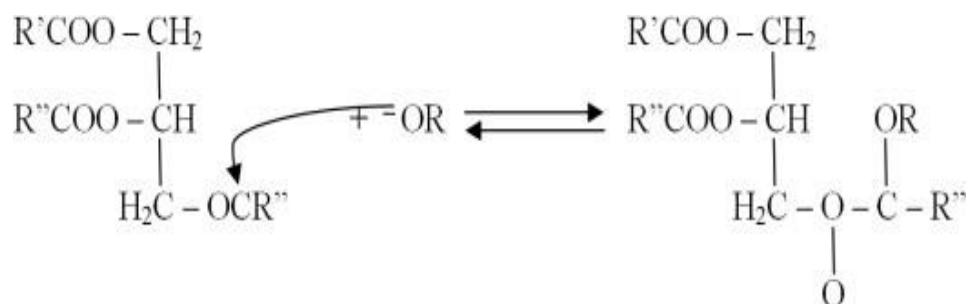
Gambar 1. 13 Pembentukan biodiesel dari trigliserida proses 3

Sementara itu mekanisme terjadinya reaksi transesterifikasi adalah:



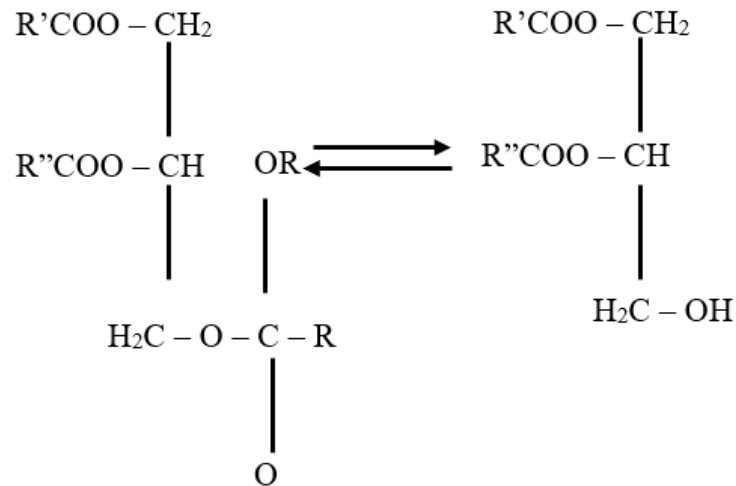
Gambar 1. 14 Awal mekanisme reaksi transesterifikasi

Sebagai tahapan permulaan, katalis basa akan bereaksi dengan alkohol menghasilkan alkoksida dan katalis terprotonasi.



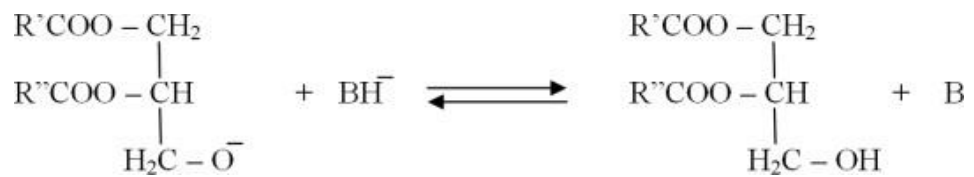
Gambar 1. 15 Reaksi katalis basa dengan alkohol

Selanjutnya nukleofilik menyerang alkoksida pada gugus karbonil dari trigliserida sehingga terbentuk *intermediate tetrahedral*.



Gambar 1. 16 Intermediate tertrahedral

Sebagai reaksi lanjutan dari tahap sebelumnya, terbentuklah alkil ester dan anion digliserida.



Gambar 1. 17 Terbentuk alkil ester dan anion digliserida

Pada tahap terakhir terjadi deprotonasi katalis dan regenerasi spesies aktif. Spesies aktif ini mampu bereaksi kembali dengan molekul alkohol yang kedua melalui siklus reaksi yang sama. Reaksi transesterifikasi dipengaruhi oleh beberapa faktor yang berdampak pada laju reaksi maupun besarnya konversi.

1.3.3 CPO PARIT

CPO parit merupakan CPO yang terikat pada air limbah pabrik minyak sawit atau limbah cair hasil proses pengolahan kelapa sawit yang dapat mencemari lingkungan. CPO Parit memiliki BOD sebesar 25.000 mg/l , COD sebesar 50.000 mg/l dan PH 4,2 (bersifat asam) sehingga akan menimbulkan masalah pada lingkungan hidup (Afrizal ,2008)

.Penggunaan CPO Parit sebagai bahan baku pembuatan Biodiesel akan memberikan keuntungan yaitu meniadakan pencemaran limbah terhadap air tanah dan sungai, menekan harga pokok produksi CPO (transfer pricing), dan memperoleh CDM (Clean Development Mechanism). CPO Parit memiliki kandungan CPO yang relatif sedikit yaitu sekitar 2% dari jumlah CPO keseluruhan yang dihasilkan. Karakteristik dari CPO Parit itu sendiri yaitu pada proses pengolahan kelapa sawit menjadi CPO, selain menghasilkan minyak sawit tetapi juga menghasilkan limbah cair atau CPO Parit. Dimana limbah air tersebut berasal dari :

1. Hasil kondensasi uap air pada unit pelumatan (digester) dan unit pengempaan (pressure). Injeksi uap air pada unit pelumatan bertujuan mempermudah pengupasan daging buah, sedangkan injeksi uap bertujuan mempermudah pemerasan minyak. Hasil kondensasi uap air pada kedua unit tersebut dikeluarkan dari unit pengempaan
2. Kondensat dari depericarper, yaitu untuk memisahkan sisa minyak yang terikut bersama batok/cangkang
3. Hasil kondensasi uap air pada unit penampung biji/inti. Injeksi uap kedalam unit penampung biji bertujuan memisahkan sisa minyak dan mempermudah pemecahan batok maupun inti pada unit pemecah biji.

4. Kondensasi uap air yang berada pada unit penampung atau penyimpan inti. Limbah cair kelapa sawit mengandung konsentrasi bahan organik yang relatif tinggi dan secara alamiah dapat mengalami penguraian oleh mikroorganisme menjadi senyawa-senyawa yang lebih sederhana.

Limbah cair kelapa sawit umumnya berwarna kecoklatan kuning, mengandung padatan terlarut dan tersuspensi berupa koloid dan residu minyak dengan kandungan BOD tinggi. Alur proses pengutipan CPO parit adalah sebagai berikut:

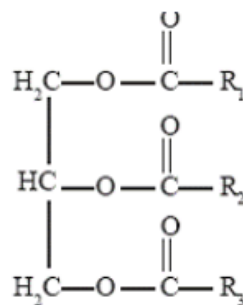
1. Hasil bawah dari alat centrifuge yang berupa campuran air, kotoran, dan minyak pada pengolahan CPO, mengalir ke parit-parit pembuangan
2. Aliran ini berkumpul di suatu tempat yang disebut pad feed I yang dilengkapi dengan mesin pengutip minyak.
3. Minyak yang terkumpul oleh mesin dialirkan pada tangki penampungan minyak untuk diproses kembali.
4. Sisa minyak yang tidak terkumpul pada mesin pengutip minyak, dialirkan menuju kolam pad feed yang mengandung partikel kotoran yang sangat banyak.
5. Kemudian aliran slurry (air, lumpur yang terbawa, minyak) ini dikumpulkan pada kolam penampungan minyak terakhir yang dilengkapi dengan mesin rotor yang berputar untuk memerangkap minyak lalu dialirkan ke tangki pengumpul minyak. Minyak inilah yang kemudian disebut dengan CPO parit.

A. Komposisi dan Karakteristik CPO Parit

Komposisi yang terdapat dalam minyak CPO parit terdiri dari trigliseridatrigliserida (mempunyai kandungan terbanyak dalam minyak nabati), asam lemak bebas /FFA, monogliserida, dan digliserida, serta beberapa komponen–komponen lain seperti phosphoglycerides, vitamin, mineral, atau sulfur.

1. Trigliserida

Minyak atau lemak merupakan substansi yang bersifat non soluble di air (hidrofilik) terbuat dari satu mol gliserol dan tiga mol asam lemak. Minyak atau lemak juga biasa dikenal sebagai trigliserida (Sonntag,1979). Struktur kimia trigliserida dapat dilihat pada gambar 1.13



Gambar 1. 18 Struktur kimia trigliserida

R₁,R₂ dan R₃ merupakan rantai hidrokarbon yang berupa asam lemak dengan jumlah atom C lebih besar dari sepuluh. Senyawa inilah yang akan dikonversi menjadi ester melalui reaksi transesterifikasi.

2. Asam Lemak Bebas

Selain mengandung trigliserida, minyak nabati juga mengandung asam lemak bebas (*free fatty acid*), fosfolipid, sterol, air, odorants, dan

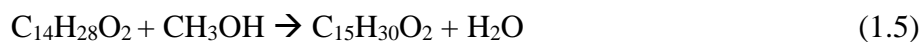
pengotor-pengotor lainnya. Diantara kandungan-kandungan tersebut yang perlu diperhatikan ialah asam lemak bebas. Asam lemak bebas merupakan pengotor yang tidak boleh ada dalam reaksi transesterifikasi. Asam lemak bebas bereaksi dengan basa (katalis reaksi transesterifikasi) membentuk sabun dan air. Selain itu, reaksi transesterifikasi menghasilkan produk samping berupa gliserin, sehingga adanya asam lemak bebas dalam reaksi transesterifikasi dapat menyebabkan kesulitan dalam pemisahan produk.

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

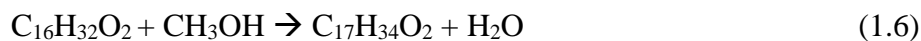
1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan secara termodinamika yang ditujukan untuk mengetahui sifat reaksi (eksotermis/endotermis), mengetahui reaksi berlangsung secara spontan atau tidak spontan dan mengetahui arah reaksi (reversible/irreversible). Reaksi pembuatan Biodiesel dari CPO Parit pada suhu 25°C (298 K) dan tekanan 1 atm.

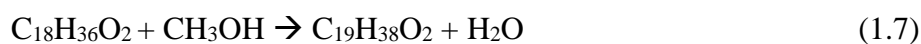
Pada reaksi 1:



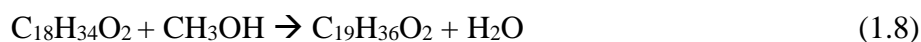
Reaksi 2:



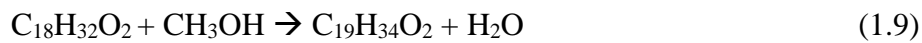
Reaksi 3:



Reaksi 4:



Reaksi 5:



Penentuan sifat reaksi (eksotermis/endotermis) dapat ditentukan dengan perhitungan panas pembentukan standar (ΔH°_f) dengan harga ΔH°_f masing masing komponen pada suhu 25°C (298 K) dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 1. 7 Harga ΔH°_f masing – masing Komponen

Komponen	ΔH°_f (Kj/mol)
$\text{C}_{14}\text{H}_{28}\text{O}_2$	-693,8
CH_3OH	-201,17
$\text{C}_{15}\text{H}_{30}\text{O}_2$	-699
H_2O	-241,8
$\text{C}_{16}\text{H}_{32}\text{O}_2$	-737
$\text{C}_{17}\text{H}_{34}\text{O}_2$	-921,8
$\text{C}_{18}\text{H}_{36}\text{O}_2$	-767
$\text{C}_{19}\text{H}_{38}\text{O}_2$	-785,3
$\text{C}_{18}\text{H}_{34}\text{O}_2$	-767
$\text{C}_{19}\text{H}_{36}\text{O}_2$	-807,63
$\text{C}_{18}\text{H}_{32}\text{O}_2$	-540
$\text{C}_{19}\text{H}_{34}\text{O}_2$	-580,63

$$\begin{aligned} \Delta H^\circ_{R(298\text{ K})} &= \sum \Delta H^\circ_f(\text{produk}) - \sum \Delta H^\circ_f(\text{reaktan}) \\ &= \Delta H^\circ_f(\text{produk}) - \Delta H^\circ_f(\text{reaktan}) \\ &= [(\Delta H^\circ_f \text{C}_{15}\text{H}_{30}\text{O}_2 + \Delta H^\circ_f \text{H}_2\text{O}) - (\Delta H^\circ_f \text{C}_{14}\text{H}_{28}\text{O}_2 + \Delta H^\circ_f \text{CH}_3\text{OH})] \\ &= [(-699) + (-201,17) - (-693,8) + (-241,8)] \\ &= -488,7 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H^{\circ}_{R(298\text{ K})} &= \sum \Delta H^{\circ}_{f(\text{produk})} - \sum \Delta H^{\circ}_{f(\text{reaktan})} \\
&= \Delta H^{\circ}_{f(\text{produk})} - \Delta H^{\circ}_{f(\text{reaktan})} \\
&= [(\Delta H^{\circ}_{f\text{C}_{16}\text{H}_{32}\text{O}_2 + \Delta H^{\circ}_{f\text{H}_2\text{O}}) - (\Delta H^{\circ}_{f\text{C}_{17}\text{H}_{34}\text{O}_2 + \Delta H^{\circ}_{f\text{CH}_3\text{OH}})] \\
&= [(-737) + (-201,17) - (-921,8) + (-241,8)] \\
&= -258,7 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H^{\circ}_{R(298\text{ K})} &= \sum \Delta H^{\circ}_{f(\text{produk})} - \sum \Delta H^{\circ}_{f(\text{reaktan})} \\
&= \Delta H^{\circ}_{f(\text{produk})} - \Delta H^{\circ}_{f(\text{reaktan})} \\
&= [(\Delta H^{\circ}_{f\text{C}_{18}\text{H}_{36}\text{O}_2 + \Delta H^{\circ}_{f\text{H}_2\text{O}}) - (\Delta H^{\circ}_{f\text{C}_{19}\text{H}_{38}\text{O}_2 + \Delta H^{\circ}_{f\text{CH}_3\text{OH}})] \\
&= [(-767) + (-201,17) - (-785,3) + (-241,8)] \\
&= -424,67 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H^{\circ}_{R(298\text{ K})} &= \sum \Delta H^{\circ}_{f(\text{produk})} - \sum \Delta H^{\circ}_{f(\text{reaktan})} \\
&= \Delta H^{\circ}_{f(\text{produk})} - \Delta H^{\circ}_{f(\text{reaktan})} \\
&= [(\Delta H^{\circ}_{f\text{C}_{18}\text{H}_{34}\text{O}_2 + \Delta H^{\circ}_{f\text{H}_2\text{O}}) - (\Delta H^{\circ}_{f\text{C}_{19}\text{H}_{36}\text{O}_2 + \Delta H^{\circ}_{f\text{CH}_3\text{OH}})] \\
&= [(-767) + (-201,17) - (-807,63) + (-241,8)] \\
&= -402,87 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H^{\circ}_{R(298\text{ K})} &= \sum \Delta H^{\circ}_{f(\text{produk})} - \sum \Delta H^{\circ}_{f(\text{reaktan})} \\
&= \Delta H^{\circ}_{f(\text{produk})} - \Delta H^{\circ}_{f(\text{reaktan})} \\
&= [(\Delta H^{\circ}_{f\text{C}_{18}\text{H}_{32}\text{O}_2 + \Delta H^{\circ}_{f\text{H}_2\text{O}}) - (\Delta H^{\circ}_{f\text{C}_{19}\text{H}_{34}\text{O}_2 + \Delta H^{\circ}_{f\text{CH}_3\text{OH}})] \\
&= [(-540) + (-201,17) - (-580,63) + (-241,8)] \\
&= -402,38 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

ΔH reaksi total

$$\Delta H^{\circ}_{R} = -1925,29 \text{ kJ/mol}$$

Berdasarkan hasil diatas didapatkan hasil perhitungan bernilai minus (-) hasil tersebut menunjukkan bahwa reaksi tersebut merupakan reaksi yang bersifat eksotermis (mengeluarkan panas) sehingga diperlukan pendinginan pada reactor.

Untuk mengetahui reaksi berlangsung secara spontan atau tidak dapat ditentukan dengan perhitungan energy bebas gibbs (ΔG_f°) dengan harga ΔG_f° masing masing komponen pada suhu 25°C (298 K) dapat dilihat pada tabel 1.12

Tabel 1. 8 Harga ΔG_f° Masing – masing Komponen

Komponen	ΔG_f° (Kj/mol)
CH ₃ OH	-162,51
H ₂ O	227,36
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	66,82
C ₁₅ H ₃₀ O ₂	-266
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	-274
C ₁₇ H ₃₄ O ₂	125,94
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	-136,98
C ₁₉ H ₃₈ O ₂	-236
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	-189,69
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	-117
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	-94,30
C ₁₉ H ₃₄ O ₂	0

Reaksi 1:

$$\begin{aligned} \Delta G_{f(298\text{ K})}^\circ &= \sum \Delta G_{f(\text{produk})}^\circ - \sum \Delta G_{f(\text{reaktan})}^\circ \\ &= \Delta G_{f(\text{produk})}^\circ - \Delta G_{f(\text{reaktan})}^\circ \\ &= [(\Delta G_{f\text{C}_{15}\text{H}_{30}\text{O}_2}^\circ + \Delta G_{f\text{H}_2\text{O}}^\circ) - (\Delta G_{f\text{C}_{14}\text{H}_{28}\text{O}_2}^\circ + \Delta G_{f\text{CH}_3\text{OH}}^\circ)] \\ &= [(-266) + (227,36) - (66,82) + (-162,51)] \\ &= - 267,97 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\ln K_{(298)} = \left| \frac{-\Delta G_{298\text{ r}}}{R \cdot T} \right|$$

$$\ln K_{(298)} = \left| - \frac{(-267,97)}{0,008314 \times 298} \right|$$

$$\ln K_{(298)} = 108,1583$$

Untuk mengetahui arah reaksi (reversible/irreversible) dapat ditentukan dengan cara menghitung besarnya konstanta kesetimbangan pada suhu operasi 340°C (613 K) menggunakan persamaan (15.17) dari Van Ness (1997) sebagai berikut.

$$\ln\left(\frac{K}{(298)}\right) = -\frac{\Delta H_{298K}}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{Ref}}\right)$$

$$\ln\left(\frac{K}{(108,1583)}\right) = -\frac{\Delta H_{298K}}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{Ref}}\right)$$

$$\ln\left(\frac{K}{(23,0265)}\right) = -\frac{-488,7}{0,008314} \times \left(\frac{1}{613} - \frac{1}{298}\right)$$

$$\left(\frac{K}{(108,1583)}\right) = 101,3198$$

$$K1 = 10958,5773$$

Dari perhitungan diatas didapatkan konstanta kesetimbangan sebesar 10958,5773. Hal ini dapat dikatakan bahwa reaksi berlangsung secara irreversible (searah) karena konstanta yang dihasilkan lebih besar dari satu ($K > 1$)

Reaksi 2:

$$\Delta G^{\circ}_{f(298K)} = \sum \Delta G^{\circ}_{f(\text{produk})} - \sum \Delta G^{\circ}_{f(\text{reaktan})}$$

$$= \Delta G^{\circ}_{f(\text{produk})} - \Delta G^{\circ}_{f(\text{reaktan})}$$

$$= [(\Delta H^{\circ}_{f} C_{16}H_{32}O_2 + \Delta H^{\circ}_{f} H_2O) - (\Delta H^{\circ}_{f} C_{17}H_{34}O_2 + \Delta H^{\circ}_{f} CH_3OH)]$$

$$= [(-274) + (227,36) - (125,94) + (-162,51)]$$

$$= -335,09 \text{ kJ/mol}$$

$$\ln K_{(298)} = \left| \frac{-\Delta G_{298r}}{R.T} \right|$$

$$\ln K_{(298)} = \left| \frac{-(-10,07)}{0,008314 \times 298} \right|$$

$$\ln K_{(298)} = 135,2493$$

Untuk mengetahui arah reaksi (reversible/irreversible) dapat ditentukan dengan cara menghitung besarnya konstanta kesetimbangan pada suhu operasi 340°C (613 K) menggunakan persamaan (15.17) dari Van Ness (1997) sebagai berikut.

$$\ln\left(\frac{K}{K(298)}\right) = -\frac{\Delta H_{298K}}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{Ref}}\right)$$

$$\ln\left(\frac{K}{K(135,2493)}\right) = -\frac{\Delta H_{298K}}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{Ref}}\right)$$

$$\ln\left(\frac{K}{K(135,2483)}\right) = -\frac{-258,7}{0,008314} \times \left(\frac{1}{613} - \frac{1}{298}\right)$$

$$\left(\frac{K}{135,2483}\right) = 53,6562$$

$$K_2 = 7256,9634$$

Dari perhitungan diatas didapatkan konstanta kesetimbangan sebesar 7256,9634. Hal ini dapat dikatakan bahwa reaksi berlangsung secara irreversible (searah) karena konstanta yang dihasilkan lebih besar dari satu ($K > 1$)

Reaksi 3:

$$\Delta G^\circ_{f(298K)} = \sum \Delta G^\circ_{f(\text{produk})} - \sum \Delta G^\circ_{f(\text{reaktan})}$$

$$= \Delta G^\circ_{f(\text{produk})} - \Delta G^\circ_{f(\text{reaktan})}$$

$$= [(\Delta G^\circ_{fC_{18}H_{36}O_2} + \Delta G^\circ_{fH_2O}) - (\Delta G^\circ_{fC_{19}H_{38}O_2} + \Delta G^\circ_{fCH_3OH})]$$

$$= [(-136,98) + (227,36) - (-236) + (-162,51)]$$

$$= 163,87 \text{ kJ/mol}$$

$$\ln K_{(298)} = \left| \frac{-\Delta G_{298r}}{R \cdot T} \right|$$

$$\ln K_{(298)} = \left| -\frac{(163,87)}{0,008314 \times 298} \right|$$

$$\ln K_{(298)} = 66,1413$$

Untuk mengetahui arah reaksi (reversible/irreversible) dapat ditentukan dengan cara menghitung besarnya konstanta kesetimbangan pada suhu operasi 340°C (613 K) menggunakan persamaan (15.17) dari Van Ness (1997) sebagai berikut.

$$\ln\left(\frac{K}{K(298)}\right) = -\frac{\Delta H_{298K}}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{Ref}}\right)$$

$$\ln\left(\frac{K}{K(66,1413)}\right) = -\frac{\Delta H_{298K}}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{Ref}}\right)$$

$$\ln\left(\frac{K}{K(66,1413)}\right) = -\frac{-424,67}{0,008314} \times \left(\frac{1}{613} - \frac{1}{298}\right)$$

$$\left(\frac{K}{K(66,1413)}\right) = 88,0796$$

$$K_3 = 5825,6992$$

Dari perhitungan diatas didapatkan konstanta kesetimbangan sebesar 5825,6992. Hal ini dapat dikatakan bahwa reaksi berlangsung secara irreversible (searah) karena konstanta yang dihasilkan lebih besar dari satu ($K > 1$).

Reaksi 4:

$$\Delta G^\circ_{f(298K)} = \sum \Delta G^\circ_{f(\text{produk})} - \sum \Delta G^\circ_{f(\text{reaktan})}$$

$$= \Delta G^\circ_{f(\text{produk})} - \Delta G^\circ_{f(\text{reaktan})}$$

$$= [(\Delta G^\circ_{fC_{18}H_{34}O_2} + \Delta G^\circ_{fH_2O}) - (\Delta G^\circ_{fC_{19}H_{36}O_2} + \Delta G^\circ_{fCH_3OH})]$$

$$= [(-189,69) + (227,36) - (-117) + (-162,51)]$$

$$= 163,16 \text{ kJ/mol}$$

$$\ln K_{(298)} = \left| \frac{-\Delta G_{298r}}{R \cdot T} \right|$$

$$\ln K_{(298)} = \left| \frac{-(163,16)}{0,008314 \times 298} \right|$$

$$\ln K_{(298)} = 65,8310$$

Untuk mengetahui arah reaksi (reversible/irreversible) dapat ditentukan dengan cara menghitung besarnya konstanta kesetimbangan pada suhu operasi 340°C (613 K) menggunakan persamaan (15.17) dari Van Ness (1997) sebagai berikut.

$$\ln\left(\frac{K}{K(298)}\right) = -\frac{\Delta H_{298K}}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{Ref}}\right)$$

$$\ln\left(\frac{K}{K(65,8310)}\right) = -\frac{\Delta H_{298K}}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{Ref}}\right)$$

$$\ln\left(\frac{K}{K(65,8310)}\right) = -\frac{-402,87}{0,008314} \times \left(\frac{1}{613} - \frac{1}{298}\right)$$

$$\left(\frac{K}{K(65,8310)}\right) = 83,5581$$

$$K_4 = 5500,7132$$

Dari perhitungan diatas didapatkan konstanta kesetimbangan sebesar 5500,7132. Hal ini dapat dikatakan bahwa reaksi berlangsung secara irreversible (searah) karena konstanta yang dihasilkan lebih besar dari satu ($K > 1$).

Reaksi 5:

$$\Delta G^\circ_{f(298K)} = \sum \Delta G^\circ_{f(\text{produk})} - \sum \Delta G^\circ_{f(\text{reaktan})}$$

$$= \Delta G^\circ_{f(\text{produk})} - \Delta G^\circ_{f(\text{reaktan})}$$

$$= [(\Delta H^\circ_f \text{C}_{18}\text{H}_{32}\text{O}_2 + \Delta H^\circ_f \text{H}_2\text{O}) - (\Delta H^\circ_f \text{C}_{19}\text{H}_{34}\text{O}_2 + \Delta H^\circ_f \text{CH}_3\text{OH})]$$

$$= [(-94,30) + (227,36) - (0) + (-162,51)]$$

$$= -29,45 \text{ kJ/mol}$$

$$\ln K_{(298)} = \left| \frac{-\Delta G_{298r}}{R \cdot T} \right|$$

$$\ln K_{(298)} = \left| \frac{-(-29,45)}{0,008314 \times 298} \right|$$

$$\ln K_{(298)} = 12,1496$$

Untuk mengetahui arah reaksi (reversible/irreversible) dapat ditentukan dengan cara menghitung besarnya konstanta kesetimbangan pada suhu operasi 340°C (613 K) menggunakan persamaan (15.17) dari Van Ness (1997) sebagai berikut.

$$\ln\left(\frac{K}{K(298)}\right) = -\frac{\Delta H_{298K}}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{Ref}}\right)$$

$$\ln\left(\frac{K}{K(12,1496)}\right) = -\frac{\Delta H_{298K}}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{Ref}}\right)$$

$$\ln\left(\frac{K}{K(12,1496)}\right) = -\frac{-402,38}{0,008314} \times \left(\frac{1}{613} - \frac{1}{298}\right)$$

$$\left(\frac{K}{K(12,1496)}\right) = 83,4565$$

$$K5 = 1013,9630$$

Dari perhitungan diatas didapatkan konstanta kesetimbangan sebesar 9956,2102. Hal ini dapat dikatakan bahwa reaksi berlangsung secara irreversible (searah) karena konstanta yang dihasilkan lebih besar dari satu ($K > 1$).

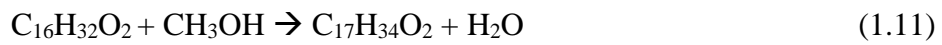
1.4.2 Tinjauan kinetika

Tinjauan secara kinetika bertujuan untuk mengetahui faktor – faktor yang mempengaruhi laju reaksi kimia, yang meliputi ilmu yang mempelajari tentang pengukuran laju reaksi dan variabel – variabel dalam laju reaksi konsentrasi, suhu dan tekanan. Adapun reaksi yang terbentuk sebagai berikut:

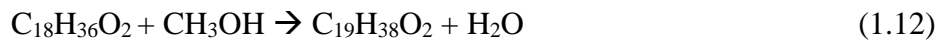
Pada reaksi 1 :



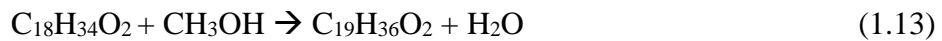
Reaksi 2 :



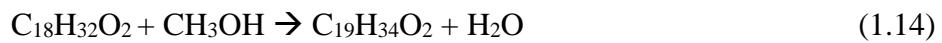
Reaksi 3 :



Reaksi 4 :



Reaksi 5 :



Ditinjau dari segi kinetika reaksi, kecepatan reaksi CPO Parit menjadi Biodiesel adalah reaksi orde 1 semu. Persamaan tersebut dituliskan dalam lampiran A, sehingga nilai k yang didapatkan sebesar :

$$k = 0,0012 \text{ m}^3/\text{Kmol}/\text{jam}$$

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

Tabel 2. 1 Spesifikasi Produk

Nama Produk	Biodiesel (Methyl Ester)
Rumus Molekul	R-COOCH ₃
Berat Molekul	270 kg/kmol
Densitas	0,86 Kg/L
Viskositas	14,152 cP
Fase	Cair
Titik Didih	200° C
Nilai Asam	1 max KOH
Kelarutan	Tidak larut dalam air
BM Impuritis	60 kg/kmol
Angka Setana	46 – 70
Flash Point	130° C
Kapasitas Panas	$1,84 \times 10^2 + 2,9 T - 6,26 \times 10^{-3} T^2 + 5,70 \times 10^{-6} T^3$ J/mol.K dan T pada K
Kemurnian	83,1%
Panas Pembentukan	-169,40 kcal/kmol

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

Tabel 2. 2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

Nama Bahan	CPO Parit	Methanol	Asam Sulfat
Rumus Molekul	$C_3H_5(C_{15}H_{31}COO)_3$	CH_3OH	H_2SO_4
Berat Molekul	311,42	32	H_2SO_4
Densitas (Kg/L)	0,894	0,792	1,833
Fase	Cair	Cair	Cair
Titik Didih		65° C	337° C
Kapasitas Panas (Kcal/kmol)	406,26	19,4	32,2
Panas Pembentukan	-488,83	-51,48	-175,04
Warna	Kuning	Tidak berwarna	Tidak berwarna
Kemurnian		99,8%	98%

2.3 Pengendalian Kualitas

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Dalam sistem produksi, pengendalian kualitas pada input sama dengan pengendalian kualitas bahan baku yang digunakan selama proses produksi. Penggunaan bahan baku merupakan salah satu faktor utama yang mempengaruhi proses produksi, dan kualitas produk yang dihasilkan. Sehingga sebelum produksi dimulai, kualitas bahan baku perlu diuji. Evaluasi yang akan digunakan adalah berdasarkan standar yang telah dibuat. Adapun parameter yang diukur yaitu:

- A. Kandungan bahan baku dari CPO Parit
- B. Kadar zat pengotor
- C. Kadar air pada CPO Parit
- D. Kemurnian dari bahan baku CPO Parit, Asam Sulfat, dan Methanol

2.3.2 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas pada produk sangat diperlukan untuk menjaga mutu standar dari produk tersebut. Hal yang dapat dilakukan untuk menghasilkan produk yang berkualitas yaitu dengan cara menjaga mutu dari bahan baku yang digunakan, pengawasan dan juga pengendalian terhadap proses dengan adanya system control. supaya memenuhi permintaan pasar sesuai kualitas yang diinginkan maka sebelum diperjual belikan terlebih dahulu dilakukan uji coba di laboratorium terkait kualitas produk yang dihasilkan.

2.3.3 Pengendalian Proses

Untuk menjaga kualitas produk yang dibuat, pengendalian produksi dilakukan dari bahan baku hingga produk akhir. Pengendalian ini mencakup pengawasan kualitas bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi, dan produk penunjang proses. Semua pengawasan kualitas ini dapat dilakukan baik di laboratorium maupun dengan alat kontrol.

2.3.4 Pengendalian Waktu

Pengendalian waktu dilakukan untuk mendapatkan hasil dengan kualitas yang sangat baik, efisiensi waktu harus diperhitungkan guna mengoptimalkan proses produksi. Sehingga setiap target produksi sesuai dengan waktu yang

diinginkan. Misalnya waktu saat produksi, optimasi waktu penyimpanan bahan baku atau produk dan perawatan.

2.3.5 Pengendalian Bahan Proses

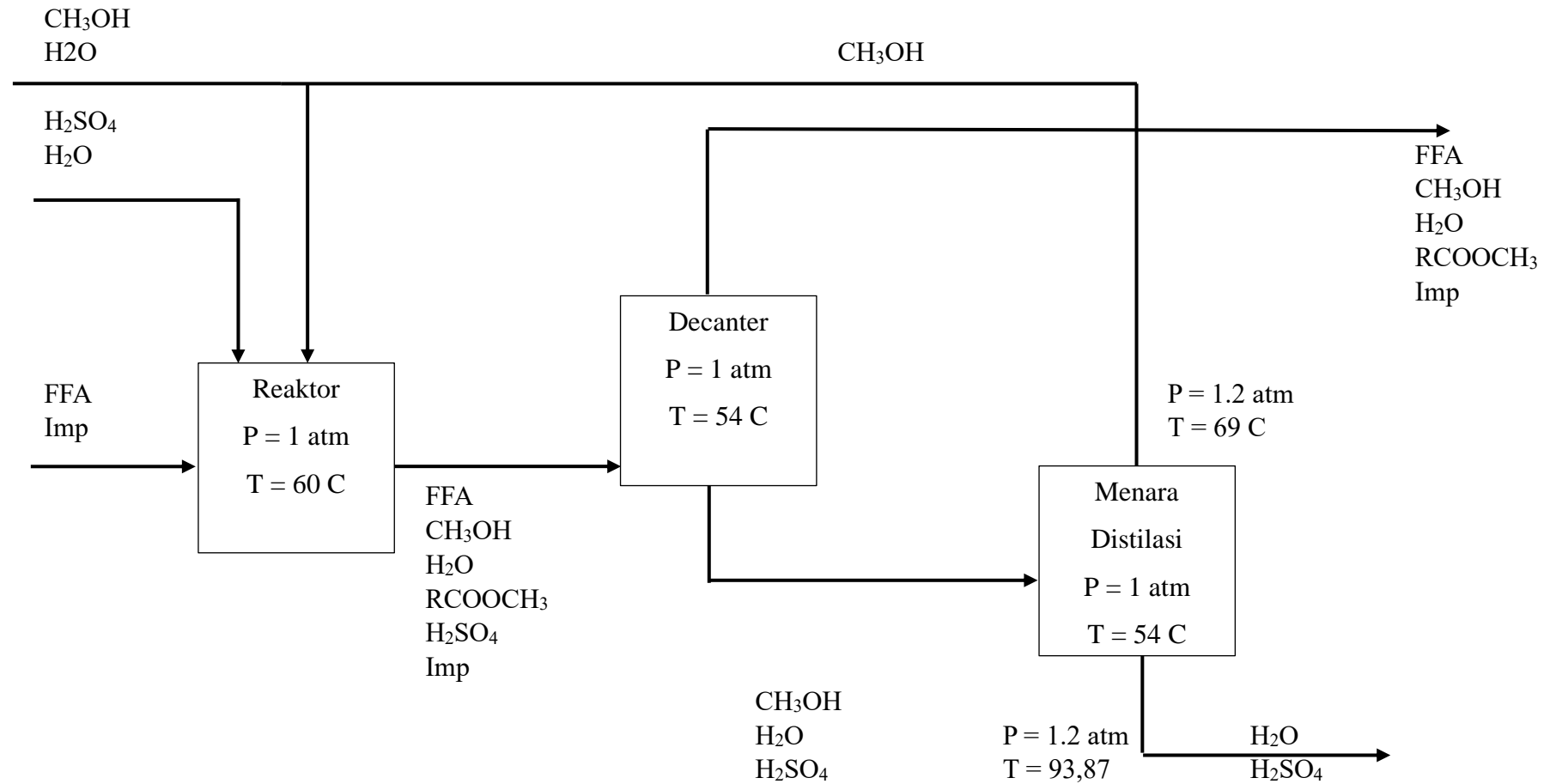
Bahan baku yang memenuhi kebutuhan proses diperlukan untuk mencapai kapasitas produksi yang diinginkan. Pengendalian bahan proses sangat penting untuk menghindari kekurangan selama proses produksi berjalan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

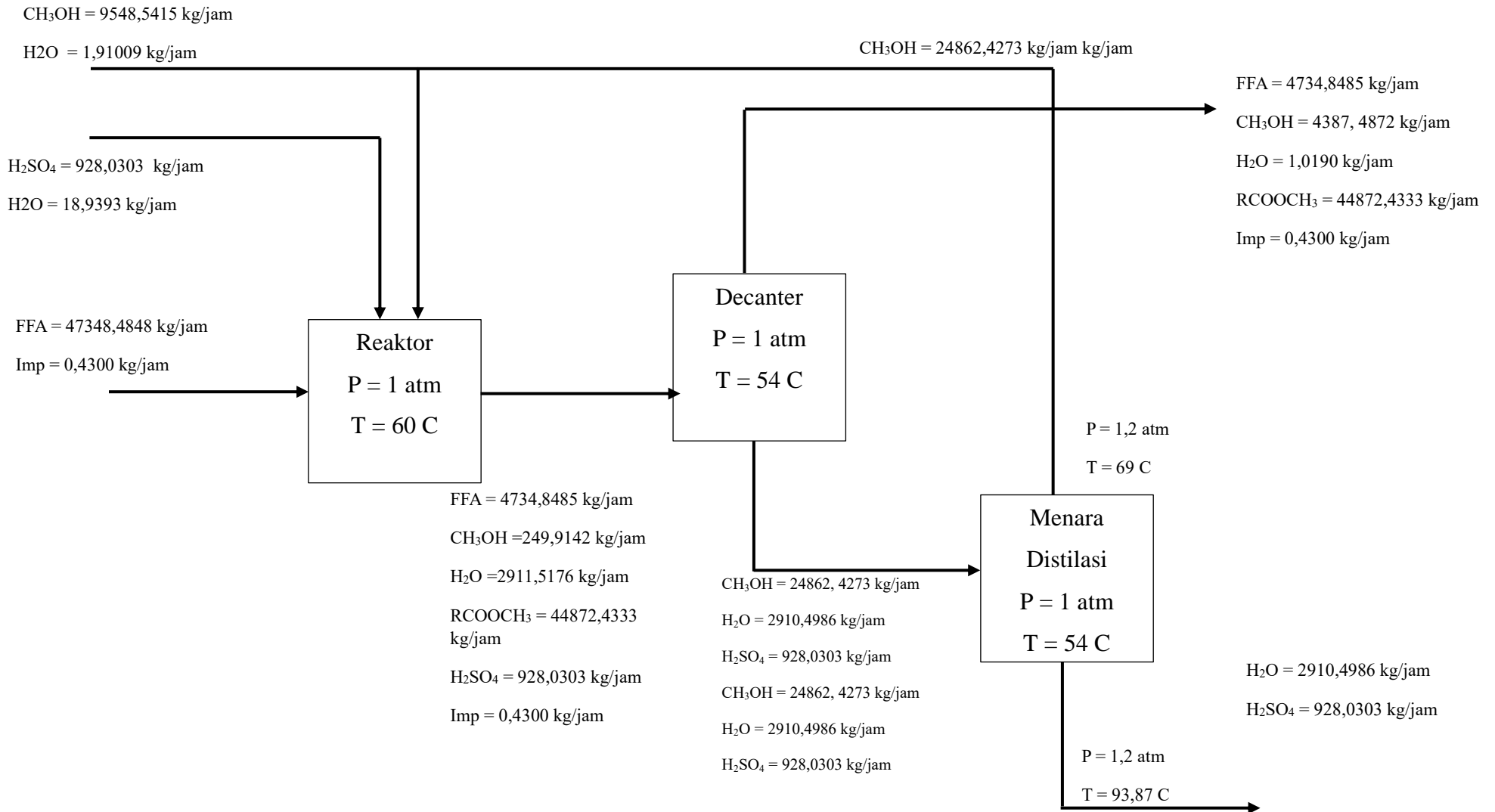
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3. 1 Diagram kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Pada proses pengolahan Biodiesel ini menggunakan proses esterifikasi dengan menggunakan bahan baku CPO Parit, methanol dan menggunakan katalis asam sulfat (H_2SO_4). Kinerja katalis Asam sulfat (H_2SO_4) dalam reaksi esterifikasi sebagai katalisator positif karena berfungsi untuk mempercepat reaksi esterifikasi yang berjalan lambat.

Proses pembuatan biodiesel terbagi menjadi 2 tahap yaitu:

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap reaksi

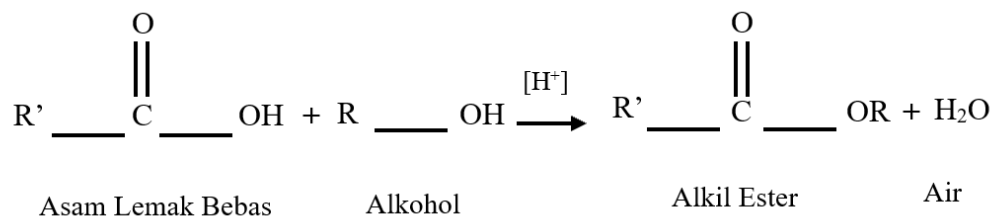
3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Sebelum melakukan reaksi esterifikasi CPO Parit yang disimpan pada suhu 30 C dengan 1 atm di T -0 dipanaskan kedalam HE -0 hingga mencapai 60 C lalu beraksi didalam reaktor (R -01). Kemudian bahan baku metanol (T -01) dan H_2SO_4 (T -03) cair dari tangki penyimpanan bahan baku yang disimpan pada suhu 30 C dan tekanan 1 atm dicampurkan terlebih dahulu didalam *mixer* (M -01). Kemudian kedua bahan diumpankan kedalam reaktor 1 (R -01) untuk direaksikan

3.2.2 Tahap Reaksi

CPO Parit dengan Metanol dan H_2SO_4 direaksikan pada suhu 60 C dan tekanan 1 atm didalam RATB dengan kondisi operasi adiabatik. Reaksi ini bolak-balik sehingga konversi asam lemak menjadi produk dipengaruhi oleh keseimbangan reaksi. Oleh karena itu, untuk mendapatkan jumlah produk yang tinggi, diperlukan jumlah metanol yang berlebih pula. Dalam pencampuran ini,

asam lemak bebas akan bereaksi dengan methanol membentuk ester. Pencampuran ini menggunakan rasio molar antara FFA dan Metanol yaitu 1 : 10, dengan katalis asam sulfat yang digunakan adalah 5% dari FFA. Dengan kemurnian metanol 99,8% (Bioresource Technology,2010). Reaksi berlangsung selama 1,347 jam dengan konversi 97%. (Sumber : Bioresource Technology, 2010).



Gambar 3. 3 Reaksi pembuatan biodiesel

3.3 Spesifikasi Alat / Mesin Produk

Spesifikasi alat pada pabrik biodiesel dirancang dengan beberapa pertimbangan efisiensi dan optimasi proses. Adapun spesifikasi masing-masing alat yang digunakan pada pabrik biodiesel dari CPO Parit:

3.3.1 Spesifikasi Alat Proses

Tabel 3. 1 Tangki Penyimpanan Bahan Baku

Spesifikasi	Tangki Methanol	Tangki CPO Parit	Tangki Asam Sulfat
Kode alat	T-01	T-02	T-03
Fungsi	Menyimpan Methanol	Menyimpan CPO Parit	Menyimpan Asam sulfat
Jenis	Silinder Tegak	Silinder Tegak	Silinder Tegak
Bahan	<i>Stainless steel 316</i>	<i>Stainless steel 316</i>	<i>Stainless steel 316</i>
Fasa	Cair	Cair	Cair
Kondisi Operasi			
Tekanan	1	1	1
Suhu	30	30	30
Dimensi			
Diameter (m)	21,3360	21,3360	6,0960
Tinggi (m)	9,1440	9,1140	3,6576
Tebal <i>shell</i> (in)	3,25	3,75	1
Tinggi <i>head</i> (in)	149,900	151,295	43,471
Tebal <i>head</i> (in)	2,911	3,490	1
Jumlah	1	1	1
Harga		\$ 3.436.554	\$ 251.551

Tabel 3. 2 Tangki Penyimpanan Produk

Spesifikasi	Tangki Biodiesel
Kode alat	T-04
Fungsi	Menyimpan Biodiesel
Jenis	Silinder Tegak
Bahan	<i>Stainless steel 316</i>
Fasa	Cair
Kondisi Operasi	
Tekanan	1
Suhu	30
Dimensi	
Diameter (m)	24,3840
Tinggi (m)	14,6304
Tebal <i>shell</i> (in)	4
Tinggi <i>head</i> (in)	174,813
Tebal <i>head</i> (in)	6
Jumlah	2
Harga	\$ 17.784.700

Tabel 3. 3 Pompa

Spesifikasi	Pompa 1	Pompa 2	Pompa 3	Pompa 4	Pompa 5
Kode alat	P -01	P -02	P -03	P -04	P -05
Fungsi	Mengalirkan bahan baku methanol dari tangki penyimpanan menuju mixer	Mengalirkan bahan baku Asam sulfat dari tangki penyimpanan menuju mixer	Mengalirkan bahan baku CPO Parit dari tangki penyimpanan menuju reaktor	Mengalirkan hasil keluaran mixer menuju reaktor	Mengalirkan hasil reaktor menuju decanter
Jenis	<i>Centrifugal</i>	<i>Centrifugal</i>	<i>Centrifugal</i>	<i>Centrifugal</i>	<i>Centrifugal</i>
Bahan	<i>Stainless steel 316</i>	<i>Stainless steel 316</i>	<i>Stainless steel 316</i>	<i>Stainless steel 316</i>	<i>Stainless steel 316</i>
Kapasitas (gpm)	232,3516	4,7298	273.3938	229,5041	527,4218
Head pompa (m)	3,4620	3,1739	14,3900		4,4482
IPS (in)	8,63	1,90	8,63	8,63	12,75
BHP (hP)	0,5524	0,0228	2,9867		1,6263
Daya motor pompa (hP)	1,3059	0,1422	7,0275	10	3,3054
OD (in)	8,625	1,9	8,625	8,625	12,75
ID (in)	7,981	1,61	7,981	7,981	12,09
Sch.No	40	40	40	40	40
Flow area (in ²)	50	2,04	50	50	115
Jumlah	1	1	1	1	1
Harga		\$ 6.588	\$ 13.535	\$ 13.535	\$ 18.207

Tabel 3. 4 Pompa

Spesifikasi	Pompa 6	Pompa 7	Pompa 8	Pompa 9
Kode alat	P -06	P -07	P -08	P -09
Fungsi	Mengalirkan hasil bawah decanter menuju menara distilasi	Mengalirkan hasil atas decanter menuju tangki penyimpanan biodiesel	Mengalirkan hasil atas menara distilasi menuju reaktor	Mengalirkan bahan baku methanol dari tangki penyimpanan menuju mixer
Jenis	<i>Centrifugal</i>	<i>Centrifugal</i>	<i>Centrifugal</i>	<i>Centrifugal</i>
Bahan	<i>Stainless steel 316</i>	<i>Stainless steel 316</i>	<i>Stainless steel 316</i>	<i>Stainless steel 316</i>
Kapasitas (gpm)	18,6238	341,0844	172,911	0,0415
Head pompa (m)	20,5079	10,6736	6,1517	1,0419
IPS (in)	3,50	10,75	8,63	2,47
BHP (hP)	0,4080	2,5264	0,6706	0,0207
Daya motor pompa (hP)	2,6187	5,2481	1,6690	4,7900
OD (in)	3,5	10,75	8,625	2,469
ID (in)	3,068	10,02	7,981	4,79
Sch.No	40	40	40	40
Flow area (in ²)	7,38	78,80	50	4,79
Jumlah	1	1	1	1
Harga	\$ 10.301	\$ 15.931	\$ 13.535	\$ 8.504

Tabel 3. 5 Reaktor

Spesifikasi	Reaktor
Kode alat	R -01
Fungsi	
Jenis	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Bahan	<i>Stainless steel 316</i>
Kondisi Operasi	
Tekanan (atm)	1
Suhu (C)	60
Dimensi	
Diameter (ID) (m)	4,559
Tinggi (m)	8,60
Tebal <i>shell</i> (in)	0,750
Bentuk <i>head</i>	<i>Elliptical Dished Head</i>
Tebal <i>head</i> (in)	0,626
Tinggi <i>Head</i> (m)	0,882
Pengaduk	
Jenis	<i>Type marine dengan 3 blade</i>
Diameter (m)	1,52
Jarak pengaduk dari dasar tangki (m)	2355,83
Power pengaduk	150
Jumlah	1
Harga	\$ 1.863.638

Tabel 3. 6 Mixer

Spesifikasi	Mixer
Kode alat	M -01
Fungsi	Mencampurkan Methanol dengan katalis Asam sulfat
Jenis	Tangki berpengaduk
Bahan	<i>Stainless steel 316</i>
Fasa	Cair
Kondisi Operasi	
Tekanan (atm)	1
Suhu (C)	60
Dimensi	
Diameter (m)	4,253
Tinggi (m)	3,159
Tebal <i>shell</i> (in)	0,250
Tebal <i>head</i> (in)	0,313
Pengaduk mixer	
Jenis	<i>Marine propeller</i>

Tabel 3.6...(Lanjutan)

Jumlah <i>baffle</i>	4
Diameter pengaduk	1,42
Jumlah <i>blade</i>	3
Lebar <i>baffle</i>	0,14
Daya motor	15
Harga	\$ 17.784.700

Tabel 3. 7 Menara Distilasi

Spesifikasi	Menara distilasi
Kode alat	MD -01
Fungsi	Memisahkan methanol dan air sebagai produk atas (<i>Recycle</i>)
Jenis	<i>Sieve Plate Distillation Tower</i>
Kondisi Operasi Puncak Menara	
Tekanan (atm)	1.2
Suhu (C)	69
Kondisi Operasi Dasar Menara	
Tekanan (atm)	1.2
Suhu (C)	93,87
Kondisi Operasi Umpan Menara	
Tekanan (atm)	1
Suhu (C)	54
Jumlah plate	
Plate (buah)	15
Jumlah lubang (buah)	42,34
Dimensi	
Tinggi menara (m)	20,4845
Diameter Puncak (m)	0,3732
Tebal Menara	
Tebal <i>shell</i> (in)	0,1331
Tebal <i>head</i> (in)	0,1385
Tinggi <i>head</i> (in)	4,7688
Ukuran Pipa	
Pipa pemasukan umpan (in)	ID : 3 OD : 3,5
Pipa pemasukan <i>reflux</i> (in)	ID : 3 OD : 3,5
Pipa pemasukan Vapor reboiler (in)	ID : 8 OD : 8,625
Pipa pengeluran Uap puncak (in)	ID : 8 OD : 8,625
Pipa pengeluaran dasar (in)	ID : 1,049 OD : 1,320

Tabel 3.7...(Lanjutan)

Jumlah	1
Harga	\$ 564.314

Tabel 3. 8 Reboiler

Spesifikasi	Reboiler
Kode alat	RB -01
Fungsi	Menguapkan sebagian hasil bawah MD -01
Jenis	Double pipe heat exchanger
Dimensi (<i>Shell</i>)	
ID	1,38
Digunakan type <i>Tube</i>	
OD	2,38
ID	2,067
L	12
Uc	57,8458
Ud	54,6826
Jumlah	1
Harga	\$ 30.700

Tabel 3. 9 Condensor

Spesifikasi	Condensor
Kode alat	CD -01
Fungsi	Mengembunkan uap (hasil atas) menjadi liquid dari MD -01
Jenis	<i>Shell and tube exchanger</i>
Dimensi (<i>Shell</i>)	
ID	37.000 22.200
<i>Tube</i>	
OD	1
ID	0,9020
BWG	18
Luas transfer panas	Tube : 0,2413 Shell : 0,0000008
Uc	305,4337
Ud	147,6378
Rd	0,0034
Jumlah	1
Harga	\$ 476.870

Tabel 3. 10 Cooler

Spesifikasi	Cooler 1	Cooler 2
Kode alat	CL -01	CL -02
Fungsi	Menurunkan temperatur keluaran reaktor dari 60 C menjadi 54 C untuk diumpankan menuju decanter	Menurunkan temperatur hasil bawah MD dari 93,87 C menjadi 35 C untuk diumpankan menuju UPL
Jenis	<i>Double Pipe Exchanger</i>	<i>Double Pipe Exchanger</i>
Kondisi Operasi		
Fluida panas		
T in (C)	60	93,87
T out (C)	54,7	35
Fluida dingin		
T in (C)	22	25
T out (C)	55	55
Dimensi Cooler		
<i>Inner</i>		
Diameter luar (in)	1,66	1,66
Diameter dalam (in)	1,38	1,38
<i>Pressure drop</i> (psi)	0,0001107	0,00008462
<i>Annulus</i>		
Diameter luar	2,38	2,38
Diameter dalam	2,06	2,06
<i>Pressure drop</i> (psi)	0,00001819	0,000003727
Uc (Btu/hr.ft ² .F)	0,9148	3.8471
Ud (Btu/hr.ft ² .F)	77,1397	94,8993
Rd (Btu/hr.ft ² .F)	1,1060	0,2704
Harga	\$ 51,987	\$ 50.789

Tabel 3. 11 Cooler

Spesifikasi	Cooler 3
Kode alat	CL -03
Fungsi	Menurunkan temperatur hasil akhir (Biodiesel) dari 54,7 C menjadi 30 C
Jenis	<i>Shell and Tube Exchanger</i>
Kondisi Operasi	
Fluida panas	
T in (C)	54,7
T out (C)	30

Tabel 3.11...(Lanjutan)

Fluida dingin	
T in (C)	25
T out (C)	50
Dimensi Cooler	
Jenis Tube	$\frac{3}{4}$ in. OD tubes on 1-in triangular pitch
Shell side	Heavy Organic
IDs (in)	0,902
Baffle space (in)	7,2
Tube side	Water
BWG	18
Jumlah passed (N)	2
Jumlah tube (Nt)	1206
Area per tube (A't)(in ²)	0,1963
Jumlah	1
Harga	\$ 489.926

Tabel 3. 12 Heat Exchanger

Spesifikasi	Heat Exchanger	Heat Exchanger
Kode alat	HE -01	HE -01
Fungsi	Memanaskan fluida dari 30 C menjadi 60 C dari mixer menuju reaktor	Memanaskan fluida dari 30 C menjadi 60 C dari tangki penyimpanan (T-02) Menuju reaktor
Jenis	Double Pipe Exchanger	Double Pipe Exchanger
Kondisi Operasi		
Tube		
T in (C)	100	200
T out (C)	100	100
Annulus		
T in (C)	30	30
T out (C)	60	60
Mechanical Design		
Panjang (ft)	15	15
Hairpin (buah)	15	15
OD (in)	Tube : 1,66 Annulus : 2,38	Tube : 1,66 Annulus : 2,38
ID (in)	Tube : 1,38 Annulus : 2,0670	Tube : 1,38 Annulus : 2,0670
Pressure drop (Psi)	Tube : 0,3834 Annulus : 7,7479	Tube : 1,0549 Annulus : 0,0006162

Tabel 3.12...(Lanjutan)

Rd (Btu/hr.ft ² .F)	0,2721	0,5497
Harga	\$ 49.471	\$ 6.947

Tabel 3. 13 Accumulator

Spesifikasi	Acuumulator
Kode alat	ACC
Fungsi	Menampung keluaran kondensor pada MD
Jenis	<i>Tangki silinder horizontal</i>
Bahan	<i>Stainless steel 316</i>
Kondisi Operasi	
Tekanan (atm)	1,2
Suhu (C)	68,99
Kapasitas tangki	407,408
Diameter tangki	1,1033
Panjang tangki	79,6374
Jumlah	1
Harga	\$ 8.504

Tabel 3. 14 Decanter

Spesifikasi	Decanter
Kode alat	DC-01
Fungsi	Memisahkan fase ringan yang berupa minyak dan fase berat berupa larutan
Jenis	<i>Tangki silinder horizontal</i>
Bahan	<i>Stainless steel 316</i>
Kondisi Operasi	
Tekanan (atm)	1
Suhu (C)	54
Dimensi	
Diameter	2,273
Tinggi	4,426
Tebal <i>shell</i>	0,250
Tebal <i>head</i>	0,250
Harga	\$ 476.908

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3. 15 Neraca Massa Total

Komponen	Input (kg/jam)	Output(kg/jam)	
	Umpan (kg/jam)	Limbah (kg/jam)	Produk (kg/jam)
C ₁₅ H ₃₀ O ₂			9046,0526
C ₁₇ H ₃₄ O ₂			8988,8139
C ₁₉ H ₃₈ O ₂			8942,8617
C ₁₉ H ₃₆ O ₂			8945,8413
C ₁₉ H ₃₄ O ₂			8948,8636
H ₂ O		2903,1510	1.0164
H ₂ SO ₄	1635,3649	1635,3639	
CH ₃ OH	34419,7627		29256,7983
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	9496,6969		946,9696
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	9496,6969		946,9696
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	9496,6969		946,9696
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	9496,6969		946,9696
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	9496,6969		946,9696
Imp	0,4300		0,4300
Sub total	83404,0425	4538,5159	78865,5266
Total	83404,0425		83404,0425

3.4.2 Neraca Massa Reaktor

Tabel 3. 16 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input (kg/jam)		Output(kg/jam)	
	Arus 1		Arus 2	
C ₁₅ H ₃₀ O ₂			9046,0526	
C ₁₇ H ₃₄ O ₂			8988,8139	
C ₁₉ H ₃₈ O ₂			8942,8617	
C ₁₉ H ₃₆ O ₂			8945,8413	
C ₁₉ H ₃₄ O ₂			8948,8636	
H ₂ O			2904,1674	
H ₂ SO ₄	1635,3649		1635,3649	
CH ₃ OH	34419,7627		29256,7983	
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	9496,6969		946,9696	
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	9496,6969		946,9696	
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	9496,6969		946,9696	
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	9496,6969		946,9696	
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	9496,6969		946,9696	
Imp	0,43		0,43	
Total	83404,0425		83404,0425	

3.4.3 Neraca Massa Decanter

Tabel 3. 17 Neraca Massa Decanter

Komponen	Input (kg/jam)	Output(kg/jam)	
	Arus 2	Arus 3	Arus 4
C ₁₅ H ₃₀ O ₂	9046,0526	9046,0526	
C ₁₇ H ₃₄ O ₂	8988,8139	8988,8139	
C ₁₉ H ₃₈ O ₂	8942,8617	8942,8617	
C ₁₉ H ₃₆ O ₂	8945,8413	8945,8413	
C ₁₉ H ₃₄ O ₂	8948,8636	8948,8636	
H ₂ O	2904,1674	1,0164	2903,1510
H ₂ SO ₄	1635,3649		1635,3649
CH ₃ OH	29256,7983	4388,5197	24868,2786
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	946,9696	946,9696	
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	946,9696	946,9696	
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	946,9696	946,9696	
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	946,9696	946,9696	
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	946,9696	946,9696	
Imp	0,43	0,43	
Sub Total	83404,0425	53997,2480	29406,7946
Total	83404,0425	83404,0425	

3.4.4 Neraca Massa Menara Distilasi

Tabel 3. 18 Neraca Massa Menara Distilasi

Komponen	Input (kg/jam)	Output(kg/jam)	
	Arus 2	Arus 3	Arus 4
C ₁₅ H ₃₀ O ₂			
C ₁₇ H ₃₄ O ₂			
C ₁₉ H ₃₈ O ₂			
C ₁₉ H ₃₆ O ₂			
C ₁₉ H ₃₄ O ₂			
H ₂ O	2903,1510		
H ₂ SO ₄	1635,3649		2903,1510
CH ₃ OH	24868,2786	24868,2786	1635,3649
C ₁₄ H ₂₈ O ₂			
C ₁₆ H ₃₂ O ₂			
C ₁₈ H ₃₆ O ₂			
C ₁₈ H ₃₄ O ₂			
C ₁₈ H ₃₂ O ₂			
Imp			
Sub Total	29406,7946	24868,2786	4538,5159
Total	29406,7946	29406,7946	

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Necara Panas Reaktor

Tabel 3. 19 Neraca Panas Reaktor

Komponen	Energi Masuk (kj/jam)	Energi Keluar (kj/jam)
Q ₁	819811952,6115	
Q ₂		6047162,1565
Q _{reaksi}	158889261,5640	
Q _{pendingin}		829654052,0191
Total	835701214,1756	835701214,1756

3.5.2 Neraca Panas Decanter

Tabel 3. 20 Neraca Panas Decanter

Komponen	Energi Masuk (kj/jam)	Energi Keluar (kj/jam)
Q ₁	15715498,5968	
Q ₂		15715498,5968
Total	15715498,5968	15715498,5968

3.5.3 Neraca Panas Menara Distilasi

Tabel 3. 21 Neraca Panas Menara Distilasi

Komponen	Energi Masuk (kj/jam)	Energi Keluar (kj/jam)
ΔH Umpan	3172456,3923	
ΔH Distilat		2522314,9609
ΔH Condensor		48892855,4664
ΔH Bottom		613499,1486
ΔH Reboiler	48856213,1836	
Total	52028669,5760	52028669,5760

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik merupakan salah satu faktor terpenting dalam pendirian pabrik untuk kelangsungan operasional pabrik. Banyak pertimbangan untuk menentukan lokasi pendirian pabrik, antara lain: lokasi pabrik dengan sumber bahan baku, bahan penunjang, lokasi pabrik dan pasar dukungan, transportasi, tenaga kerja, kondisi sosial dan kesempatan pengembangan di masa depan.

Pabrik Biodiesel dari CPO Parit ini direncanakan akan didirikan di Kutai Kartanegara, Kalimantan Timur. Berikut merupakan factor-faktor untuk memntukan lokasi pabrik:

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor primer sangat berpengaruh dalam penentuan lokasi pabrik dan kelancaran proses produksi pabrik. Faktor-primer tersebut yaitu:

A. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan pada pabrik biodiesel dari CPO parit ini merukan limbah cair atau biasa disebut juga *Sludge Palm Oil* (SPO) dari proses pengolahan CPO (*Crude Palm Oil*) dari pabrik minyak kelapa sawit. Pabrik biodiesel ini direncanakan untuk bekerjasama dengan pabrik minyak kelapa sawit yang berada disekitar lokasi pabrik, dengan demikian pabrik biodiesel ini

tidak memerlukan untuk mengeluarkan biaya untuk memperoleh bahan baku. Adapun nantinya sumber bahan baku CPO ini direncanakan berasal dari pabrik minyak kelapa sawit yang berada tidak jauh dari lokasi pendirian pabrik yaitu PT. Sawit Kaltim Lestari, PT. CAP, PT. Karya Teknik Plantation. Penentuan sumber pabrik minyak kelapa sawit nantinya akan disesuaikan oleh kapasitas pabrik yang dijalankan.

B. Pemasaran

Permintaan biodiesel terus meningkat setiap tahunnya meningkatnya jumlah kendaraan bermotor dan mesin industri yang berada di sekitar wilayah Kutai Kartanegara dan sekitar Provinsi Kalimantan Timur yang menggunakan bahan bakar solar dapat dicampur dengan biodiesel dalam proporsi tertentu.

C. Transportasi

Sarana transportasi yang dapat digunakan untuk pembelian bahan baku dan pendistribusian produk dapat melalui jalur darat dan jalur laut. Jarak dimana pabrik akan diberdirikan dengan pelabuhan yaitu sekitar 110 km.

D. Kondisi Iklim dan Cuaca

Iklim di sekitar area pabrik relatif stabil. Kelembaban udara, intensitas panas matahari, curah hujan dan angin serta kondisi tanah di area pabrik cukup baik sehingga dapat mempengaruhi produksi serta menjadi faktor pendukung bagi karyawan untuk bekerja lebih baik dengan situasi lingkungan yang baik.

E. Sumber Air

Air merupakan unsur yang sangat penting dalam suatu industry. Air yang digunakan dan dibutuhkan untuk proses tersebut berasal dari Sungai Mahakam untuk proses domestik, utilitas dan kebutuhan.

F. Sumber Listrik

Bahan bakar dan listrik merupakan factor yang sangat penting dalam berjalannya suatu pabrik. Pembangkit listrik yang utama diperoleh dari PLN (Perusahaan Listrik Negara).

G. Ketersediaan Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan modal utama untuk mendirikan suatu pabrik, dengan demikian diperlukan tenaga kerja yang bekerja produktif dari berbagai tingkatan, baik pekerja yang sudah terlatih ataupun yang belum terlatih. Lokasi pabrik sangat strategis sehingga mudah mendapatkan tenaga kerja yang cukup besar.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor-faktor sekunder yang berpengaruh pada pemilihan lokasi dan proses produksi pabrik, yaitu:

A. Perluasan Area Pabrik

Perluasan area pabrik dan penambahn bangunan di masa yang akan mendatang sudah harus ada pada pertimbangan saat perencanaan Pembangunan pabrik. Sehingga sudah mempersiapkan area khusus yang nantinya sebagai perluasan pabrik jika akan ada penambahan alat untuk penambahan kapasitas. Lokasi pabrik yang dipilih harus tidak berada di area

yang jauh dari Kawasan padat penduduk, sehingga jika adanya perluasan area pabrik tidak mengganggu aktivitas dan pemukiman penduduk di sekitar pabrik yang berdiri.

B. Perijinan

Lokasi pendirian pabrik dipilih di Kawasan khusus industry, jadi mempermudah perijinan pendirian pabrik. Pemilihan tata letak pabrik merupakan bagian penting pada proses pendirian pabrik. Pemerintah daerah Kalimantan Timur memiliki kebijakan untuk memajukan dan mengembangkan daerahnya, sehingga dengan adanya pembangunan pabrik diharapkan membuat Masyarakat dan daerahnya semakin berkembang dan sejahtera.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik merupakan tempat berdirinya dari bagian-bagian pabrik yang terdiri tempat kerja karyawan, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, tempat peralatan, dan sarana lain seperti taman, tempat parkir dan utilitas. Tujuan dari tata letak pabrik yaitu untuk meminimalkan biaya dan meningkatkan efisiensi dalam area kerja dan produksi sehingga dapat membuat pabrik berjalan dengan efektif dan efisien. Penempatan tata letak pabrik harus seefisien mungkin baik dari segi fungsi maupun ekonomi agar dapat memperkirakan biaya secara akurat sebelum mendirikan pabrik serta pabrik dapat berjalan maksimal. Berikut faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam membuat tata letak pabrik:

- A. Urutan pada proses produksi.
- B. Perluasan lokasi baru yang dikembangkan di masa yang akan datang.

- C. Penyaluran ekonomis pada bahan baku, pengadaan air, steam proses dan tenaga listrik.
- D. Perawatan dan perbaikan pabrik.
- E. Kepuasan dan keselamatan kerja sehingga memberikan suasana kerja 99 yang nyaman, aman, tertib dan rapi sehingga kinerja menjadi lebih baik.
- F. Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan, dan konstruksinya yang memenuhi syarat.
- G. Service area, seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah, dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.
- H. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses/mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya tinggi.
- I. Masalah tempat pembuangan limbah cair.

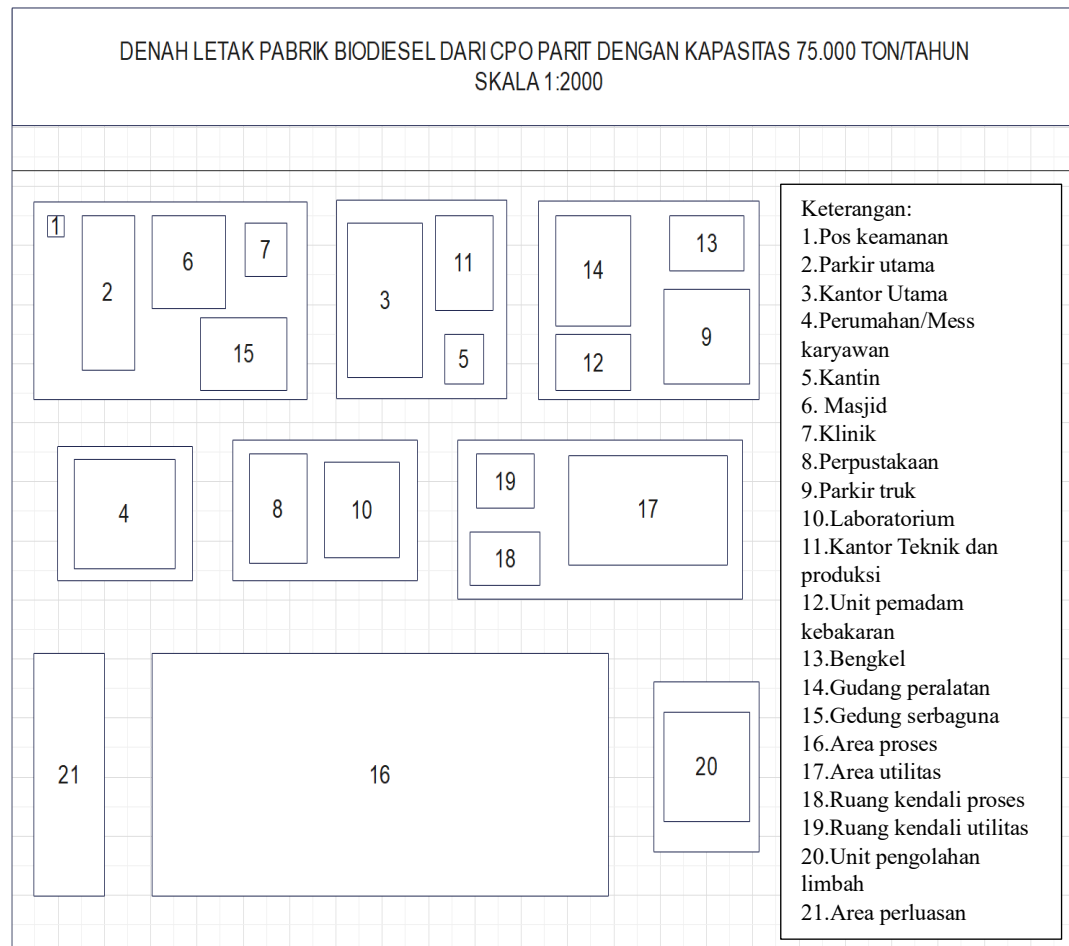
Perincian luas tanah dan bangunan Pabrik Biodiesel dari CPO Parit dapat dilihat pada tabel 4.1.

Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

No	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Pos keamanan	6	6	36
2	Parkir utama	12	45	540
3	Kantor utama	20	45	900
4	Perumahan/mess karyawan	35	25	875
5	Kantin	10	10	100
6	Masjid	20	20	400
7	Klinik	10	10	100
8	Perpustakaan	15	30	450
9	Parkir truk	25	20	500
10	Laboratorium	20	20	400
11	Kantor teknik dan produksi	15	20	300

Tabel 4. 1 ... (lanjutan)

12	Unit pemadam kebakaran	20	15	300
13	Bengkel	20	15	300
14	Gudang peralatan	20	30	600
15	Gedung serbaguna	30	15	600
16	Area proses	185	60	11100
17	Area utilitas	50	30	1500
18	Ruang kendali proses	20	10	200
19	Ruang kendali utilitas	15	10	150
20	Unit pengolahan limbah	25	15	375
21	Area Perluasan	19	60	750
22	Jalan	40	75	3000
	Luas Bangunan			19075
	Luas Tanah			23716
Total				23716



Gambar 4. 1 Tata Letak Pabrik

4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (Machines Layout)

Konstruksi yang ekonomis dan operasi yang efisien dari suatu unit proses tergantung kepada bagaimana peralatan proses itu disusun. Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penempatan tata letak alat proses yaitu:

4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk

Penempatan alat proses yang dirancang sesuai dengan alur proses memberikan keuntungan ekonomi yang besar, serta menunjang keamanan dan kelancaran produksi.

4.3.2 Aliran Udara

Pada area proses sirkulasi udara dan gas buang harus dipastikan lancar. Lancarnya sirkulasi udara dapat menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja. Selain itu, arah hembusan angin juga perlu menjadi perhatian.

4.3.3 Pencahayaan

Sistem pencahayaan pada seluruh area pabrik harus sesuai dengan standar pabrik, yang terpenting yaitu pada tempat-tempat yang memiliki resiko tinggi atau berbahaya pencahayaannya perlu dijaga supaya tidak terjadi percikan atau ledakan pada pencahayaan pada tempat-tempat proses tersebut berlangsung. Tujuan dari hal tersebut yaitu untuk meminimalisir kemungkinan terjadinya kecelakaan pabrik.

4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Pada perencanaan tata letak alat proses sangat perlu diperhatikan, supaya jika terjadi gangguan pada alat proses pekerja dapat mencapai seluruh alat proses

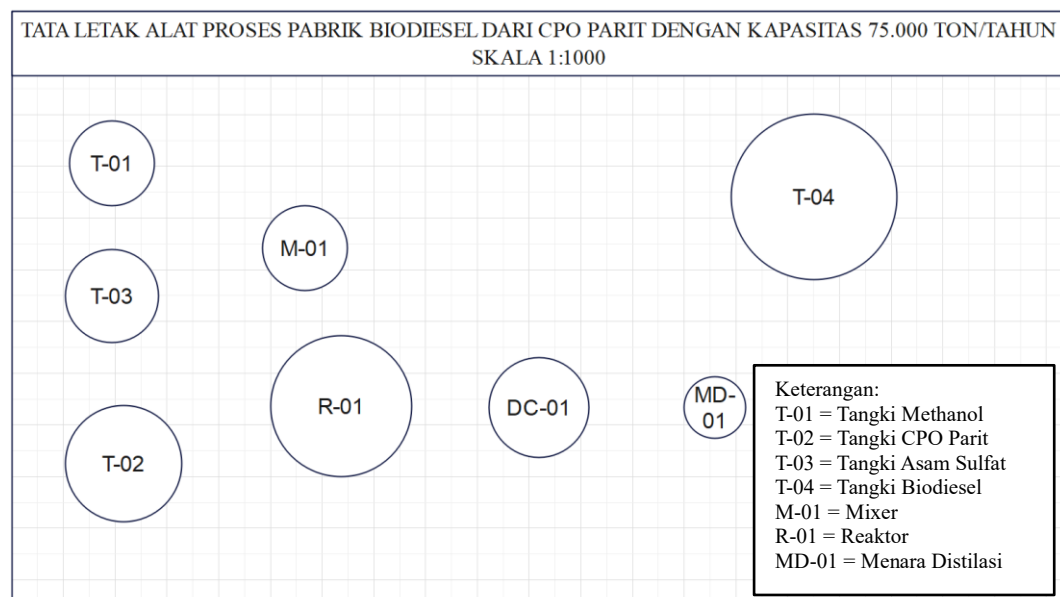
dengan cepat dan segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugas perlu diprioritaskan.

4.3.5 Pertimbangan Ekonomi

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

4.3.6 Jarak Antar Alat Proses

Jarak alat proses yang memiliki suhu dan tekanan yang tinggi perlu dipisahkan dari alat proses yang lain. Hal tersebut bertujuan untuk jika adanya kebakaran atau ledakan pada alat proses tidak membahayakan alat-alat lainnya.



Gambar 4. 2 Tata Letak Alat Proses

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Perusahaan

Dalam menjalankan Pabrik Biodiesel dari CPO Parit diperlukan manajemen yang baik, dengan demikian diperlukan struktur organisasi yang terstruktur sehingga pembagian tugas dan tanggung jawab berjalan dengan baik dan benar. Pabrik dengan kapasitas 75.000 ton/tahun yang akan didirikan direncanakan akan berbentuk PT (Perseroan Terbatas). Menurut UU Nomor 40 Tahun 2007 Perseroan Terbatas (PT) merupakan suatu badan usaha berbentuk hukum yang didirikan atas perjanjian dan kegiatan usaha dilakukan dengan modal dasar yang dibagi pada saham atau dapat disebut juga persekutuan modal. Saham merupakan surat berharga yang diterbitkan oleh PT atau Perusahaan yang dimiliki oleh pemegang saham sebagai bentuk kepemilikan sebagai usaha dengan ikut serta modal deposito. Dalam Perusahaan berbentuk PT, pemegang saham hanya memiliki tanggung jawab untuk menyetor jumlah total yang ditentukan pada masing-masing saham. Alasan dalam pemilihan perusahaan dalam bentuk Perseroan Terbatas (PT) yaitu:

- A. Modal mudah didapatkan dengan menjual saham (surat berharga Perusahaan).
- B. Tanggung jawab dalam pemegang saham terbatas, dengan demikian kelancaran produksi dipegang pemimpin struktural dalam Perusahaan.
- C. Lapangan usaha yang lebih luas.
- D. Kelangsungan hidup perusahaan terjamin karena tidak terpengaruh pemberhentian pemegang saham, direktur dan karyawan atau pegawainya Perusahaan.

- E. Pengurus dan pemilik Perusahaan merupakan orang yang berbeda, yang mana pengurus Perusahaan merupakan direksi dan jajarannya yang diawasi Dewan Komisaris, sedangkan pemilik Perusahaan merupakan pemegang saham.
- F. Efisiensi dari manajemen Perusahaan yang mana pemegang saham dapat memilih orang yang dijadikan dewan komisaris dan direktur yang ahli dan berpengalaman.

Ciri-ciri Perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas (PT), yaitu:

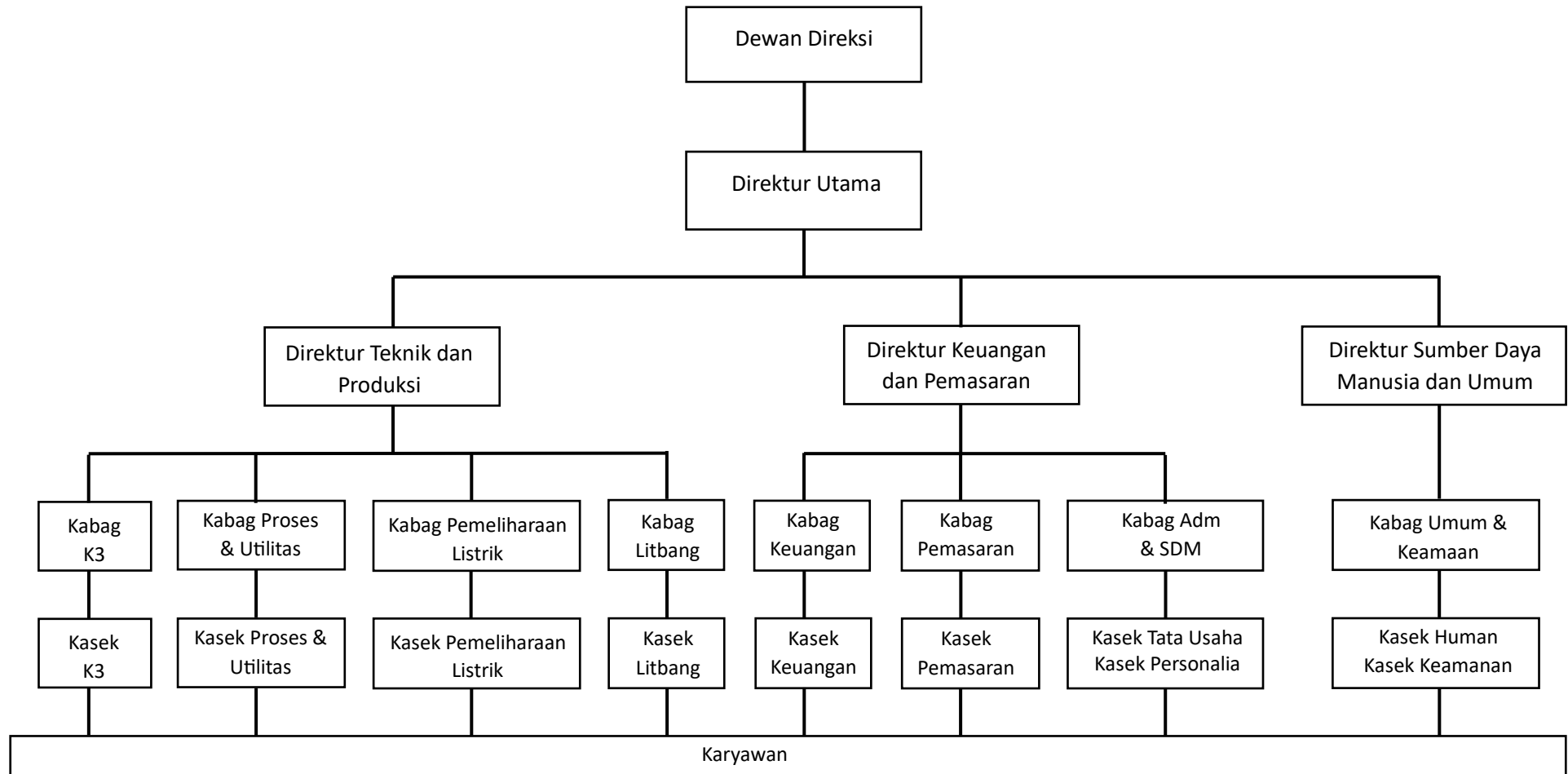
- A. Pemegang saham merupakan pemilik Perusahaan
- B. Direksi merupakan pemimpin perusahaan yang dipilih oleh pemegang saham.
- C. Pendirian Perusahaan dilakukan menggunakan akta notaris yang berdasarkan pada kitab Undang-Undang hukum dagang.
- D. Modal ditentukan pada saham-saham dan akta pendirian
- E. Pengelolaan sumber daya manusia secara keseluruhan diserahkan kepada direksi dengan tetap memperhatikan Undang-undang perburuhan.

4.4.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi sangat diperlukan untuk menjalankan aktivitas yang berada pada perusahaan supaya berjalan secara efektif dan efisien. Struktur organisasi yang baik akan membuat masing-masing jabatan dengan mudah memahami masing-masing batasannya. Maka dari itu struktur organisasi pada perusahaan dapat menggambarkan bagian, tugas tanggung jawab, posisi, wewenang, dan kedudukan pada masing-masing jabatan pada perusahaan. Dalam menjalankan garis organisasi dipengaruhi oleh dua kelompok, yaitu:

- A. Sebagai ahli atau garis merupakan orang yang bertugas untuk menjalankan tugas pokok pada organisasi untuk mencapai tujuan.
- B. Sebagai staf merupakan orang yang bertugas dengan keahlian pada dirinya, yang berfungsi sebagai pemberi saran untuk unit operasional.

Pada penjalanan wewenang dan tugas, pemegang saham diwakili oleh Dewan Komisaris. Pada penjalanan tugas perusahaan dilakukan oleh Direktur Utama dengan dibantu beberapa direktur yang berada dibawahnya. Dewan Komisaris dan Direktur utama dipilih melalui Rapat Umum Pemegang Saham oleh pemegang saham. Struktur organisasi pada perusahaan terdapat pada gambar 4.3



Gambar 4. 3 Struktur Organisasi

4.4.3 Tugas dan Wewenang

A. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah pemberi modal perusahaan dengan membeli surat berharga perusahaan (saham). Dapat dikatakan bahwa pemegang saham yaitu orang yang memiliki perusahaan. Tugas dan wewenang dari pemegang saham, yaitu:

1. Memberhentikan dan mengangkat Dewan Komisaris dan Direktur.
2. Mengesahkan hasil neraca perhitungan keuntungan kerugian dan hasil usaha tahunan pada perusahaan
3. Mengadakan Rapat Umum Pemegang Saham yang diadakan minimal satu kali rapat dalam waktu satu tahun

B. Dewan Komisaris

Dewan komisaris adalah yang melaksanakan tugas yang diberikan oleh pemegang saham dan juga bertanggung jawab kepada pemegang saham. Tugas dan wewenang dari Dewan Komisaris, yaitu:

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

C. Direktur Utama

Direktur utama adalah pimpinan tertinggi yang ada pada perusahaan yang memiliki tanggung jawab penuh terhadap jalannya perusahaan kepada Dewan Komisaris. Tugas dan wewenang Direktur Utama yaitu sebagai berikut, yaitu:

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

Direktur Utama membawahi beberapa direktorat, yaitu:

1. Direktorat Teknik dan Produksi

Direktorat Teknik dan Produksi mempunyai tugas dan wewenang untuk merumuskan kebijakan Teknik operasi serta mengawasi kesinambungan operasional pabrik. Direktorat Teknik dan Produksi membawahi beberapa bagian, yaitu Bagian Proses dan Utilitas, Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi, dan Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendali Mutu.

2. Direktorat Keuangan dan Pemasaran

Direktorat keuangan dan Pemasaran mempunyai tugas dan wewenang dalam menyusun dan mengalokasikan anggaran dan pendapatan perusahaan serta melaksanakan kebijakan pemasaran. Direktorat Keuangan dan Pemasaran membawahi beberapa bagian, yaitu Bagian Keuangan dan Bagian Pemasaran.

3. Direktorat Sumber Daya Manusia dan Umum

Direktorat Sumber Daya Manusia dan Umum mempunyai tugas dan wewenang dalam hal yang berhubungan dengan administrasi, humas, keamanan, keselamatan kerja, dan personalia. Direktorat Sumber Daya Manusia dan Umum membawahi beberapa bagian, yaitu Bagian K3 (Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan), Bagian Umum dan Keamanan, dan Bagian Administrasi, dan Sumber Daya Manusia.

D. Kepala Bagian

Kepala Bagian memiliki tanggung jawab kepada direktur utama. Tugas umum dari kepala bagian yaitu mengatur, mengawasi, dan mengkoordinasi pelaksanaan kerja sesuai dengan bidangnya. Kepala bagian terdiri dari:

1. Kepala Proses dan Utilitas

Kepala proses dan utilitas bertugas untuk menjaga dan mengatur kelancaran pada unit proses dan utilitas supaya rate production pabrik tercapai dengan mengatur jalannya proses produksi. Kepala Bagian Proses dan Utilitas membawahi Seksi Proses dan Utilitas.

2. Kepala Bagian Perencanaan dan Pengendalian Pemeliharaan

Kepala Bagian Perencanaan dan Pengendalian Pemeliharaan bertugas untuk menjaga dan mengatur jumlah pasokan Listrik agar selalu mencukupi kebutuhan pabrik serta secara rutin melakukan uji kelayakan terhadap setiap instrumen dalam area pabrik. Kepala Bagian Perencanaan

Dan Pengendalian Pemeliharaan membawahi seksi Pemeliharaan dan bengkel dan seksi listrik dan instrumentasi.

3. Kepala Bagian Teknologi

Kepala Bagian Teknologi bertugas untuk bertanggung jawab dalam penyediaan mesin untuk keberlangsungan proses yang terkait peralatan dan kebutuhan listrik agar produksi berjalan lancar dan mengecek perawatan mesin proses.

4. Kepala Bagian Administrasi Keuangan

Kepala Bagian Administrasi Keuangan bertugas untuk menghitung dan mencatat keluar masuknya dana perusahaan. Kepala Bagian Administrasi Keuangan membawahi seksi keuangan, Pelaporan Keuangan & manajemen dan seksi akuntansi biaya.

5. Kepala Bagian Pengembangan Sumber Daya Manusia

Kepala Bagian Pengembangan Sumber Daya Manusia bertugas untuk menjaga kualitas sumber daya manusia (SDM) yang berada pada perusahaan dengan melakukan pelatihan kerja, sehingga dapat tetap menjaga etos kerja dari setiap pegawai.

6. Kepala Bagian Umum

Kepala Bagian Umum bertugas untuk mengatur kegiatan penunjang dalam perusahaan seperti menjaga kebersihan kantor, keamanan dan lain lain. Kepala Bagian Umum membawahi Seksi Pelayanan Umum, dan Seksi Keamanan.

7. Kepala Bagian IT

Kepala Bagian IT bertugas untuk menjaga dan mengatur aliran informasi dan menjaga kualitas peralatan penunjang dalam pabrik seperti komputer, alat kontrol dan lain lain.

E. Kepala Seksi

1. Kepala Seksi Proses

Memiliki tanggung jawab untuk memastikan dan melaksanakan kelancaran kegiatan produksi.

2. Kepala Seksi Utilitas

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

3. Kepala Seksi Bengkel dan Pemeliharaan

Memiliki tanggung jawab untuk melakukan perawatan, pemeliharaan dan penggantian alat- alat serta fasilitas pendukung proses produksi.

4. Kepala Seksi Listrik dan Instrumental

Memiliki tanggung jawab untuk memastikan ketersediaan energi listrik dan instrumentasi yang dibutuhkan agar proses produksi dapat berjalan dengan baik.

5. Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan

Memiliki tanggung jawab untuk melaksanakan penelitian dan pengembangan perusahaan.

6. Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Memiliki tanggung jawab untuk melaksanakan pengendalian mutu bahan baku, bahan pembantu dan produk.

7. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)

Memiliki tanggung jawab untuk memastikan kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

8. Kepala Seksi Tata Usaha

Memiliki tanggung jawab untuk mengurus kebijakan teknis dibidang administrasi, kesekretariatan, perencanaan dan pelaporan, perlengkapan serta asset perusahaan.

9. Kepala Seksi Personalia

Memiliki tanggung jawab untuk melaksanakan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian dan pengembangan sumber daya manusia.

10. Kepala Seksi Hubungan Masyarakat

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

11. Kepala Seksi Keamanan

Memiliki tanggung jawab untuk menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

4.4.4 Jam Kerja Karyawan

Pabrik Biodiesel dari CPO Parit nantinya akan beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun dan dalam 24 jam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perawatan dan perbaikan. Berdasarkan jam kerja, karyawan pada perusahaan digolongkan menjadi dua golongan karyawan, yaitu:

A. Karyawan *Non Shift*

Karyawan *non shift* merupakan karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk dalam golongan karyawan non shift yaitu direktur, staf ahli, kepala bagian, kepala seksi serta seluruh yang tugasnya berada di kantor. Karyawan non shift dalam satu minggu bekerja selama 5 hari dengan jam kerja sebagai berikut:

Senin-Kamis: 08.00-16.00 WIB (istirahat 12.00-13.00)

Jumat: 08.00-16.00 (istirahat 11.30-13.30)

Sabtu-Minggu: Hari libur, termasuk hari libur nasional

B. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* merupakan karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu pada pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi sehingga tidak dapat ditinggalkan. Yang termasuk dalam golongan karyawan shift yaitu operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang dan bagian utilitas, pengendalian, laboratorium, termasuk petugas keamanan yang menjaga keamanan selama proses produksi berlangsung. Para karyawan akan

bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi menjadi 3 shift dengan pengaturan shift sebagai berikut:

Shift Pagi: 08.00-16.00

Shift Sore: 16.00-00.00

Shift Malam: 00.00-08.00

Jadwal kerja terbagi menjadi empat kelompok dan empat minggu. Pada setiap kelompok kerja mendapatkan libur satu kali dari tiga kali shift. Setiap kelompok mendapatkan giliran 5 hari kerja dan 2 hari libur untuk setiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk. Berikut merupakan jadwal kerja karyawan shift:

Tabel 4. 2 Jadwal Shift Kerja Karyawan

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

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

Keterangan: P = Pagi, S = Siang, M = Malam, L = Libur

4.4.5 Status, Sistem Penggajian, dan Penggolongan Pekerja

A. Jumlah Pekerja

Tabel 4. 3 Jumlah Pekerja

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum	1
3	Direktur Keuangan dan Pemasaran	1
4	Direktur Teknik dan Produksi	1
5	Ka. Bagian Administrasi dan Sumber Daya Manusia	1
6	Ka. Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan	1
7	Ka. Bagian Umum dan Keamanan	1
8	Ka. Bagian Keuangan	1
9	Ka. Bagian Pemasaran	1
10	Ka. Bagian Proses dan Utilitas	1
11	Ka. Bagian Pemeliharaan Listrik dan Instrumental	1
12	Ka. Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu	1
13	Ka. Sek. Personalia	1
14	Ka. Sek. Tata Usaha	1
15	Ka. Sek. Kesehatan, Keselamatan Kerja	1
16	Ka. Sek. Unit Pengolahan Limbah	1
17	Ka. Sek. Hubungan Masyarakat	1
18	Ka. Sek. Keamanan	1
19	Ka. Sek. Proses	1
20	Ka. Sek. Utilitas	1
21	Ka. Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	1
22	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1
23	Ka. Sek. Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1
24	Ka. Sek. Penelitian dan Pengembangan	1
25	Karyawan Personalia	5
26	Karyawan Tata Usaha	5
27	Karyawan Kesehatan, Keselamatan Kerja	5
28	Karyawan Unit Pengolahan Limbah	5
29	Karyawan Hubungan Masyarakat	4
30	Karyawan Keamanan	10
31	Karyawan Proses	7
32	Karyawan Utilitas	4
33	Karyawan Pemeliharaan dan Bengkel	5
34	Karyawan Listrik dan Instrumentasi	5
35	Karyawan Laboratorium dan Pengendalian Mutu	5
36	Karyawan Penelitian dan Pengembangan	5
37	Operator	60
38	Dokter	4

Tabel 4.3...(Lanjutan)

39	Perawat	6
40	Sopir	5
41	<i>Cleaning Service</i>	8
Total		172

B. Penggolongan Jabatan

Pada saat mendirikan pabrik harus adanya penggolongan jabatan, hal tersebut dikarenakan nantinya akan berkaitan dengan keberlangsungan berjalannya pabrik untuk bersaing di pasaran. Berikut ini rincian penggolongan jabatan tertera pada tabel 4.4

Tabel 4. 4 Jumlah golongan Jabatan

Jabatan	Penggolongan
Dewan Komisaris	S-2
Direktur Utama	S-2
Kepala Bagian	S-1
Kepala Seksi	S-1
Dokter	S-2
Perawat	D-3/D-4/S-1
Karyawan	D-3/S-1
Satpam	SLTA
<i>Cleaning Service</i>	SLTA

C. Sistem Gaji Pegawai

1. Gaji Harian

Gaji harian merupakan gaji yang diberikan untuk karyawan tidak tetap.

2. Gaji Bulanan

Gaji bulanan merupakan gaji yang diberikan untuk pegawai tetap dan jumlahnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

3. Gaji Lembur

Gaji lembur merupakan gaji yang diberikan untuk karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang sudah ditentukan.

Perincian gaji sesuai dengan jabatannya yaitu sebagai berikut:

Tabel 4. 5 Rincian Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan
1	Diretur utama	1	Rp40.000.000,00
2	Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum	1	Rp30.000.000,00
3	Direktur Keuangan dan Pemasaran	1	Rp30.000.000,00
4	Direktur Teknik dan Poduksi	1	Rp30.000.000,00
5	Ka. Bagian Administrasi dan Sumber Daya Manusia	1	Rp15.000.000,00
6	Ka. Bagian Kesehatan, Keselamatan kerja dan Lingkungan	1	Rp15.000.000,00
7	Ka. Bagian Umum dan Keamanan	1	Rp15.000.000,00
8	Ka. Bagian Keuangan	1	Rp15.000.000,00
9	Ka. Bagian Pemasaran	1	Rp15.000.000,00
10	Ka. Bagian Proses dan Utilitas	1	Rp15.000.000,00
11	Ka. Bagian Pemeliharaan listrik dan Instrumentasi	1	Rp15.000.000,00
12	Ka. Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu	1	Rp15.000.000,00
13	Ka. Sek. Personalia	1	Rp10.000.000,00
14	Ka. Sek. Tata Usaha	1	Rp10.000.000,00
15	Ka. Sek. Kessehatan, Keselamatan Kerja	1	Rp10.000.000,00
16	Ka. Sek. Unit Pengolahan Limbah	1	Rp10.000.000,00
17	Ka. Sek. Hubungan Masyarakat	1	Rp10.000.000,00
18	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp10.000.000,00
19	Ka. Sek. Proses	1	Rp10.000.000,00
20	Ka. Sek. Utilitas	1	Rp10.000.000,00
21	Ka. Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	1	Rp10.000.000,00
22	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	Rp10.000.000,00
23	Ka. Sek. Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1	Rp10.000.000,00
24	Ka. Sek. Penelitian dan Pengembangan	1	Rp10.000.000,00
25	Karyawan Personalia	5	Rp3.500.000,00
26	Karyawan Tata Usaha	5	Rp3.500.000,00

Tabel 4.5...(Lanjutan)

27	Karyawan Kesehatan, Keselamatan Kerja	5	Rp5.000.000,00
28	Karyawan Unit Pengolahan Limbah	5	Rp5.000.000,00
29	Karyawan Hubungan Masyarakat	4	Rp3.500.000,00
30	Karyawan Keamanan	10	Rp3.500.000,00
31	Karyawan Proses	7	Rp5.500.000,00
32	Karyawan Utilitas	4	Rp5.500.000,00
33	Karyawan Pemeliharaan dan Bengkel	5	Rp5.000.000,00
34	Karyawan Listrik dan Instrumentasi	5	Rp5.000.000,00
35	Karyawan Laboratorium dan Pengendalian Mutu	5	Rp5.000.000,00
36	Karyawan Penelitian dan Pengembangan	5	Rp5.000.000,00
37	Operator	60	Rp5.000.000,00
38	Dokter	4	Rp10.000.000,00
39	Perawat	6	Rp4.000.000,00
40	Sopir	5	Rp3.500.000,00
41	<i>Cleaning Service</i>	8	Rp3.500.000,00

D. Catatan

1. Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 14 hari setiap tahun. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu dan tidak bisa diakumulasikan.

2. Hari Libur Nasional

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

3. Kerja Lembur (*Overtime*)

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

4. Sistem Gaji Karyawan

Gaji karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 1. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sehari sebelumnya.

4.4.6 Kesejahteraan Pegawai

Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan kepada pegawainya, diantaranya sebagai berikut:

A. Pakaian Kerja

Pakaian kerja yang diberikan kepada setiap pekerja yaitu sebanyak 3 pasang pada setiap tahunnya.

B. Badan Penyelenggara Jaminan Sosial Tenaga Kerja (BPJSTK)

BPJSTK diberikan oleh perusahaan jika jumlah karyawan lebih dari 10 orang dengan gaji karyawan Rp 1.000.000,00 per bulan. Fasilitas untuk kemudahan bagi karyawan dalam melaksanakan aktivitas selama di pabrik antara lain:

1. Pakaian seragam kerja dan peralatan-peralatan keamanan seperti *safety helmet*, *safety shoes* dan kacamata, serta tersedia pula alat-alat keamanan lain seperti masker, ear plug, sarung tangan tahan api.
2. Kantin, untuk memenuhi kebutuhan makan karyawan terutama makan siang.
3. Fasilitas kesehatan seperti tersedianya poliklinik yang dilengkapi dengan tenaga medis dan paramedis.
4. Sarana peribadatan seperti masjid.

5. Kantin, untuk memenuhi kebutuhan makan karyawan terutama makan siang.

C. Pengobatan

1. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.
2. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.

D. Cuti

1. Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.
2. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 14 hari kerja dalam satu tahun.

E. Tunjangan

1. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang.
2. Tunjangan yang berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
3. Tunjangan lembur untuk karyawan yang bekerja di luar jam kerja diberikan berdasarkan jumlah jam kerja.

BAB V

UTILITAS

Utilitas merupakan unit penunjang operasional pabrik yang sangat vital dalam menjalankan proses produksi. Unit ini berguna untuk memenuhi, menyediakan, menyiapkan, dan mendistribusikan kebutuhan unit proses agar proses produksi dapat berjalan lancar sesuai standar yang telah ditentukan. Unit ini memegang peran penting untuk menjalankan proses produksi, menjaga alat-alat produksi tetap beroperasi dengan normal, menjaga kondisi operasi pabrik tetap stabil sesuai dengan yang diinginkan, serta menjaga aspek safety pada proses produksi terlaksana dengan baik. Adapun unit utilitas yang direncanakan pada pendirian pabrik biodiesel, yaitu :

- A. Unit penyedia dan pengolahan air
- B. Unit pembangkit steam
- C. Unit penyedia listrik
- D. Unit penyedia udara tekan
- E. Unit penyedia bahan bakar
- F. Unit pengeolah limbah

5.1 Unit Penyedia dan pengolahan air

Unit penyedia dan pengolahan merupakan unit yang berfungsi sebagai penyedia kebutuhan air untuk seluruh kegiatan di pabrik dan mengolah air proses, air sanitasi, air pendingin serta air pemadaman kebakaran yang siap digunakan ketika terjadi kebakaran. Air merupakan salah satu factor penting yang harus

disediakan didalam suatu industri. Dalam industri ini pada umumnya kebutuhan air dipenuhi dari air sumur, air sungai air danau dan air laut. Dalam perancangan pabrik Biodiesel ini sumber air yang digunakan adalah sungai Mahakam. Adapun pertimbangan dalam menggunakan air dari sungai Mahakam sebagai sumber air, diantaranya:

- A. Air sungai yang mengalir kontinuitasnya relatif tinggi dibandingkan dengan air sumur, sungai mahakam memiliki debit air yang tetap sekitar $2500 \text{ m}^3/\text{s}$, sehingga kecil kemungkinan akan mengalami kekeringan dan ketersediaan akan selalu terjaga.
- B. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah serta biaya pengolahannya relatif murah dibandingkan dengan pengolahan air laut yang lebih rumit dan membutuhkan biaya lebih besar karena kandungan garam dan mineralnya yang perlu dipisahkan.
- C. Letak dari sungai Mahakam dekat dengan pabrik Biodiesel sehingga memudahkan dalam mengambil air untuk unit utilitas.

Air yang diperlukan untuk kebutuhan pabrik Biodiesel, yaitu :

5.1.1 Air Domestik

Sumber air untuk sanitasi juga berasal dari air sungai yang sudah melalui proses pengolahan. Air sanitasi digunakan untuk keperluan rumah tangga perusahaan dan kantor seperti air minum. Adapun syarat kimia, fisik serta bakteriologis air sanitasi yang harus dipenuhi antara lain:

A. Syarat kimia

1. Tidak mengandung zat organik maupun anorganik
2. Tidak beracun

B. Syarat fisik

1. Suhu normal di bawah suhu udara luar
2. Warna jernih
3. Tidak berasa
4. Tidak berbau

C. Syarat bakteriologis

1. Tidak mengandung bakteri – bakteri, terutama bakteri patogen seperti Salmonella

Berdasarkan standar WHO, kebutuhan air per orang berkisar antara 100-120 liter per hari. Untuk suatu pabrik atau kantor, kebutuhan air untuk satu orang sebesar 100 liter per hari (Sularso,2001). Jumlah karyawan pada pabrik ini berjumlah 110 orang. Sehingga total kebutuhan air domestik sebesar

Tabel 5. 1 Data Kebutuhan Air Domestik

No	Keterangan	Jumlah (Kg/jam)
1	Karyawan	16617,5798
2	Rumah	1500
Total		18117,5798

5.1.2 Kebutuhan Air Steam

Kebutuhan *steam* digunakan untuk alat proses *Heat Exchanger*. Adapun kebutuhan *steam* untuk pabrik Biodiesel sebagai berikut :

Tabel 5. 2 Data Air Pembangkit *Steam*

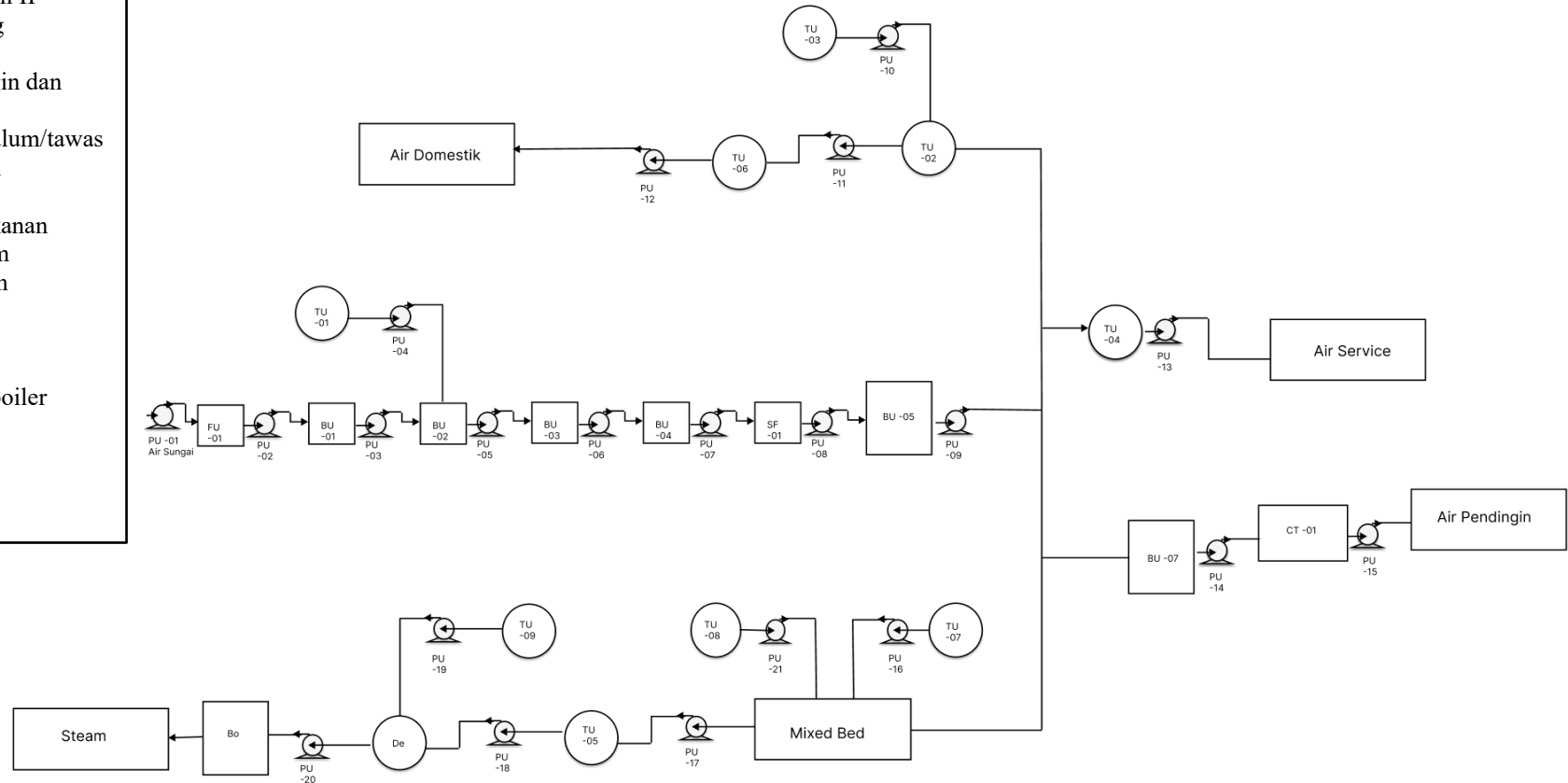
Nama alat	Kode	Jumlah (Kg/jam)
Heater -01	HE -01	810,8998
Heater -02	HE -02	1534,0744
Reboiler -01	R -01	17476,1871
	Total	19821,1614

Perancangan dibuat overdesign dengan sebanyak 20% sehingga menjadi 3964,2322 Kg/jam. Pada saat berlangsung proses, air steam mengalami blowdown dan menguap pada unit Steam sehingga diperlukan adanya air make-up setelah perhitungan sebesar 4757,0787 kg/jam

5.1.3 Air Layanan umum (*Service Water*)

Air layanan umum (*service*) digunakan sebagai air untuk memenuhi kebutuhan layanan umum seperti laboratorium, kantin, bengkel, poliklinik, pemadam kebakaran apabila terjadi timbulnya api, dan lain-lain. Syarat- syarat kimia, fisik serta bakteriologis air sanitasi yang harus dipenuhi sama seperti air domestik. Kebutuhan air *service water* diperkirakan sekitar 500 kg/jam. Perkiraan kebutuhan air ini nantinya akan digunakan untuk layanan umum yang meliputi laboratorium, pemadam kebakaran, kantin, bengkel dan lain-lain.

- PU 1-21 : Pompa Utilitas
- FU -01 : *Screening*
- BU -01 : Bak saring pasir
- BU -02 : Bak flokulator
- BU -03 : Bak pengendapan
- BU -04 : Bak pengedepan II
- BU -05 : Bak penampung sementara
- BU -06 : Bak air pendingin dan proses
- TU -01 : Tangki larutan alum/tawas
- TU -02 : Tangki klorinasi
- TU -03 : Tangki kaporit
- TU -04 : Tangki air bertekanan
- TU -05 : Tangki air denim
- TU -06 : Tangki air bersih
- TU -07 : Tangki NaCl
- TU -08 : Tangki NaOH
- TU -09 : Tangki N₂H₄
- TU -10 : Tangki umpan boiler
- CT -01 : *Cooling Tower*
- Bo : Boiler
- De : Dearator
- SF : *Sand filter*



Gambar 5. 1 Diagram Alir Utilitas

5.1.4 Pengolahan Air Sungai

Sebelum digunakan air sungai harus di proses dahulu agar dapat memenuhi syarat untuk digunakan menjadi air domestic, air umpan *steam* dan air untuk kegiatan dalam pabrik. Adapun tahapan dalam pengolahan air sungai antara lain :

A. Pengambilan air

Air diambil dari sungai dilakukan pemompaan sebelum dialirkan menuju alat penyaringan awal yang bertujuan untuk menghilangkan partikel kotoran yang berukuran cukup besar.

B. Penyaringan Awal/*Screen*

Sebelum mengalami proses pengolahan, air dari sungai harus mengalami pembersihan awal dimana air sungai dilewatkan *Screen* (penyaringan awal) yang berfungsi untuk menahan kotoran-kotoran yang berukuran besar seperti kayu, ranting, daun, sampah dan sebagainya. Kemudian air akan ditampung didalam reservoir.

C. Bak pengumpal

Air kemudian dialirkan ke bak pengumpal untuk menggumpalkan koloid-koloid tersuspensi dalam cairan (larutan) yang tidak mengendap di bak pengendap dengan cara menambahkan senyawa kimia. Umumnya flokulan yang biasa digunakan adalah tawas atau aluminium sulfat ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) dan Na_2CO_3 yang merupakan garam yang berasal dari asam kuat dan basa lemah sehingga dalam air yang mempunyai suasana basa akan mudah terhidrolisa. Proses flokulasi bertujuan untuk menggumpalkan partikel-partikel menjadi flok dengan ukuran yang memungkinkan untuk dipisahkan dengan sedimentasi

dan filtrasi. Alasan ditamhkannya kapur karena kapur berfungsi untuk mengurangi atau menghilangkan kesadahan karbonat dalam air untuk mempermudah penggumpalan karena membuat suasana basa.

D. Bak Pengendap

Air sungai setelah melalui bak penggumpal dialirkan ke bak pengendap awal. Untuk mengendapkan flok atau gumpalan zat padat berukuran besar yang terbentuk. Setelah flok mengendap selanjutnya dapat dibuang (*blow down*). Kemudian dialirkan untuk difiltrasi.

E. Penyaringan pasir (*Sand filter*)

Air dari bak pengendap yang masih mengandung padatan tersuspensi dialirkan memasuki penyaringan untuk dilakukan filtrasi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung didalam air (Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{2+}) dengan menggunakan resin. Filtrasi bertujuan untuk menyaring partikel-partikel halus yang masih lolos atau yang masih terdapat dalam air dan belum terendapkan. Penyaringan dan pengendapan secara bertahap ini bertujuan untuk memastikan bahwa air benar-benar bersih dari kotoran sehingga aman digunakan untuk proses produksi maupun kegiatan pabrik lainnya. Penyaringan pada tahap ini menggunakan sand filter yang terdiri dari antrasit, pasir, dan kerikil sebagai media penyaring. Sand Filter dicuci bila sudah dianggap kotor (*back wash, rinse*).

F. Bak Penampung Air Bersih

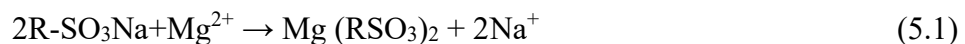
Tangki air bersih ini fungsinya untuk menampung air bersih yang telah diproses. Air yang sudah melewati tahap penyaringan menggunakan Sand

Filter biasa disebut sebagai air bersih dan dapat ditampung dalam bak penampung air bersih sehingga dapat didistribusikan sebagai air service, air domestik, air steam, dan lain lain.

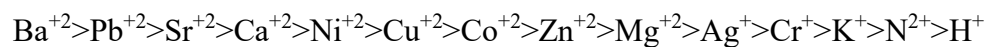
G. Tangki Cation Exchanger

Air dari bak penampung air bersih selanjutnya diumpankan ke tangki Cation exchanger. Tangki ini berisi resin untuk ditukar sebagai pengganti ion-ion positif (Ca^{++} , Mg^{++} , Na^+ , K^+ , Fe^{++} , Mn^{++} , Al^{+++}) yang terkandung dalam air yang menjadi penyebab terjadinya kerak-kerak pada boiler diganti dengan ion H^+ atau Na^+ sehingga air yang akan keluar dari Cation Exchanger adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

Reaksi penukaran Kation:

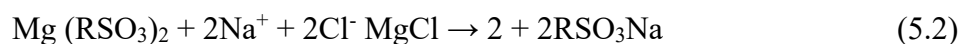


Ion Mg^{2+} dapat menggantikan ion Na^+ yang ada dalam resin karena selektivitas Mg^{2+} lebih besar dari selektivitas Na^+ . Urutan selektivitas kation adalah sebagai berikut:



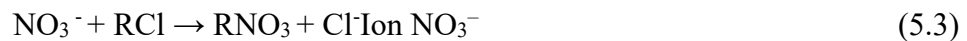
Saat resin kation telah jenuh, maka resin penukar kation akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah NaCl .

Reaksi regenerasinya:



H. Tangki Anion Exchanger

Air yang keluar dari tangki Cation exchanger kemudian diumpankan ke tangki anion exchanger. Tangki ini berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti (HCO_3^- , Cl^- , NO_3^- , SiO_2 dan SO_4^{2-}) akan terikat dengan resin yang bersifat basa, yang memiliki formula RCl . Reaksi Pertukarannya yaitu:



Dapat menggantikan ion Cl^- yang ada dalam resin karena selektivitas NO_3^- lebih besar dari selektivitas OH^- . Urutan selektivitas anion adalah sebagai berikut:



Saat resin anion telah jenuh, maka resin penukar anion akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah NaCl . Reaksi Regenerasi:



I. Demineralisasi

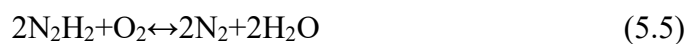
Demineralisasi bertujuan untuk menyiapkan air murni bebas mineral-mineral terlarut (Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{2+}) sehingga didapatkan air bermutu tinggi dan memenuhi persyaratan.

J. Mixed Bed

Tempat pembersihan air yang terakhir yang akan dipakai untuk mengisi Boiler bertekanan tinggi dimana resin anion dan resin kation digabungkan dalam satu vessel. Kation akan terambil oleh resin kation dan anion terambil oleh resin anion. Apabila mixed bed sudah jenuh, maka dilakukan regenerasi, sehingga kondisi resin dapat berfungsi kembali seperti semula.

K. Deurator

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan boiler dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi pada boiler seperti oksigen (O₂) dan karbondioksida (CO₂). Gas yang dihilangkan bertujuan agar tidak menyebabkan korosi pada alat proses. Air yang telah mengalami demineralisasi (kation exchanger dan anion exchanger) dipompakan menuju deaerator. Pada pengolahan air tidak boleh mengandung gas terlarut dan padatan terlarut, terutama yang dapat menimbulkan korosi. Reaksi yang disebabkan oleh gas-gas tersebut menyebabkan terbentuknya bitnik-bintik pada pipa yang semakin menebal dan akhirnya menutupi permukaan pipa. Sehingga diperlukan pemanasan agar gas-gas terlarut tersebut dapat dihilangkan. Dalam deaerator, dengan menggunakan koil pemanas, air dipanaskan hingga suhu mencapai 90°C. Di dalam deaerator diinjeksikan bahan kimia berupa hidrazin (N₂H₂) yang berfungsi untuk mengikat oksigen berdasarkan reaksi:



5.2 Unit Pembangkit *Steam*

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan steam pada proses produksi yaitu dengan cara menyediakan steam dan boiler. Sebelum masuk boiler air harus dihilangkan kesadahnya. Karena air yang sadah akan menimbulkan kerak di dalam boiler. Air yang akan digunakan sebelum masuk ke boiler diolah terlebih dahulu di deaerator untuk menghilangkan gas-gas terlarut seperti oksigen. Di dalam boiler, api yang keluar dari alat pembakaran atau burner bertugas untuk memanaskan tungku pembakaran dan lorong api. Gas sisa pembakarannya akan masuk ke economizer sebelum kemudian dibuang melalui cerobong asap, sehingga air yang berada di dalam boiler akan menyerap panas dari dinding dan pipanya sehingga air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk nantinya akan dialirkan ke steam header untuk disalurkan ke area proses. Unit pembangkit steam ini dapat mencukupi kebutuhan sebesar 19821,1614 kg/jam.

Tabel 5. 3 Data Kebutuhan Steam Tiap Alat

Nama alat	Kode	Jumlah (Kg/jam)
Heater -01	HE -01	810,8998
Heater -02	HE -02	1534,0744
Reboiler -01	R -01	17476,1871
	Total	19821,1614

5.3 Unit penyedia listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik ini direncanakan akan dipenuhi oleh PLN. Selain itu jika terjadi gangguan pada PLN digunakan generator untuk menggerakkan power yang dinilai penting seperti boiler, kompresor dan pompa. Prinsip kerja dari generator ini adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi selanjutnya akan menghasilkan panas. Panas nantinya digunakan untuk

menghidupkan generator dan menghasilkan tenaga listrik kemudian di distribusikan ke panel dan selanjutnya dialirkan ke unit pemakai. Kebutuhan listrik dari pabrik dapat dibagi menjadi :

A. Kebutuhan listrik untuk plant

Tabel 5. 4 Data Kebutuhan Listrik untuk Plant

Nama alat	Kode	Daya	
		Hp	Watt
Mixer	M- 01	15	11185,5
Reaktor	R-01	60	44742
Pompa 1	P -01	5	3728,5
Pompa 2	P -02	0,25	186,425
Pompa 3	P -03	10	7457
Pompa 4	P -04	10	7457
Pompa 5	P -05	5	3728,5
Pompa 6	P -06	5	3728,5
Pompa 7	P -07	10	7457
Pompa 8	P -08	2	1491,4
Pompa 9	P -09	1	745,7
Total		123,25	91907,525

Total Kebutuhan Listrik untuk proses plant adalah 91,9075 kW

B. Kebutuhan listrik untuk peralatan utilitas

Tabel 5. 5 Data Kebutuhan listrik untuk utilitas

Nama alat	Kode	Daya	
		Hp	Watt
Kompressor udara tekan	KU -01	5,0000	3728,5000
Blower cooling tower	BL -01	5,0000	3728,5000
Pompa	PU -01	0,7500	559,2750
Pompa	PU -02	0,7500	559,2750
Pompa	PU -03	0,7500	559,2750
Pompa	PU -04	0,0500	37,2850
Pompa	PU -05	0,7500	559,2750
Pompa	PU -06	0,7500	559,2750
Pompa	PU -07	0,5000	372,8500
Pompa	PU -09	0,5000	372,8500
Pompa	PU -010	1,0000	745,7000
Pompa	PU -11	0,0833	62,1417
Pompa	PU -12	0,0833	62,1417

Tabel 5. 5 ... (lanjutan)

Pompa	PU -13	0,0833	62,1417
Pompa	PU -14	1,0000	745,7000
Pompa	PU -15	1,0000	745,7000
Pompa	PU -16	0,0500	37,2850
Pompa	PU -17	3,0000	2237,1000
Pompa	PU -18	1,5000	1118,5500
Pompa	PU -19	0,0500	37,2850
Pompa	PU -20	1,5000	1118,5500
Pompa	PU -21	0,5000	372,8500
Total		24,7000	18418,7900

Total Kebutuhan Listrik untuk proses utilitas adalah 18,4188 kW

C. Kebutuhan Listrik Untuk Penerangan

Kebutuhan listrik untuk penerangan dan ac dipabrik Biodiesel di perkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor, power yang digunakan sebesar 16,5489 kW.

D. Kebutuhan Listrik Alat *Control*

Power yang dibutuhkan untuk alat *control* diperkirakan sebesar 25% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor, power yang dibutuhkan sebesar 27,5816 kW.

E. Kebutuhan Listrik Peralatan Kantor

Power yang dibutuhkan untuk kantor (AC, komputer dll) diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor, power yang digunakan sebesar 16,5489 kW.

F. Kebutuhan listrik bengkel, laboratorium dll

Power yang dibutuhkan untuk bengkel dan laboratorium diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor, power yang dibutuhkan sebesar 16,5489 KW.

G. Kebutuhan Listrik Perumahan

Untuk listrik 15 rumah diperkirakan membutuhkan sekitar 15 Kw.

Maka total kebutuhan listrik yang dibutuhkan adalah :

Tabel 5. 6 Data Kebutuhan *Steam* Tiap Alat

Keperluan	Kebutuhan (Kw)
Power plant	91,9075
Utilitas	18,4188
Alat kontrol	27,58
Penerangan	16,55
Peralatan kantor	16,55
Bengkel, laboratorium	16,55
Perumahan	15.000
Total	15187,5547

Kebutuhan listrik tersebut di suplai dari PLN, namun sebagai cadangan terdapat sebuah generator mandiri sebagai Tindakan preventif jika terjadinya pemadaman listrik oleh PLN. Adapun generator ini memiliki efisiensi sebesar 80% dengan kapasitas sebesar 18984,4434 kW menggunakan bahan bakar diesel oil 980,8143 liter/jam

5.4 Unit penyedia udara tekan

Unit penyedia udara tekan ini digunakan untuk menggerakkan instrument pengendali yang bekerja secara pneumatic. Udara tekan yang digunakan berada pada tekanan 5,5 bar dan suhu 30 °C Jumlah alat kontrol yang digunakan sebanyak 24 buah sehingga total keseluruhan kebutuhan udara tekan adalah 42,48 m³ /jam. Selanjutnya digunakan faktor kemananan 10% sehingga kebutuhan udara tekan

sebesar 46,7280 m³/jam. Kebutuhan udara tekan diperoleh dari kompresor yang dilengkapi dengan dryer yang berisi silica gel.

5.5 Unit penyedia bahan bakar

Pada unit penyedia bahan bakar bertujuan menyediakan bahan bakar yang dipergunakan pada boiler. Bahan bakar yang digunakan adalah solar sebesar 3060,1699 kg/jam.

5.6 Unit pengolahan limbah

Unit ini bertujuan untuk mengolah limbah yang dihasilkan dalam pabrik, sehingga tidak mencemari lingkungan sekitar. Limbah yang dihasilkan dari proses pabrik ini diolah terlebih dahulu sehingga memenuhi baku mutu lingkungan. Limbah yang dihasilkan sebagai berikut:

- A. Limbah cair berasal dari pembuangan air sanitasi seperti bekas pencucian, air masak, dan lain-lain. Penanganan limbah ini tidak membutuhkan penanganan khusus karena tidak mengandung bahan kimia yang berbahaya.
- B. Air limbah dari laboratorium diolah melalui beberapa proses terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan karena mengandung zat – zat kimia. Proses pengolahan limbah cair ini adalah pengendapan, penyaringan, penambahan bahan kimia, pengontrolan Ph dan *biological treatment*.

5.7 Spesifikasi alat utilitas

Tabel 5. 7 Pompa Utilitas

Parameter	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05	PU-06	PU-07
Fungsi	Mengalirkan air Sungai menuju <i>screening</i>	Mengalirkan air screener ke bak sedimentasi	Mengalirkan air dari bak sedimentasi menuju bak penggumpalan	Mengalirkan larutan alum 5% dari tangki larutan Alum	Mengalirkan air dari bak penggumpal ke bak pengendap I	Mengalirkan air dari bak pengendapan I ke bak pengendapan II	Mengalirkan air dari bak pengendap II ke sand filter
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan Konstruksi	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Spesifikasi							
Kapasitas (gpm)	29,2015	29,2015	29,2015	0,0045	29,2015	29,2015	29,2015
<i>Rate Volumetrik (ft³/s)</i>	0,0651	0,0651	0,0651	0,00001	0,0651	0,0651	0,0651
Kecepatan aliran (ft/s)	2,7934	2,7934	2,7934	0,0253	2,7934	2,7934	2,7934
IPS (in)	2	2	2	0,13	2	2	2
<i>Flow area (in)</i>	3,35	3,35	3,35	0,06	3,35	3,35	3,35
OD (in)	2,38	2,38	2,38	0,41	2,38	2,38	2,38
ID (in)	2,067	2,067	2,067	0,269	2,067	2,067	2,067
Efisiensi pompa	22%	22%	22%	20%	22%	22%	22%
Power motor (Hp)	0,750	0,750	0,750	0,050	0,750	0,750	0,750
Harga	\$ 7,786	\$ 7,786	\$ 7,786	\$ 4,473	\$ 7,786	\$ 7,786	\$ 7,786

Tabel 5. 8 Pompa Utilitas

Parameter	PU-08	PU-09	PU-10	PU-11	PU-12	PU-13	PU-14
Fungsi	Mengalirkan air dari sand filter ke bak penampung sementara	Mengalirkan air dari bak penampung sementara ke area kebutuhan air	Mengalirkan kaporit dari tangki kaporit ke tangki klorinasi	Mengalirkan air dari tangki klorinasi ke tangki air bersih	Mengalirkan air dari tangki air bersih ke area domestik	Mengalirkan air dari tangki air servis ke area kebutuhan service	Mengalirkan air dari bak air dingin ke cooling tower
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan Konstruksi	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Spesifikasi							
Kapasitas (gpm)	29,2015	29,2015	0,0001	11,3298	11,3298	2,5838	29,0467
Rate Volumetrik (ft ³ /s)	0,0651	0,0651	0,00001	0,0252	0,0252	0,0058	0,0647
Kecepatan aliran (ft/s)	2,7934	2,7934	0,0005	6,8199	6,8199	2,7296	2,7786
IPS (in)	2	2	0,13	0,75	0,75	0,50	2
Flow area (in)	3,35	3,35	0,06	0,53	0,53	0,30	3,35
OD (in)	2,38	2,38	0,41	1,05	1,05	0,84	2,38
ID (in)	2,067	2,067	0,269	1,05	1,05	0,622	2,067
Efisiensi pompa	22%	22%	20%	20%	20%	20%	22%
Power motor (Hp)	0,750	1	0,050	0,083	0,083	0,083	1
Harga	\$ 7,786	\$ 7,786	\$ 2,900	\$ 5.150	\$ 5.150	\$ 3.900	\$ 6.500

Tabel 5. 9 Pompa Utilitas

Parameter	PU-15	PU-16	PU-17	PU-18	PU-19	PU-20	PU-21
Fungsi	Mengalirkan air dingin dari cooling tower ke recyle dari bak air dingin	Mengalirkan NaCl dari tangki larutan NaCl ke mixed bed	Mengalirkan air dari mixed bed ke tangki air demin	Mengalirkan air dari tangki air demin ke deaerator	Mengalirkan N ₂ H ₄ dari tangki larutan menuju tangki daerator	Mengalirkan air dari deaerator ke boiler	Mengalirkan NaOH dari tangki NaOH menuju mixed bed
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan Konstruksi	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Spesifikasi							
Kapasitas (gpm)	29,0467	1,2785	122,9175	122,9175	0,0037	122,9175	18.0097
Rate Volumetrik (ft ³ /s)	0,0647	0,0028	0,2739	0,2739	0,00001	0,2739	0,0401
Kecepatan aliran (ft/s)	2,7786	1,3506	3,0994	3,0994	0,0062	3,0994	3,8651
IPS (in)	2	0,50	4	4	0,38	4	2
Flow area (in)	3,35	0,30	12,70	12,70	0,19	12,70	1,50
OD (in)	2,38	0,84	4,50	4,50	0,68	4,50	1,66
ID (in)	0,622	0,622	4,026	4,026	0,493	4,026	1,380
Efisiensi pompa	20%	20%	40%	40%	20%	40%	20%
Power motor (Hp)	0,083	0,050	3	3	0,050	1.5	0,500
Harga	\$ 3.900	\$ 4,671	\$ 10,900	v	\$ 4,312	\$ 10,900	\$ 6,484

Tabel 5. 10 Bak Utilitas

Parameter	BU -01	BU -02	BU -03	BU -04	BU -05	BU -06
Fungsi	Mengendapkan kotoran yang terbawa dari air sungai	Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan untuk menggumpalkan kotoran	Mengendapkan endapan yang berbentuk terbawa air sungai dengan proses flokulasi	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok dari sungai dengan proses flokulasi	Menampung sementara raw water setelah disaring disand filter	Menampung kebutuhan air pendingin dan proses
Jenis	Bak persegi beton bertulang	Bak silinder tegak beton	Bak persegi beton bertulang	Bak persegi beton bertulang	Bak persegi beton bertulang	Bak persegi beton bertulang
Panjang (m)	43,3455		37,8658	37,8658	23,8472	68,7622
Lebar (m)	43,3455		37,8658	37,8658	23,8472	68,7622
Tinggi (m)	21,6727	20,5181	18,9329	18,9329	11,9236	34,3811
Diameter (m)		20,5181				
Harga	\$ 534.726	\$ 744.832	\$ 1.835.129	\$ 1.835.129	\$ 744.832	\$ 5.875.164

Tabel 5. 11 Tangki Utilitas

Parameter	TU -01	TU -02	TU -03	TU -04	TU -05	TU -06	TU -07	TU -08	TU -09
Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5% untuk 2 minggu operasi	Mencampurkan klorin dalam bentuk kaporit kedalam air untuk kebutuhan rumah tangga	Menampung kebutuhan kaporit selama 2 bulan	Menampung air bertekanan untuk keperluan layanan umum	Menampung air bebas mineral sebagai air proses dan air umpan boiler	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga	Menampung larutan NaCl yang akan digunakan meregenerasi Kation exchanger	Menampung larutan NaOH yang digunakan untuk meregenerasi anion exchanger	Menyimpan Larutan N_2H_4
Jenis	Silinder tegak	Tangki silinder berpengaduk	Bak persegi beton bertulang	Silinder tegak	Sindinder tegak	Silinder tegak	Silinder tegak	Sindinder tegak	Silinder tegak
Tinggi (m)	11,3998	1,4965	43,3084	2,6373	10,0016	4,3167	2,4403	1,945	2,6438
Diameter (m)	5,6999	1,4965	43,3048	2,6373	10,0016	4,3167	2,4403	1,945	2,6438
Volume (m ³)	290,7377	2,6309	63765.7607	14,4	785,3874	63,1411	11,4081	5,7728	14,5063
Harga	\$ 33.779	\$ 10.780	\$ 43.003	\$20.962	\$ 143.025	\$ 35.576	\$ 31.623	\$ 24.676	\$ 34.378

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

6.1 Evaluasi Ekonomi

Pada prarancangan pabrik dibutuhkan Analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan kelayakan investasi modal pada suatu kegiatan produksi pabrik, dengan dilakukan peninjauan kebutuhan modal investasi, besar laba yang didapatkan, jangka waktu modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas yaitu Ketika total biaya produksi sama dengan keuntungan yang didapatkan. Selain itu, Analisa ekonomi bertujuan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang ini layak atau tidak untuk didirikan dan mendapatkan keuntungan. Faktor-faktor yang perlu ditinjau dalam evaluasi ekonomi, yaitu:

- A. *Return On Investment* (ROI)
- B. *Pay Out Time* (POT)
- C. *Discounted Cash Flow* (Rate DCFR)
- D. *Break Even Point* (BEP)
- E. *Shut Down Point* (SDP)

Sebelum melakukan analisa terhadap lima factor tersebut, maka diperlukan perkiraan terhadap beberapa hal, yaitu sebagai berikut:

A. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investment*)

Meliputi:

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

B. Penentuan Biaya Produksi (*Total Production Cost*)

Meliputi:

1. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
2. Biaya pengeluaran umum (*General Cost*)

C. Pendapatan Modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

1. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
2. Biaya Variabel (*Variable Cost*)
3. Biaya pengembangan (*Regulated Cost*)

6.2 Penaksiran Harga Alat

Seiring dengan berjalannya waktu, harga alat akan mengalami perubahan seriap saat. Maka dari itu untuk mengetahui harga alat yang pasti pada setiap tahunnya sangatlah susah, diperlukan suatu cara atau metode untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Indeks harga tahun 2026 diperkirakan dengan garis linier menggunakan data indeks harga dari tahun 2001 sampai 2020, sebagai berikut :

Tabel 6. 1 Indeks Harga

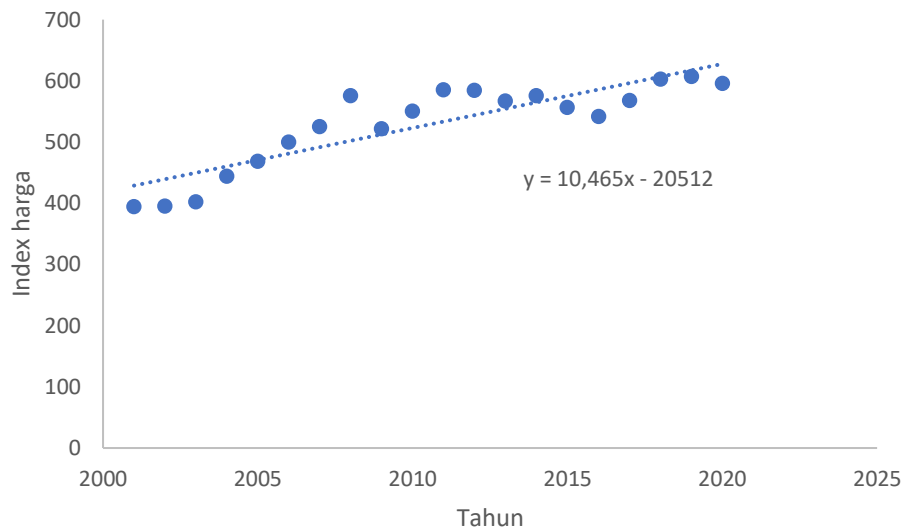
Tahun	Index
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5
2020	596,2

(sumber: <https://www.toweringskills.com/financial-analysis/cost-indices/>)

Persamaan yang didapatkan yaitu:

$$y = 10,465x - 20512 \quad (6.1)$$

Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, sehingga indeks pada tahun 2026 sebesar 690,090. Sedangkan indeks harga pada 2014 yang dijadikan acuan tahun referensi harga alat yaitu sebesar 576,1. Grafik plotting data dapat dilihat pada gambar berikut:



Gambar 6. 1 Grafik Indeks Harga Alat

Harga peralatan pada tahun 2026 dapat dicari dengan persamaan sebagai berikut :

$$ex = \left(\frac{Nx}{Ny} \right) Ey \quad (6.2)$$

Keterangan:

Ex = harga alat pada tahun X

Ey = harga alat pada tahun Y

Nx = nilai indeks tahun X

Ny = nilai indeks tahun Y

6.3 Dasar Perhitungan

1. Kapasitas Produksi = 75.000 Ton/Tahun
= 75.000.000 Kg/Tahun
2. Satu tahun operasi = 330 Hari

- | | |
|----------------------------|--------------------|
| 3. Umur pabrik | = 10 tahun |
| 4. Tahun pendirian pabrik | = 2026 |
| 5. Indeks harga tahun 2026 | = 690,090 |
| 6. Upah buruh asing | = \$20/man hour |
| 7. Upah buruh Indonesia | =Rp15.000/man hour |
| 8. Kurs dolar | = \$1 = Rp14.970 |

6.4 Perhitungan Biaya

6.4.1 Total Capital Investment

Total Capital Investment merupakan total biaya pengeluaran yang digunakan untuk mendirikan fasilitas penunjang dan operasi pabrik. Total capital investment terdiri dari:

A. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment merupakan biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik, yaitu:

1. *Purchased Equipment Cost*
2. *Equipment Installation*
3. *Piping*
4. *Instrumentation*
5. *Insulation*
6. *Electrical*
7. *Building*
8. *Land and Yard Improvement*
9. *Utility*

10. Engineering Cost

11. Construction Cost

12. Contractor fee

13. Contingency

Physical Plant Cost (PPC) = 1 + 2 + ... + 8 + 9

Direct Plant Cost (DPC) = PPC + 10 + 11

Fixed Capital Investment (FCI) = DPC + 12 + 13

Tabel 6. 2 Physical Plant Cost (PPC)

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Purchased Equipment Cost	Rp702.064.406.702	\$46.898.090
2	Delivered Equipment Cost	Rp175.516.101.676	\$11.724.522
3	Instalasi cost	Rp116.974.153.940	\$7.813.905
4	Piping Cost	Rp389.969.108.050	\$26.050.041
5	Instrumentation Cost	Rp175.948.033.084	\$11.753.376
6	Insulation Cost	Rp27.272.411.764	\$1.821.804
7	Electrical Cost	Rp105.309.661.005	\$7.034.713
8	Building Cost	Rp54.173.000.000	\$3.618.771
9	Land & Yard Improvement	Rp17.028.088.000	\$1.137.481
Total		Rp1.764.254.964.222	\$117.852.703

Tabel 6. 3 Direct Plant Cost (DPC)

No	Type of Capital Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Engineering and Construction	Rp352.850.992.844	\$23.570.541
2	Physical Plant Cost	Rp1.764.254.964.222	\$117.852.703
Total		Rp2.117.105.957.066	\$141.423.244

Tabel 6. 4 *Fixed Capital Investment* (FCI)

No	<i>Fixed Capital</i>	Biaya (Rp)	Biaya, (\$)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	Rp2.117.105.957.066	\$141.423.244
2	<i>Cotractor's fee</i>	Rp169.368.476.565	\$11.313.859
3	<i>Contingency</i>	Rp317.565.893.560	\$21.213.487
Total		Rp2.604.040.327.191	\$173.950.590

B. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment merupakan biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu, terdiri dari:

1. *Raw Material Inventory*
2. *In Process Inventory*
3. *Product Inventory*
4. *Extented Credit*
5. *Available Cash*

Tabel 6. 5 *Working Capital Investment*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp46.794.257.195,81	\$3.125.869
2	<i>Inproses Onventory</i>	Rp4.724.239.012	\$315.580
3	<i>Product Inventory</i>	Rp66.139.346.168	\$4.418.126
4	<i>Extended Credit</i>	Rp214.152.333	\$14.305
5	<i>Available Cash</i>	Rp283.454.340.720	\$18.934.826
Total		Rp401.326.335.429,80	\$26.808.706

6.4.2 Total Production Cost

A. Manufacturing Cost

Manufacturing cost merupakan jumlah direct, indirect, dan fixed manufacturing cost yang terikat dalam pembuatan suatu produk.

1. Direct Manufacturing Cost (DMC)

Direct Manufacturing Cost merupakan biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu, terdiri dari:

- a. Raw material
- b. Tenaga kerja
- c. *Supervisor*
- d. *Maintenance cost*
- e. *Plant supplies*
- f. *Royalties and patent*
- g. *Utilities*

Tabel 6. 6 Direct Manufacturing Cost (DMC)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp2.206.014.982.088,33	\$147.362.390
2	<i>Labor</i>	Rp12.888.000.000	\$860.922
3	<i>Supervision</i>	Rp1.546.560.000	\$103.311
4	<i>Maintenance</i>	Rp52.080.806.544	\$3.479.012
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp7.781.433.215	\$519.802
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp133.353.017.954	\$8.908.017
7	<i>Utilities</i>	Rp158.607.591.172	\$10.595.029
Total		Rp2.572.303.078.739,16	\$171.830.532,98

2. *Indirect Manufacturing Cost*

Indirect Manufacturing Cost merupakan total biaya pengeluaran secara akibat tidak langsung karena operasional atau berjalannya pabrik, terdiri dari:

- a. Payroll overhead
- b. Laboratory
- c. Plant overhead
- d. Packaging
- e. Shipping

Tabel 6. 7 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp1.933.200.000	\$129.138
2	<i>Laboratory</i>	Rp1.288.800.000	\$86.092
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp7.732.800.000	\$516.553
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp222.255.029.923	\$14.846.695
Total		Rp233.209.829.923	\$15.578.479

3. *Fixed Manufacturing Cost*

Fixed Manufacturing Cost merupakan biaya-biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi, terdiri dari:

Tabel 6. 8 *Fixed Manufacturing Cost* (FMC)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp234.363.629.447	\$15.655.553
2	<i>Property tax</i>	Rp52.080.806.544	\$3.479.012
3	<i>Insurance</i>	Rp26.040.403.272	\$1.739.506
Total		Rp312.484.839.263	\$20.874.071

Tabel 6. 9 *Manufacturing Cost (MC)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Direct Manufacturing Cost (DMC)	Rp2.572.303.078.739,16	\$171.830.532,98
2	Indirect Manufacturing Cost (IMC)	Rp233.209.829.923	\$15.578.479
3	Fixed Manufacturing Cost (FMC)	Rp312.484.839.263	\$20.874.071
Total		Rp3.117.997.747.924,77	\$208.283.083

6.4.3 General Expense

General Expense merupakan pengeluaran secara umum meliputi pengeluaran - pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi dari perusahaan yang tidak termasuk dalam manufacturing cost, terdiri dari:

- A. *Administratio*
- B. *Sales expense*
- C. *Research*
- D. *Finance*

Tabel 6. 10 *General Expense*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp93.539.932.438	\$6.248.492
2	<i>Sales Expense</i>	Rp467.699.662.189	\$31.242.462
3	<i>Research</i>	Rp155.899.887.396	\$10.414.154
4	<i>Finance</i>	Rp60.107.333.252	\$4.015.186
Total		Rp777.246.815.275	\$51.920.295

Tabel 6. 11 *Total Production Cost*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Manufacturing Cost (MC)	Rp3.117.997.747.924,77	\$208.283.083
2	General Expenses (GE)	Rp777.246.815.275	\$51.920.295
Total		Rp3.895.244.563.200	\$260.203.378

6.5 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan memiliki tujuan untuk mengetahui layak atau tidaknya pabrik yang akan didirikan. Evaluasi kelayakan tersebut yaitu:

6.5.1 *Return of Investment (RoI)*

Return of Investment merupakan nilai keuntungan tahunan yang diperoleh untuk tujuan mengembalikan modal investasi. Secara matematis RoI dapat dihitung dengan membandingkan keuntungan tahunan dengan modal investasi dalam satuan persen. Industri kimia dengan resiko rendah mempunyai minimum RoI sebelum pajak sebesar 11% sedangkan pabrik dengan resiko tinggi mempunyai nilai minimum RoI sebelum pajak sebesar 44%

$$RoI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\% \quad (6.3)$$

A. Hasil penjualan : Rp4.445.100.598.453

B. Biaya produksi : Rp3.895.244.563.200

C. Pajak : 30%

D. Fixed Capital Investment : Rp2.604.040.327.191

E. Keuntungan sebelum pajak :

$$\text{Hasil penjualan} - \text{biaya produksi} = \text{Rp}549.856.035.253$$

F. RoI sebelum pajak :

$$RoI = \frac{\text{Keuntungan sebelum pajak}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\% = 21,1155\%$$

G. Keuntungan setelah pajak :

$$30\% \times \text{keuntungan sebelum pajak} = \text{Rp}384.899.224.677$$

H. RoI setelah pajak :

$$RoI = \frac{\text{Keuntungan setelah pajak}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\% = 14,7808\%$$

6.5.2 Pay Out Time (POT)

Pay Out Time (POT) merupakan jumlah tahun dimana modal investasi dapat dikembalikan dari keuntungan yang dihitung sebelum dilakukan pengurangan dengan depresiasi. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali. Pabrik dengan resiko rendah mempunyai nilai POT maksimal 5 tahun, sedangkan pabrik dengan resiko tinggi mempunyai nilai POT maksimal 2 tahun.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} \quad (6.4)$$

- A. Fixed Capital Investment : Rp2.604.040.327.191
- B. Keuntungan sebelum pajak : Rp551.863.168.649
- C. Keuntungan setelah pajak : Rp386.304.218.054
- D. Depresiasi : Rp234.363.629.447
- E. POT sebelum pajak :

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan sebelum pajak} + \text{Depresiasi}} = 3,3 \text{ tahun}$$

F. POT setelah pajak :

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan setelah pajak} + \text{Depresiasi}} = 4,2\text{tahun}$$

6.5.3 Break Even Point (BEP)

Break Even Point (BEP) merupakan titik dimana penjualan hanya mampu menutup biaya operasi sehingga pabrik tidak mengalami keuntungan ataupun kerugian. Pada umumnya BEP memiliki nilai berkisar 40% - 60%. Kapasitas produksi pada saat sales sama dengan total cost. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah nilai BEP dan akan untung jika beroperasi di atas nilai BEP.

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

Keterangan:

Fa : *Fixed manufacturing cost*

Ra : *Regulated cost*

Va : *Variabel cost*

Sa : *Sales price*

A. *Fixed Cost* (Fa)

Fixed Cost (Fa) merupakan sejumlah biaya yang harus dikeluarkan pada setiap tahunnya baik saat keadaan pabrik produksi ataupun tidak berproduksi.

Tabel 6. 12 *Fixed Cost (Fa)*

No	Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (Rp)
1	<i>Depresiation</i>	Rp234.363.629.447	\$15.655.553
2	<i>Proerty Taxes</i>	Rp52.080.806.544	\$3.479.012
3	<i>Asurance</i>	Rp26.040.403.272	\$1.739.506
Total		Rp312.484.839.263	\$20.874.071

B. *Regulated Cost (RA)*

Ragulated Cost (Ra) adalah sejumlah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahunnya yang besarnya proporsional dengan total kapasitas produksi.

Biayabiaya tersebut bisa menjadi biaya tetap atau menjadi biaya variabel.

Tabel 6. 13 *Regulated Cost (Ra)*

No	Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Labor</i>	Rp12.888.000.000	\$860.922
2	<i>Payroll Overhead</i>	Rp1.933.200.000	\$129.138
3	<i>Supervision</i>	Rp1.546.560.000	\$103.311
4	<i>Plant Overhead</i>	Rp7.732.800.000	\$516.553
5	<i>Laboratory</i>	Rp1.288.800.000	\$86.092
6	<i>General Expense</i>	Rp777.246.815.275	\$51.920.295
7	<i>Maintenance</i>	Rp52.080.806.544	\$3.479.012
8	<i>Plant Supplies</i>	Rp7.812.120.982	\$521.852
Total		Rp862.529.102.801	\$57.617.175

C. *Variabel Cost (VA)*

Variabel Cost (Va) merupakan sejumlah biaya yang harus dikeluarkan pada setiap tahunnya yang besarnya dipengaruhi total kapasitas produksi.

Tabel 6. 14 *Variable Cost (Va)*

No	Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp2.206.014.982.088,33	\$147.362.390
2	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp222.255.029.923	\$14.846.695
3	<i>Utilities</i>	Rp158.607.591.172	\$10.595.029
4	<i>Royalty & Patent</i>	Rp133.353.017.954	\$8.908.017
Total		Rp2.720.230.621.136	\$181.712.132

Nilai BEP :

$$BEP = \frac{(Fa + 0,3Ra)}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\% = 50,9539\%$$

6.5.4 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) merupakan suatu titik kapasitas produksi dimana pada kondisi ini menutup pabrik akan lebih menguntungkan daripada tetap mengoperasikannya. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.

$$SDP = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% = 23,0808\%$$

Keterangan:

Fa : *Fixed manufacturing cost*

Ra : *Regulated cost*

Va : *Variabel cost*

Sa : *Sales price*

6.5.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFRR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik. Dapat dihitung dengan persamaan:

$$(FC + WC)(1 + i)^n = CF[(1 + i)^n - 1 + (1 + i)^n - 2 + \dots + (1 + i) + 1] + SV + WC$$

Keterangan:

R : S

FC : *Fixed Capital*

WC : *Working Capital*

SV : *Salvage Value*

CF : *Annual Cash Flow* (keuntungan setelah pajak + *depresiasi* + *finance*)

I : *Discounted cash flow rate*

N : Umur Pabrik (10 Tahun)

Salvage Value : $Depreciation = 9\% \times FCI$

: Rp234.363.629.447

Cash Flow : $Annual Profit + Depreciation + Finance$

: Rp679.370.187.377

Discounted cash flow rate dihitung secara *trial and eror*

R : Rp25.887.958.040.292

S : Rp25.887.958.040.292

R – S : 0

Dari trial and eror didapatkan:

Harga i : 0,2403

Sehingga DCFRR : 24,0281%

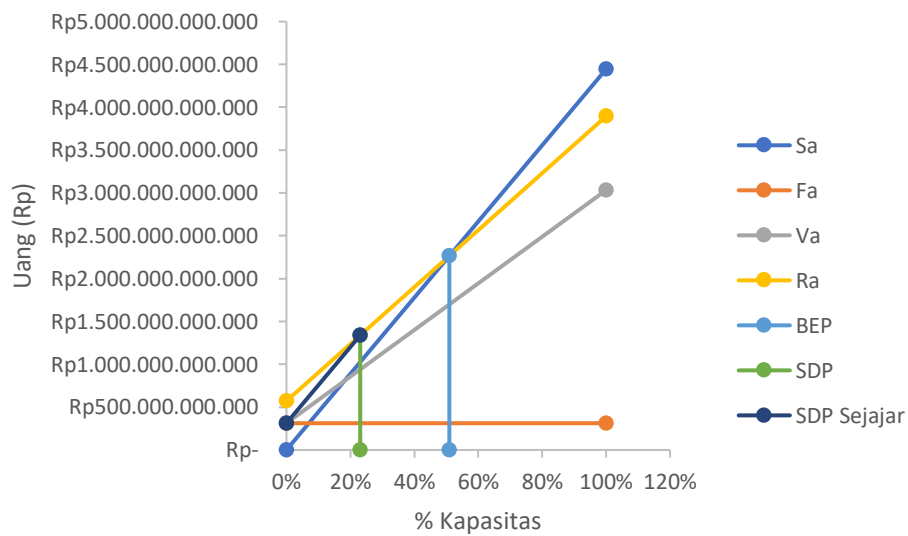
Bunga bank Indonesia : 3,5%

DCFRR minimum : 5,25%

Tabel 6. 15 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi

Parameter	Terhitung	Persyaratan	Layak/Tidak
RoI sebelum pajak	21,1155%	Pabrik resiko tinggi minimal 44% Pabrik resiko rendah minimal 11%	Layak
POT sebelum pajak	3,3 tahun	Pabrik resiko tinggi maksimal 2 tahun Pabrik resiko rendah maksimal 5 tahun	Layak
BEP	50,9539%	40% - 60%	Layak
SDP	23,0808%	20% - 30%	Layak
DCFRR	24,0281%	Interest = 1,5 x bunga simpanan bank (5,25 %)	Layak

Hasil kalkulasi kelayakan ekonomi pendirian Pabrik Biodiesel dari CPO Parit dapat di pahami melalui grafik Break Event Point berikut:



Gambar 6. 2 Grafik Analisis Ekonomi

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan dari hasil perhitungan dan analisi, Perancangan Biodiesel dari CPO Parit dengan Kapasitas 75.000 ton/tahun dapat disimpulkan sebagai berikut:

- A. Pendirian pabrik Biodiesel dari CPO Parit dengan Kapasitas 75.000 ton/tahun bertujuan untuk mengurangi ketergantungan impor biodiesel dari negara luar, membuka lapangan kerja baru dan meningkatkan pertumbuhan ekonomi
- B. Luas tanah yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik Biodiesel dari CPO Parit ini yaitu sebesar 23.716m².
- C. Hasil evaluasi ekonomi pabrik Biodiesel dari CPO Parit didapatkan yaitu:
 1. Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp551.863.168.649
 2. Keuntungan setelah pajak sebesar Rp386.304.218.054
 3. Return of Invesment sebelum pajak (RoI b) sebesar 21,1155% , nilai tersebut masih masuk dalam syarat RoI b untuk pabrik kimia dengan resiko rendah yaitu minimal 11%.
 4. *Returns of Invesment* sesudah pajak (RoI A) sebesar 14,7808%
 5. *Pay Out Time* sebelum pajak (POT b) sebesar 3,3 tahun, nilai tersebut masih masuk dalam syarat POT b untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimal yaitu 5 tahun.
 6. *Pay Out Time* setelah pajak (POT a) sebesar 4,2 tahun

7. *Break Even Point* (BEP) sebesar 50,9539%, nilai tersebut masih memenuhi syarat BEP untuk pabrik kimia yaitu 40% - 60%.
 8. *Shut Down Point* (SDP) sebesar 23,0808%, nilai tersebut masih memenuhi syarat SDP untuk pabrik kimia yaitu 20% -30%.
 9. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFRR) sebesar 24,0281% masih memenuhi syarat minimum pabrik kimia pada umumnya adalah $1,5 \times 3,5\% = 5,25\%$.
- D. Hasil dari keseluruhan tinjauan yang dilakukan mulai dari ketersediaan bahan baku, kondisi operasi proses dan hasil evaluasi ekonomi disimpulkan bahwa Pabrik Biodiesel dari CPO Parit dengan Kapasitas 75.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

7.2 Saran

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

- A. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
- B. Pengoptimalan pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
- C. Pendirian pabrik biodiesel dari cpo parit dapat menjadi solusi pemerintah untuk mendorong tumbuhnya industri kimia didalam negeri, agar menjadi sektor penggerak perekonomian nasional.

D. Pendirian pabrik biodiesel dari po parit dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan biodiesel di Indonesia.

DAFTAR PUSTAKA

Aries, R.s., and Newton, R.D., (1955). *Chemical_Engineering_Cost_Estimation*.

Mc Graw Hill Book co., New York.

Arita, S., Rifqi, M., Nugroho, T., Agustina, T. E., & Hadiah, F. (2020). *Pembuatan biodiesel dari limbah cair kelapa sawit dengan variasi katalis asam sulfat pada proses esterifikasi. Jurnal Teknik Kimia*, 1-3.

Badan Pusat Statistika. 2022. *Ekspor – Impor*. (online).

<https://bps.go.id/subject/8/ekspor-impor.html#subjekViewTab5>

Badan Pusat Statistik. 2022. *Indeks Harga Perdagangan Besar Menurut Sektor (Tahunan) 2000-2022*. [https://bps.go.id/subject/20/harga-perdagangan-](https://bps.go.id/subject/20/harga-perdagangan-besar.html#subjekViewTab3)

[besar.html#subjekViewTab3](https://bps.go.id/subject/20/harga-perdagangan-besar.html#subjekViewTab3)

Brown, G.G. 1950. “*Unit Operation*”, John Wiley and Sons Inc, New York.

Brownell, L. E. dan Young, E. H. 1979. *Process Equipment Design*. John Wiley Eastern Limited: New York.

Faith Keyes and Clark. 1975. “*Industrial Chemical*”, 4,th Edition, Jonh Wiley and Sons Inc, New York.

Geankoplis, J.C. 1978. “*Transport Process and Unit Operation*” Third Edition, Prentice Hall International Inc., United States of America.

Harga Bahan, <https://www.alibaba.com/premium/>

Harga Bangunan, <https://www.lamudi.co.id/east-kalimantan/kutai-kartanegara/muara-kaman/land/buy/?q=Muara+kaman+%28Wilayah+di+kutai+kartanegara%29>

Hayyan, A., Alam, M. Z., Mirghani, M. E., & Kabbashi, N. A. (2010). *Produksi Biodiesel dari Sludge Palm Oil dengan*. *Jurnal Teknik Energi dan tenaga*, 13-15.

Herlina, I., Puspitarum, D. L., Qadri, L. A., & Safitra, E. R. (2022). *PEMBUATAN BIODIESEL BERBAHAN BAKU FRAKSI MINYAK CPO (CRUDE PALM OIL) PARIT TERKATALISIS ZEOLIT ALAM LAMPUNG*. *Inovasi Teknik Kimia*, 1-6.

Indeks harga, <https://www.toweringskills.com/financial-analysis/cost-indices/>

Kemenperin. 2017. *Industri Kimia Ketergantungan Bahan Baku Impor*. (Online). <https://kemenperin.go.id/artikel/3772/Industri-Kimia%02ketergantunganbah%20%e2%80%93Impo>

Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill Book Co: New York.

Matches. 2014. *Matche's Process Equipment Cost Estimates*. (online). <http://www.matche.com/default.html>

McCabe, W. L. 1976. *Unit Operation of Chemical Engineering*, (3rd ed) . Singapore: Mc Graw Hill, Kogakusha , Ltd.

- Nurhayati, Anita , S., Amri, T. A., & Linggawati, A. (2017). Esterifikasi Minyak Sawit Mentah Menggunakan H₂JADI₄ dan Transesterifikasi. *Kampus Bina Mulya*, 310-312.
- Perry, R. H. 1999. *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 7th Edition. McGraw-Hill Book Co: New York.
- Peters, M. S. dan K. D. Timmerhaus. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Fourth Edition*. Mc Graw-Hill Book Co: New York.
- Peters, M. S., Klaus D. Timmerhaus and Ronald E. West. 2004. *Plant design and economics for chemical engineers (5th ed.)*. McGraw Hill Book Co., Inc., New York.
- Putri, Q. U., Augustin, D., & Hasanudin. (2022). *Kinetika Esterifikasi Asam Lemak Bebas dari Sludge Industri Crude Palm Oil (CPO) Menggunakan Katalis Komposit Montmorillonite/Karbon Tersulfonasi dari Tetes Tebu. Penelitian Kimia*, 51-54.
- Smith, J. M. dan H. C. Van Ness. 2001. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, Sixth Edition*. Mc Graw-Hill Book Co: New York.
- Treyball, R. E. 1980. *Mass Transfer Operation*. McGraw-Hill Book Co: New York.
- Welty et. al. 2008. *Fundamentals of Momentum, Heat, and Mass Transfer, Fifth Edition*. John Wiley & Sons Inc: USA.

Wallas. S.M. 1988. *Chemical Process Equipment*. Butterworth Publishers,
Stoneham USA

Yaws, C. L. (1999). Livro - [Handbook] - *Chemical Properties Handbook* - C.L.
Yaws, 1996 .pdf (pp. 1–772).

LAMPIRAN

Lampiran A

Perancangan Reaktor

Jenis: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Fungsi: Mereaksikan Asam Lemak Bebas (FFA) menggunakan Methanol dengan Katalis Asam Sulfat

Kondisi Operasi:

Suhu = 60 C

Tekanan = 1 atm

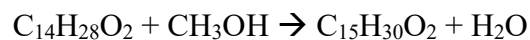
Konversi = 90%

Reaksi = Eksotermis dan *Irreversible*

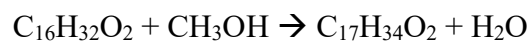
1. Kinetika Reaksi

Reaksi pembentukan Biodiesel (RCOOCH₃) merupakan reaksi esterifikasi fase cair dengan bahan baku CPO Parit dan Methanol (CH₃OH) sesuai dengan persamaan berikut :

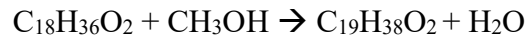
Reaksi 1:



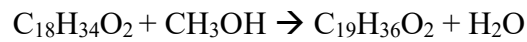
Reaksi 2:



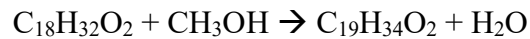
Reaksi 3:



Reaksi 4:



Reaksi 5:



Untuk mempercepat reaksi esterifikasi digunakan katalis asam sulfat dikarenakan dalam skala industri asam sulfat paling umum digunakan dan mudah ditemukan. Reaksi esterifikasi dalam pembentukan biodiesel reaksi orde 1 semu.

Persamaan reaksinya dapat dituliskan sebagai berikut:

$$(-r_A) = kC_A C_B$$

$$(-r_A) = (kC_B)C_A$$

$$(-r_A) = k'C_A$$

$$\frac{dC_A}{dt} = k'C_A$$

$$C_A = C_{A0}(1 - X_A)$$

$$C_A = C_{A0} \cdot C_{A0} X_A$$

$$\frac{dC_A}{dX_A} = -C_{A0} \cdot 1$$

$$dC_A = -C_{A0} dX_A$$

$$C_{A0} dX_A = k' C_{A0} (1 - X_A) dt$$

$$\int_0^{X_A} \frac{dX_A}{1 - X_A} = k' \int_0^t dt$$

Misal:

$$1 - X_A = u$$

$$X_A = 1 - u$$

$$-dX_A, du \text{ atau } dX_A = -du$$

$$\int_0^{X_A} \frac{1}{1-X_A} dX_A = k' \int_0^t dt$$

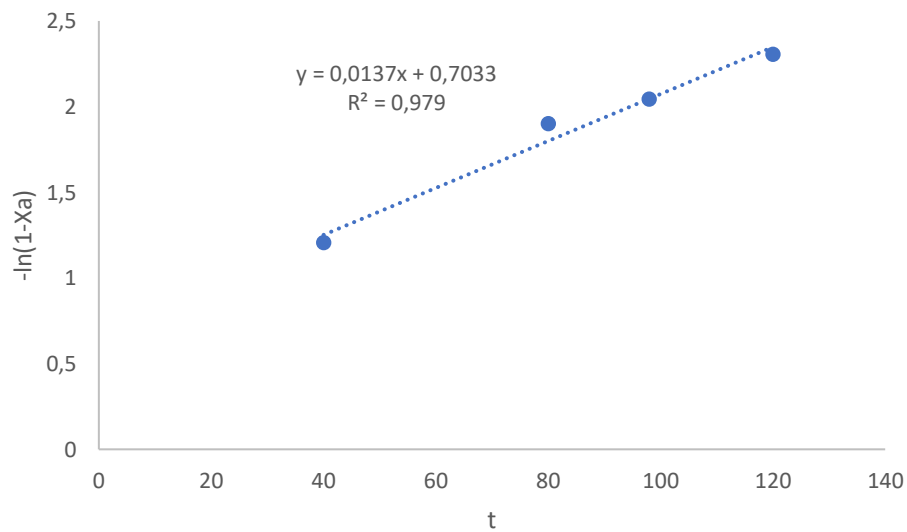
$$\int_0^{1-u} -\frac{1}{u} du = k'[t]_0^t$$

$$-\int_0^{1-u} \frac{1}{u} du = k'[t - 0]$$

$$-[\ln(u)]_0^{1-u} = k't$$

$$-[\ln(1 - X_A)] = k't$$

$$k' = \frac{-[\ln(1 - X_A)]}{t}$$



Dari grafik diatas didapatkan nilai regresi linear yaitu:

$$y = 0,0137x + 0,7033$$

Sehingga nilai k' yang diperoleh, yaitu:

$$k' = 0,0137 \text{ m}^3/\text{kmol}/\text{jam}$$

$$C_{B0} = \frac{\text{mol B}}{\Sigma F_V}$$

$$C_{B0} = \frac{1075,4025}{97,1937} = 11,0645$$

$$k = \frac{k'}{C_{B0}}$$

$$k = \frac{0,0137}{11,0645}$$

Sehingga didapatkan nilai k sebesar :

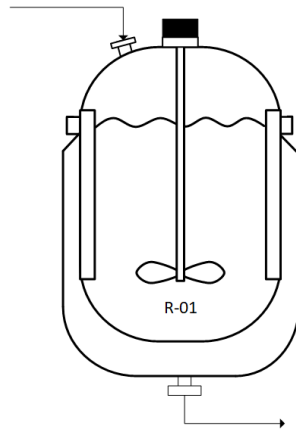
$$k = 0,0012 \text{ m}^3/\text{Kmol/jam}$$

2. Neraca Massa Reaktor

Tabel Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input (kg/jam) Arus 1	Output(kg/jam) Arus 2
C ₁₅ H ₃₀ O ₂		9046,0526
C ₁₇ H ₃₄ O ₂		8988,8139
C ₁₉ H ₃₈ O ₂		8942,8617
C ₁₉ H ₃₆ O ₂		8945,8413
C ₁₉ H ₃₄ O ₂		8948,8636
H ₂ O		2904,1674
H ₂ SO ₄	1635,3649	1635,3649
CH ₃ OH	34419,7627	29256,7983
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	9496,6969	946,9696
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	9496,6969	946,9696
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	9496,6969	946,9696
C ₁₈ H ₃₄ O ₂	9496,6969	946,9696
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	9496,6969	946,9696
Imp	0,43	0,43
Total	83404,0425	83404,0425

3. Optimasi Reaktor



Menghitung Volume reaktor

$$\text{Konversi} = 0,90$$

$$k = 0,0012 \text{ m}^3/\text{Kmol/jam}$$

$$Fv = 97,1937 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V = \frac{Fv_0(C_{A0} - C_{A0}(1 - X_A))}{k \cdot (C_{A0}(1 - X_A))}$$

$$C_{A0} = 1,8444 \text{ kmol/m}^3$$

a. Menggunakan 1 Reaktor

$$V_{\text{coba-coba}} = 78.486,5302 \text{ m}^3 = 223.955.166 \text{ gallon}$$

$$X_0 = 0,0000$$

$$X_1 = 0,90$$

b. Menggunakan 2 Reaktor

$$V_{\text{coba-coba}} = 62.051,5071 \text{ m}^3 = 139.949.583 \text{ gallon}$$

$$X_0 = 0,0000$$

$$X_1 = 0,75$$

$$X_2 = 0,90$$

c. Menggunakan 3 Reaktor

$$V_{\text{coba-coba}} = 19.624,1325 \text{ m}^3 = 16.589.271 \text{ gallon}$$

$$X_0 = 0,0000$$

$$X_1 = 0,40$$

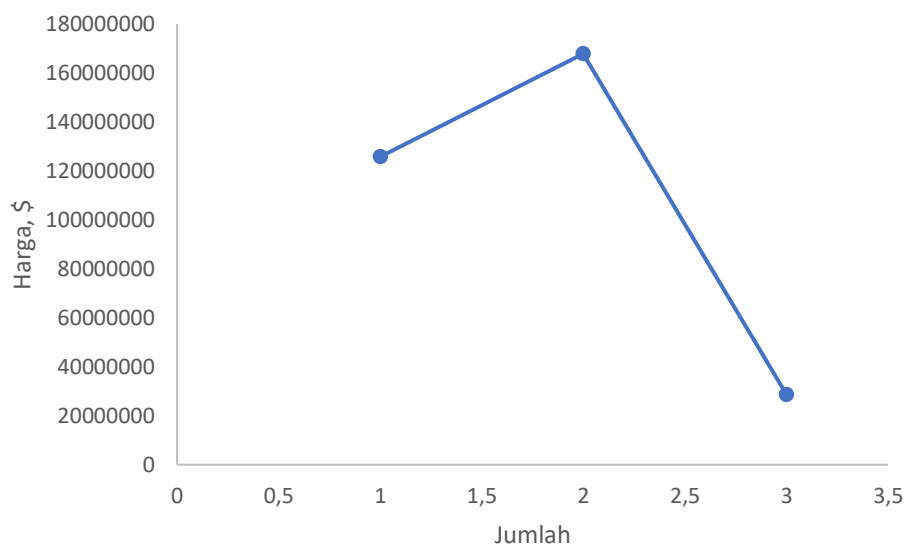
$$X_2 = 0,39$$

$$X_3 = 0,90$$

N	Volume (liter)
1	78.496.530
2	62.051.507
3	19.624.132

n	X ₀	X ₁	X ₂	X ₃
1	0,0000	0,90		
2	0,0000	0,75	0,90	
3	0,0000	0,40	0,39	0,90

n	V (gallon)	Harga (\$)	Harga Total (\$)
1	24.883.907	125.791.026	125.791.026
2	19.670.728	83.898.077	167.796.154
3	6.220.976	9.549.049	28.647.149



Berdasarkan optimasi yang dilakukan, maka jumlah reaktor yang optimal untuk mendapatkan konversi 90 % yaitu 3 reaktor karena mempunyai harga yang paling murah.

Mechanical Design

Perbandingan diameter dan tinggi reaktor yang optimum ialah 1 : 1,5($H = 1,5D$)

Jenis tutup bagian atas dan bawah yang digunakan *Elliptical*

Menghitung Kapasitas

Densitas

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	ρ (kg/m ³)	Fraksi Massa	ρ campuran (kg/m ³)
FFA	47348,4848	179,2696	894	56,77%	511,9625
Imp	0,4300	0,0072	2650	0,00%	0,0138
H ₂ SO ₄	928,0303	9,4697	1840	1,96%	20,6504
CH ₃ OH	34412,8788	1075,4025	787	41,62%	327,5244
Total	83404,0426	1271,5817	6171	100%	860,0961

$$\text{Densitas campuran} = 860,0961 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Waktu tinggal} = 120 \text{ menit}$$

$$F_v = 97,1937 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V = \frac{F_v(C_{A0} - C_A)}{-r_A}$$

$$V = \frac{F_v(C_{A0} - C_A)}{kC_A}$$

$$V = 19.624,1325 \text{ m}^3$$

$$V \text{ overdesign} = 23.548,95906 \text{ m}^3$$

$$D = 31,0718 \text{ m}$$

$$H = 46,6078 \text{ m}$$

$$h_{\text{cairan}} = \frac{4V}{\pi D^2}$$

$$h_{\text{cairan}} = 31,0695 \text{ m}$$

Menghitung Tekanan Desain

Tekanan Hidrostatik : $\rho \cdot g \cdot h_{\text{cairan}}$

$P_{\text{hidrostatik}}$: 261.883 kg/m²

: 371,874 psi

P_{total} : 386,574 psi

P_{design} : 463,889psi

Menghitung tebal shell (ts)

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

ts = Tebal *shell* (in)

P = Tekanan dalam tangki (psia)

F = *Allowable stress* (18.750 psi)

ri = Jari-jari dalam *storage* (in)

E = Efisiensi pengelasan (80%, *double welded butt joint*)

C = Faktor korosi (0,125 in)

Diperoleh tebal *shell* dengan ts standar adalah 3 in

Menghitung Tebal Head

$$tH = \frac{P \cdot ID_s}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + c$$

P = Tekanan Design, psi

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

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

$E = \text{Efisiensi pengelasan (80\%, double welded butt joint)}$

Diperoleh nilai tebal *head* dengan tebal *head* standar 6 in

Dari tabel 5.11 brownell dengan t_h standar 6 in didapat nilai sf 9

Sehingga, tinggi *head* yang diperoleh adalah

$$H_{\text{head}} = sf + b + t_h = 9,7811 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi reaktor} = 2.H_{\text{head}} + h_{\text{shell}} = 60,17 \text{ m}$$

Menghitung Ukuran Pengaduk

Dari buku brown halaman 507, diperoleh :

$$D_t/D_i = 3$$

$$Z_l/D_i = 2,7 - 3,9 = 2,7$$

$$Z_i/D_i = 0,75 - 1,3 = 1,3$$

$$W_b/D_i = 0,10$$

$$D_t = 441,6242$$

$$\text{Baffle} = 4$$

$$D_i = \text{diameter pengaduk} = 407,767 \text{ in}$$

$$Z_l = \text{tinggi cairan dalam reaktor} = 104,555 \text{ in}$$

$$Z_i = \text{jarak pengaduk} = 407,7675 \text{ in}$$

$$W_b = \text{lebar baffle} = 4077,6750 \text{ in}$$

$$\text{Jumlah Impeller} = 1$$

WELH = 26,8032 m

Jumlah putaran, N = 60 rpm = 0,9997 rps

Menghitung Power Pengaduk

$$Re = \frac{\rho N D i^2}{\mu}$$

Re = 6.730.676,7751

Dengan menggunakan fig 477 G.G Brown page 507 diperoleh Np = 8

$$P = \frac{Np \cdot \rho \cdot Ni^3 Di^5}{gc}$$

Np = Power Number = 8

ρ = Densitas campuran = 53,6940 lb/ft³

Di = Diameter pengaduk = 10., ft

Ni = Kecepatan putar pengaduk = 0,9997 rps

P = 1066399,51 ft.lb/s = 340,0163 hP = 253,5501 kW

Daya Motor = 298,2943 Hp

Dipilih power standart = 200 Hp

Neraca Panas Reaktor

Komponen	Energi Masuk (kj/jam)	Energi Keluar (kj/jam)
Q ₁	815.019.875,3572	
Q ₂		6.047.162,1565
Q _{reaksi}	158.889.261,5640	
Q _{pendingin}		824.861.974.7648
Total	830.909.136,9212	830.909.136,9212

Media pendingin yang digunakan adalah Cooling Water dengan suhu masuk 30 C dan suhu keluar 40 C

$$\Delta H = Cp \cdot \Delta T$$

$$\Delta H = \Delta H(40^{\circ}\text{C}) - \Delta H(30^{\circ}\text{C})$$

$$\Delta H = (4,1799 \times (313 - 298)) - (4,1775 \times (303 - 298))$$

$$\Delta H = 41,811 \text{ kj/kg}$$

Maka, kebutuhan pendingin :

$$Q = m \cdot Cp \cdot \Delta T$$

$$m = \frac{Q}{\Delta H}$$

$$m = 3.968.592 \text{ kg/jam}$$

Suhu LMTD

Komponen	C	K	F
Suhu fluida panas masuk reaktor	60	333,15	140
Suhu fluida panas keluar reaktor	60	333,15	140
Suhu fluida dingin masuk	30	303,15	86
Suhu fluida dingin keluar	40	313,15	104

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

$$\Delta T_{LMTD} = 44,3934 \text{ F}$$

Luas Perpindahan Panas :

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

Nilai UD untuk medium organics (hot) dan water (cold) sebesar

50-125 Btu/ft².°F.jam

$$A = 2347,6621 \text{ m}^2$$

Menghitung Luas Selubung Reaktor :

$$A = \pi \cdot D \cdot H = 9909,9928 \text{ m}^2$$

Karena luas transfer panas < luas selubung reaktor, maka dipilih jaket pendingin.

Menentukan Ukuran Jaket Pendingin

$$ID = OD \text{ tangka} + 2 \cdot jw$$

$$= 244 \text{ in}$$

Menentukan Tebal Dinding Jaket

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

$$ts = 3,9693 \text{ in}$$

$$OD = 252 \text{ in}$$

$$ID = 232 \text{ in}$$

Menentukan U_c dan U_d

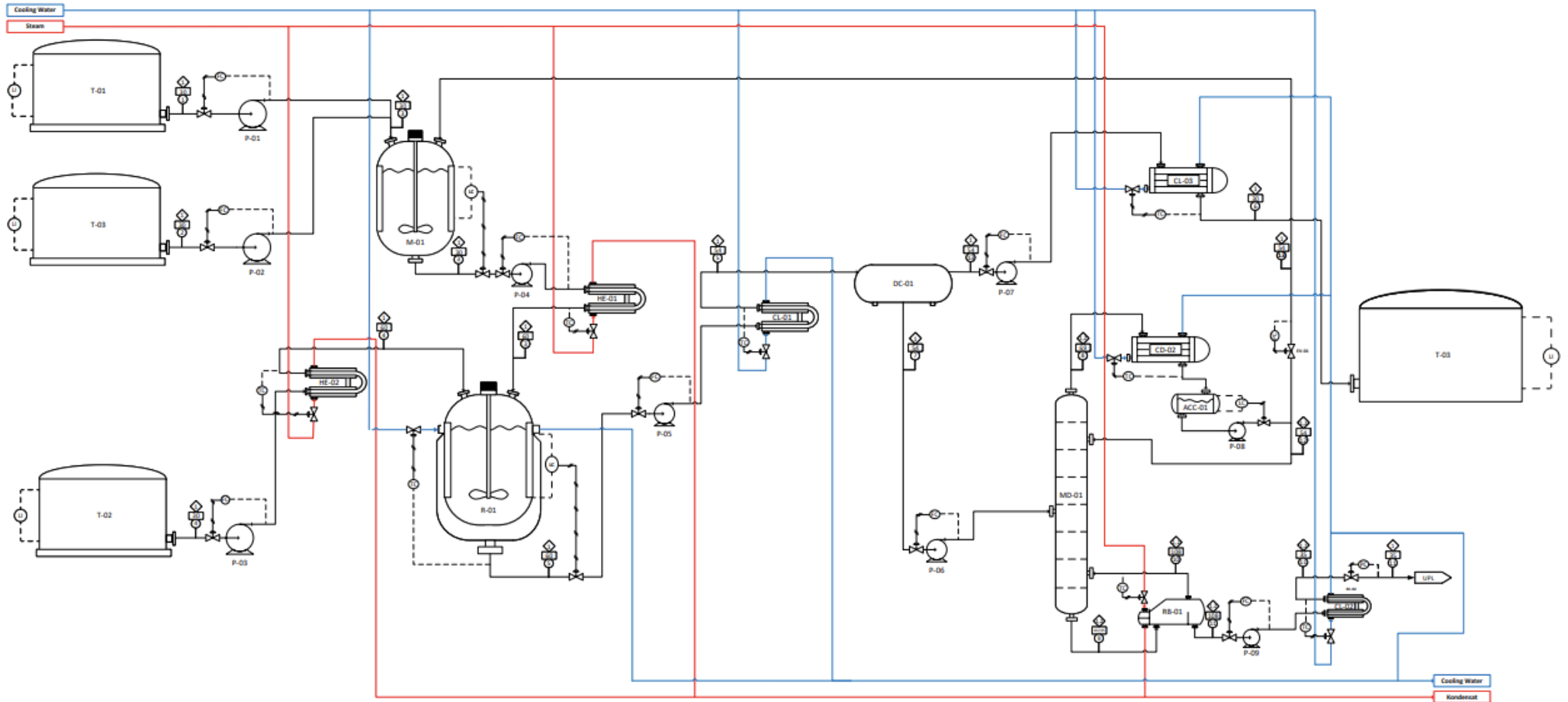
$$U_c = \frac{h_i h_o}{h_i + h_o}$$

$$U_D = \frac{U_c h_D}{U_c + h_D}$$

$$U_c = 1,9845 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ F}$$

$$U_D = 11,0913 \text{ Btu/jam.ft}^2$$

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI CPO PARIT KAPASITAS 75.000 TON/TAHUN



KOMPOSISI	Nomor Arus (kg/jam)												
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 11	Arus 12	Arus 13
$C_{12}H_{22}O_2$					9.046,0526	9.046,0526							
$C_{17}H_{34}O_2$					8.988,8139	8.988,8139							
$C_{19}H_{38}O_2$					8.942,8617	8.942,8617							
$C_{18}H_{36}O_2$					8.945,8414	8.945,8414							
$C_{18}H_{36}O_2$					8.948,8636	8.948,8636							
H_2O	1.9101	18.9394	1.9101		2.911,5176	1.0190	2.910,4986		2.910,4986	27.394,8906	2.910,4986		
H_2SO_4		928,0303	928,0303		928,0303		928,0303		928,0303	8.735,0287	928,0303		
CH_3OH	9.550,4526		9.548,5415		29.249,9144	4.387,4872	24.862,4273	24.862,4273				15.941,8368	24.862,4273
$C_{18}H_{36}O_2$				9.469,6967	946,9697	946,9697							
$C_{18}H_{36}O_2$				9.469,6967	946,9697	946,9697							
$C_{18}H_{36}O_2$				9.469,6967	946,9697	946,9697							
$C_{18}H_{36}O_2$				9.469,6967	946,9697	946,9697							
$C_{18}H_{36}O_2$				9.469,6967	946,9697	946,9697							
Impurities					0,4300	0,4300							
Total	9.550,4526	946,9697	10.476,5718	47.348,9148	82.697,1741	53.996,2180	28.700,9561	24.862,4273	3.838,5289	36.129,9193	4.538,5160	15.941,8368	24.862,4273

Keterangan Instrumen	
FC	Flow Control
LC	Level Control
LI	Level Indicator
TC	Temperature Control

Keterangan Instrumen	
	Tekanan (atm)
	Temperature (°C)
	Nomor Arus
	Control Valve
	Sinyal Pneumatic
	Sinyal Elektrik
	Piping

Keterangan Alat	
ACC	Accumulator
CL	Decanter
CD	Condenser
DC	Decanter
HE	Heat Exchanger
MD	Menara Destilasi
R	Reaktor
RB	Reboiler
T	Tangki
P	Pompa
EV	Expansion Valve
M	Mixer



**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
2023**

**PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL
DARI CPO PARIT KAPASITAS 75.000 TON TAHUN**

DISUSUN OLEH :

**Amanah Asri Estikawati (19521004)
Bella Klarisa Amanda (19521050)**

DOSEN PEMBIMBING :

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

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Amanah Asri Estikawati
 No. MHS : 19521004

2. Nama Mahasiswa : Bella Klarisa Amanda
 No. MHS : 19521050

Judul Prarancangan : Prarancangan Pabrik Biodiesel dari CPO Parit Kapasitas
 75.000 Ton/Tahun

Mulai Masa Bimbingan :

Batas Akhir Bimbingan :

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	12 Oktober 2022	Bimbingan pemilihan judul tugas akhir	<i>[Signature]</i>
2	20 Oktober 2022	Bimbingan Bimbingan data ekspor dan impor untuk kapasitas	<i>[Signature]</i>
3	8 November 2022	Bimbingan kapasitas pabrik	<i>[Signature]</i>
4	14 November 2022	Bimbingan luaran 1-3	<i>[Signature]</i>
5	15 November 2022	Bimbingan luaran	<i>[Signature]</i>
6	14 Desember 2022	Konsultasi pergantian judul dan luaran	<i>[Signature]</i>
7	15 Desember 2022	Konsultasi luaran 1-3	<i>[Signature]</i>
8	11 Januari 2023	Konsultasi diagram alir kualitatif	<i>[Signature]</i>
9	13 Januari 2023	Konsultasi diagram alir kualitatif	<i>[Signature]</i>
10	18 Januari 2023	Konsultasi diagram alir kualitatif	<i>[Signature]</i>
11	20 Januari 2023	Konsultasi diagram alir kualitatif	<i>[Signature]</i>
12	15 Februari 2023	Konsultasi neraca massa	<i>[Signature]</i>
13	7 Maret 2023	Konsultasi neraca massa	<i>[Signature]</i>
14	16 Maret 2023	Konsultasi neraca massa	<i>[Signature]</i>
15	20 Maret 2023	Konsultasi neraca massa	<i>[Signature]</i>
16	27 Maret 2023	Konsultasi neraca massa	<i>[Signature]</i>
17	29 Maret 2023	Konsultasi data kinetika	<i>[Signature]</i>
18	30 Maret 2023	Konsultasi data kinetika	<i>[Signature]</i>
19	31 Maret 2023	Konsultasi optimasi reaktor	<i>[Signature]</i>
20	2 April 2023	Konsultasi optimasi reaktor	<i>[Signature]</i>

21	4 April 2023	Konsultasi optimasi reaktor	<i>Handwritten signature</i>
22	6 April 2023	Konsultasi reaktor	<i>Handwritten signature</i>
23	10 April 2023	Konsultasi reaktor	<i>Handwritten signature</i>
24	12 April 2023	Konsultasi reaktor	<i>Handwritten signature</i>
25	17 April 2023	Konsultasi reaktor	<i>Handwritten signature</i>
26	12 Mei 2023	Konsultasi reaktor	<i>Handwritten signature</i>
27	19 Mei 2023	Konsultasi reaktor	<i>Handwritten signature</i>
28	5 Juni 2023	Konsultasi alat	<i>Handwritten signature</i>
29	12 Juni 2023	Konsultasi alat	<i>Handwritten signature</i>
30	22 Juni 2023	Konsultasi alat	<i>Handwritten signature</i>
31	4 Juli 2023	Konsultasi Menara distilasi	<i>Handwritten signature</i>
32	24 Juli 2023	Konsultasi PEFD	<i>Handwritten signature</i>

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta,

Pembimbing ,

Handwritten signature: Arif Hidayat
Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.