

**PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK BIJI KAPUK
DENGAN PROSES ESTEFERIKASI DAN TRANSESTEFERIKASI
KAPASITAS 6.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

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



Disusun oleh :

Nama : Bagus Ridwan Wibisono Nama : Fiqran Mau Ratu Wara

NIM : 20521075 NIM : 20521219

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

2023

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN
PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK BIJI KAPUK
DENGAN PROSES ESTEFERIKASI DAN TRANSESTEFERIKASI
KAPASITAS 6.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Bagus Ridwan Wibisono Nama : Fiqran Mau Ratu Wara
NIM : 20521075 NIM : 20521219

Yogyakarta, 29 Juli 2024

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

Td. Tangan Td. Tangan




Bagus Ridwan Wibisono
NIM. 20521075




Fiqran Mau Ratu Wara
NIM. 20521219

LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING
PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK BIJI KAPUK
DENGAN PROSES ESTEFERIKASI DAN TRANSESTEFERIKASI
KAPASITAS 6.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Bagus Ridwan Wibisono

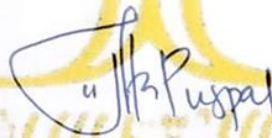
Nama : Fiqran Mau Ratu Wara

NIM : 20521075

NIM : 20521219

Yogyakarta, 24 Juli 2024

Pembimbing,



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

NIK. 155210506

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK BIJI KAPUK
DENGAN PROSES ESTEFERIKASI DAN TRANSESTEFERIKASI
KAPASITAS 6.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Bagus Ridwan Wibisono Nama : Fiqran Mau Ratu Wara
NIM : 20521075 NIM : 20521219

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk Memperoleh
Gelar Sarjana Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia
Yogyakarta, 26 Agustus 2024

Tim penguji

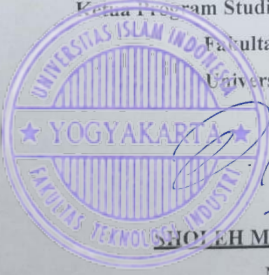
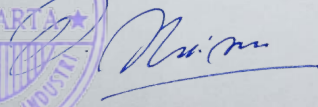
Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D
Ketua

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

Dr. Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng.
Anggota II

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia – Program Sarjana
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



SHOLEH MA'MUN, S.T., M.T., Ph.D.
NIP. 99520045

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Alhamdulillah, puji syukur kepada Allah SWT atas rahmat dan hidayah-Nya. Shalawat dan salam juga tidak lupa kami haturkan kepada junjungan kita, Nabi Muhammad SAW. Berkat segala nikmat tersebut, penulis dapat menyelesaikan seluruh rangkaian pelaksanaan tugas akhir yang berjudul **“Prarancangan Pabrik Biodiesel dari Minyak Biji Kapuk dengan proses Esterifikasi dan Transesterifikasi Kapasitas 6.000 Ton/Tahun”**.

Prarancangan pabrik ini merupakan salah satu syarat yang harus dipenuhi untuk menyelesaikan Program Sarjana di Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia. Tujuan dari prarancangan pabrik adalah untuk mendidik mahasiswa agar mampu menerapkan teori-teori yang diperoleh di kampus dalam menyelesaikan permasalahan yang terjadi di lapangan, serta menjembatani sisi akademis dengan realita lapangan.

Penulisan laporan tugas akhir ini dapat diselesaikan berkat dukungan, bimbingan, dan bantuan dari banyak pihak yang sangat berarti bagi penulis. Oleh karena itu, pada kesempatan ini, penulis menyampaikan ucapan terima kasih kepada:

1. Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan hidayah-Nya, serta memberikan nikmat kesehatan, umur panjang, kesabaran, dan kemudahan dalam menyelesaikan Tugas Akhir ini.
2. Kedua orang tua yang selalu memberikan dukungan dan motivasi, baik secara materi maupun mental, serta doa yang tiada henti diberikan kepada kami, sehingga kami dapat menyelesaikan penyusunan Laporan Tugas Akhir ini.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo, M.T., IPU, ASEAN.Eng, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D, selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Program Sarjana Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
6. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D, selaku Dosen Pembimbing yang dengan sabar membimbing dan mendukung kami, serta memberikan semangat dan masukan dalam penyusunan dan penulisan Laporan Tugas Akhir ini.
7. Seluruh teman-teman seperjuangan Teknik Kimia Angkatan 2020 yang telah banyak membantu kelancaran Tugas Akhir ini, yang tidak bisa kami sebutkan satu per satu. Semangat teman-teman, perjuangan kita masih panjang.

Penyusun menyadari sepenuhnya bahwa penyusunan laporan Tugas Akhir Prarancangan Pabrik ini masih memiliki banyak kekurangan dan kelemahan serta jauh dari sempurna. Oleh karena itu, kritik dan saran yang membangun sangat diharapkan demi penyempurnaan laporan ini. Semoga laporan Tugas Akhir Prarancangan Pabrik ini dapat bermanfaat bagi semua pihak, terutama mahasiswa Teknik Kimia.

Wassalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Yogyakarta, 30 Juli 2024

Penyusun

LEMBAR PERSEMBAHAN



Alhamdulillahirabbilalamin

Dengan penuh rasa syukur, saya mengucapkan terima kasih atas segala kemudahan yang diberikan Allah SWT dalam melewati keletihan dan kepenatan, sehingga saya dapat menyelesaikan tugas akhir prarancangan pabrik ini. Tugas ini menandai akhir dari perjuangan saya selama masa kuliah dan merupakan awal baru bagi saya untuk memasuki dunia baru. Perjuangan saya sampai ke titik ini tidak terlepas dari dukungan orang-orang luar biasa yang telah menjadi penyemangat saya dalam menyelesaikan setiap tahap hingga mencapai titik akhir ini. Tidak ada lembaran yang lebih berarti dalam laporan ini selain lembar persembahan yang saya dedikasikan untuk :

1. Kepada kedua Orang tua saya, sebagai rasa terima kasih yang mendalam. Kalian telah memberikan kasih sayang dan cinta yang selalu hidup. Terima Kasih Banyak.
2. Kepada kedua kakak saya. Terima kasih atas dukungan semangat, ekonomi dan inspirasi selama masa perkuliahan. Semoga semakin sukses. Semoga segala doa dan kebaikan yang kalian berikan akan menjadi hal yang baik pula bagi kalian. Terima kasih Banyak.
3. Kepada Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D, selaku dosen pembimbing tugas akhir saya, saya ucapkan terima kasih yang mendalam atas segala dukungan

dan motivasi yang Ibu berikan. Semoga Allah SWT senantiasa memberkahi Ibu dan keluarga dengan kesehatan, kebahagiaan, dan kesuksesan yang melimpah.

4. Kepada semua teman saya TERIMA KASIH.

Bagus Ridwan Wibisono

Teknik Kimia UII 2020

LEMBAR PERSEMBAHAN



Alhamdulillahilabbilamin

Dengan penuh rasa syukur, saya mengucapkan terima kasih atas segala kemudahan yang diberikan Allah SWT dalam melewati keletihan dan kepenatan, sehingga saya dapat menyelesaikan tugas akhir prarancangan pabrik ini. Tugas ini menandai akhir dari perjuangan saya selama masa kuliah dan merupakan awal baru bagi saya untuk memasuki dunia yang berbeda. Perjuangan saya sampai ke titik ini tidak terlepas dari dukungan orang-orang luar biasa yang telah menjadi penyemangat saya dalam menyelesaikan setiap tahap hingga mencapai titik akhir ini. Tidak ada lembaran yang lebih berarti dalam laporan ini selain lembar persembahan yang saya dedikasikan untuk:

1. Kepada Mamak dan Bapak tercinta, sebagai wujud bakti, hormat, dan rasa terima kasih yang mendalam, saya persembahkan laporan tugas akhir ini kepada Mamak (Raihana) dan Bapak (Abdullah Resid). Kalian telah memberikan kasih sayang, dukungan, ridho, dan cinta yang tiada tara, yang tidak mungkin saya balas hanya dengan selembar kertas ini. Semoga ini menjadi langkah awal untuk membawa kebahagiaan bagi Mamak dan Bapak. Saya menyadari bahwa saya belum bisa memberikan yang lebih baik selama ini. Untuk Mamak dan Bapak yang selalu mendoakan, menasihati, dan

meridhoi setiap langkah saya, terima kasih banyak. Terima kasih, Mamak,
Terima kasih, Bapak

2. Kepada adik dan kakakku, sebagai ungkapan terima kasih, aku persembahkan laporan tugas akhir ini untuk Nurfaridha Rahma Ratu Wara, S.T, Fachry Hasan Ratu Wara, dan Azzahra Putri Ratu Wara. Terima kasih atas semangat, dukungan moral, ekonomi dan inspirasi yang telah kalian berikan dalam menyelesaikan laporan ini. Semoga doa dan segala kebaikan yang kalian berikan menjadikan aku pribadi yang lebih baik. Terima kasih.
3. Kepada Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D, selaku dosen pembimbing tugas akhir saya, saya ucapkan terima kasih yang mendalam atas segala dukungan dan motivasi yang Ibu berikan. Tanpa bimbingan Ibu, mungkin saya tidak akan mampu melewati tantangan dalam menyelesaikan tugas akhir ini. Semoga Allah SWT senantiasa memberkahi Ibu dan keluarga dengan kesehatan, kebahagiaan, dan kesuksesan yang melimpah.
4. Kepada Bagus Ridwan Wibisono, mitra dalam kerja praktik, penelitian, dan tugas akhir, sekaligus teman yang selalu ada dalam suka dan duka, saya ucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya. Terima kasih atas kesabaran dan kebaikan yang telah engkau berikan. Aku sangat menghargai kolaborasi, dukungan, dan semangatmu yang tak pernah pudar. Bersama kita telah mengatasi berbagai tantangan dan menciptakan karya yang membanggakan. Semoga perjalanan kita tidak berhenti di sini, melainkan menjadi awal dari

kesuksesan yang lebih besar di masa depan. Terima kasih atas dedikasi dan kerja sama yang luar biasa.

5. Kepada Lani Tiara Ardiyanti, terima kasih telah menjadi pendamping hidup yang sangat baik bagi saya, selalu menemani disaat suka dan duka. Selalu memberikan dukungan moral, *support system* yang baik dan dukungan yang terbaik. Terima kasih karena selalu merawat saya dikala sakit, memberikan makanan dan terima kasih karena selalu menyemangati saya dikala saya jatuh dan menyerah.
6. Kepada saudara di perantauan (Irfan, Fahran), terima kasih telah menjadi keluarga bagi saya meskipun kita jauh dari rumah. Walaupun kita berada jauh dari tanah kelahiran, kita tetap saling terhubung dalam ikatan persaudaraan. Terima kasih atas kehangatan, dukungan, dan kebersamaan yang selalu kita jaga. Semoga kita terus kuat dan kompak dalam menghadapi berbagai tantangan di kota ini. Bersama, kita menunjukkan bahwa jarak tidak dapat memisahkan kebersamaan kita. Terima kasih telah menjadi bagian penting dari perjalanan hidupku di perantauan.
7. Kepada teman-teman seperjuangan di Teknik Kimia 2020 yang namanya tidak bisa saya sebutkan satu per satu, saya ucapkan terima kasih atas semua kenangan dan dukungan yang telah kalian berikan. Semoga kita semua dapat mencapai kesuksesan dan meraih impian kita masing-masing. Aamiin.

8. Kepada diriku sendiri, Fiqrان Mau Ratu Wara. Terima kasih telah bertahan hingga sejauh ini. Terima kasih telah terus berusaha dan merayakan pencapaianmu hingga mencapai titik ini, meskipun sering merasa putus asa dan menghadapi kegagalan. Aku menghargai keteguhanmu untuk tidak menyerah tahun ini. Meskipun proses penyusunan tugas akhir ini penuh tantangan, kamu telah menyelesaikannya dengan sebaik dan semaksimal mungkin. Ini adalah pencapaian yang patut dirayakan. Semoga kebahagiaan selalu menyertaimu di mana pun berada, Fiqrان. Terima kasih telah memilih untuk merayakan diri sendiri, baik dalam kelebihan maupun kekuranganmu.
9. Dan terakhir, kepada teman saya semua yang tidak dapat saya sebutkan satu per satu, TERIMA KASIH SEMUANYA.

Fiqrان Mau Ratu Wara

Teknik Kimia UII 2020

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN	i
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iii
KATA PENGANTAR	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN	vii
LEMBAR PERSEMBAHAN	ix
DAFTAR ISI	xiii
DAFTAR TABEL	xv
DAFTAR GAMBAR	xviii
DAFTAR LAMPIRAN	xix
DAFTAR LAMBANG/NOTASI SINGKATAN	xx
ABSTRAK	xxii
ABSTRACT	xxiii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan kapasitas pabrik	2
1.3 Tinjauan Pustaka	11
1.4 Pemilihan Proses	23
1.5 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika	26
BAB II PERANCANGAN PRODUK	30
2.1 Spesifikasi Produk	31
2.2 Spesifikasi Bahan Baku	32
2.3 Spesifikasi Bahan Pendukung	33
2.4 Pengendalian Kualitas	35
2.5 Pengendalian Proses	39
BAB III PERANCANGAN PROSES	43
3.1 Diagram Alir Proses Material	43
3.2 Uraian Proses	45
3.3 Spesifikasi Alat	49
3.4 Neraca Massa	100
3.5 Neraca Panas	107
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	112
4.1 Lokasi Pabrik	112
4.2 Tata Letak Pabrik (Plant Layout)	117

4.3	Tata Letak Mesin/Alat Proses (Machines Layout).....	122
4.4	Organisasi Perusahaan	125
BAB V UTILITAS.....		146
5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (Water Treatment System).....	148
5.2	Unit Pembangkit Steam.....	159
5.3	Unit Pembangkit Listrik.....	160
5.4	Unit Penyedia Udara Tekan	165
5.5	Unit Penyedia Bahan Bakar	166
5.6	Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan	166
5.7	Spesifikasi Alat Utilitas.....	169
BAB VI EVALUASI EKONOMI		177
6.1	Penafsiran Harga Alat	178
6.2	Dasar Perhitungan	184
6.3	Komponen Biaya.....	186
6.4	Analisa Keuntungan	190
6.5	Analisa Kelayakan	191
6.6	Analisis Resiko Pabrik	196
BAB VII PENUTUP		201
7.1	Kesimpulan	201
7.2	Saran.....	203
DAFTAR PUSTAKA		204
LAMPIRAN A PERANCANGAN REAKTOR.....		207
LAMPIRAN B PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM		254
LAMPIRAN C KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN PABRIK		256

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Produksi Biodiesel.....	4
Tabel 1. 2 Data Produksi Biodiesel di Indonesia	5
Tabel 1. 3 Data Ekspor Biodiesel di Indonesia	6
Tabel 1. 4 Data Konsumsi Biodiesel di Indonesia	8
Tabel 1. 5 Data Produsen Minyak Biji Kapuk di Indonesia.....	10
Tabel 1. 6 Standar Biodiesel SNI	16
Tabel 1. 7 Perbandingan Kondisi Operasi.....	23
Tabel 1. 8 Perbandingan proses esterifikasi dan transesterifikasi	25
Tabel 1. 9 Penelitian biodiesel dari beberapa minyak nabati	25
Tabel 1. 10 Harga ΔH_0f masing-masing komponen pada suhu 298 K	28
Tabel 2. 1 Spesifikasi Produk Biodiesel	31
Tabel 2. 2 Spesifikasi Gliserol	31
Tabel 2. 3 Kandungan Asam Lemak dalam Minyak Biji Kapuk	32
Tabel 2. 4 Spesifikasi Minyak Biji Kapuk.....	32
Tabel 2. 5 Spesifikasi CH_3OH	33
Tabel 2. 6 Spesifikasi H_2SO_4	34
Tabel 2. 7 Spesifikasi NaOH	34
Tabel 2. 8 Spesifikasi H_2O	35
Tabel 3. 1 Neraca Massa Mixer 01	100
Tabel 3. 2 Neraca Massa Mixer 02	101
Tabel 3. 3 Neraca Massa Reaktor 01.....	101
Tabel 3. 4 Neraca Massa Reaktor 02.....	101
Tabel 3. 5 Neraca Massa Reaktor 03.....	102
Tabel 3. 6 Neraca Massa Decanter 01	102
Tabel 3. 7 Neraca Massa Decanter 02	103
Tabel 3. 8 Neraca Massa Evaporator 01	103
Tabel 3. 9 Neraca Massa Menara Distilasi 01.....	104
Tabel 3. 10 Neraca Massa Condensor 01	104
Tabel 3. 11 Neraca Massa Condensor 02	104
Tabel 3. 12 Neraca Massa Reboiler 01	105
Tabel 3. 13 Neraca Massa Reflux Drum 01	105
Tabel 3. 14 Neraca Massa Washing Tank 01.....	106
Tabel 3. 15 Neraca Massa Total.....	106
Tabel 3. 16 Neraca Panas Mixer 01	107
Tabel 3. 17 Neraca Panas Mixer 02	107
Tabel 3. 18 Neraca Panas Reaktor 01	108
Tabel 3. 19 Neraca Panas Reaktor 02	108
Tabel 3. 20 Neraca Panas Reaktor 03	109
Tabel 3. 21 Neraca Panas Decanter 01.....	109

Tabel 3. 22 Neraca Panas Decanter 02.....	110
Tabel 3. 23 Neraca Panas Evaporator 01	110
Tabel 3. 24 Neraca Panas Menara Distilasi 01.....	111
Tabel 3. 25 Neraca Panas Washing Tank 01.....	111
Tabel 4. 1 Perincian Luas Bangunan Pabrik Biodiesel	120
Tabel 4. 2 Jadwal jam kerja karyawan non-shift.....	138
Tabel 4. 3 Jadwal jam kerja karyawan shift	139
Tabel 4. 4 Jadwal kerja setiap kelompok	139
Tabel 4. 5 Jadwal kerja setiap kelompok (lanjutan).....	140
Tabel 4. 6 Jumlah tenaga kerja dan sistem penggajian	140
Tabel 5. 1 Kebutuhan air pendingin	150
Tabel 5. 2 Kebutuhan air pemanas (steam)	152
Tabel 5. 3 Kebutuhan Listrik unit proses	161
Tabel 5. 4 Kebutuhan Listrik unit utilitas	163
Tabel 5. 5 Total kebutuhan Listrik pabrik Biodiesel	165
Tabel 5. 6 Spesifikasi pompa utilitas	169
Tabel 5. 7 Lanjutan spesifikasi pompa utilitas.....	170
Tabel 5. 8 Spesifikasi tangki utilitas	171
Tabel 5. 9 Lanjutan spesifikasi tangki utilitas.....	172
Tabel 5. 10 Spesifikasi bak pengendapan awal	173
Tabel 5. 11 Spesifikasi bak penampungan air bersih	173
Tabel 5. 12 Spesifikasi tangki air bersih rumah tangga	173
Tabel 5. 13 Spesifikasi mixing tank	174
Tabel 5. 14 Spesifikasi klarifer	174
Tabel 5. 15 Spesifikasi cooling tower	175
Tabel 5. 16 Spesifikasi blower cooling tower	175
Tabel 5. 17 Spesifikasi sand filter	175
Tabel 5. 18 Spesifikasi compressor.....	176
Tabel 5. 19 Spesifikasi boiler.....	176
Tabel 6. 1 Indeks harga alat pada tahun 1996 – 2023	179
Tabel 6. 2 Harga alat proses	181
Tabel 6. 3 Harga alat Utilitas	183
Tabel 6. 4 Physical plant cost (PPC)	186
Tabel 6. 5 Direct plant cost (DPC).....	186
Tabel 6. 6 Fixed capital investment (FCI).....	187
Tabel 6. 7 Working capital investment (WCI)	187
Tabel 6. 8 Direct manufacturing cost (DMC)	188

Tabel 6. 9 Indirect Manufacturing Cost (IMC)	189
Tabel 6. 10 Fixed manufacturing cost (FMC).....	189
Tabel 6. 11 Total manufacturing cost.....	189
Tabel 6. 12 General expense (GE)	190
Tabel 6. 13 Total production cost.....	190
Tabel 6. 14 Annual fixed manufacturing cost (Fa)	193
Tabel 6. 15 Annual regulated expenses (Ra).....	193
Tabel 6. 16 Annual variable value (Va)	193
Tabel 6. 17 Annual sales value (Sa).....	194

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik Produksi Biodiesel.....	4
Gambar 1. 2 Grafik Ekspor Biodiesel.....	7
Gambar 1. 3 Grafik Konsumsi Biodiesel.....	9
Gambar 1. 4 Reaksi Esterifikasi.....	18
Gambar 1. 5 Reaksi Transesterifikasi	19
Gambar 1. 6 Reaksi Transesterifikasi	27
Gambar 1. 7 Grafik hubungan waktu dan $-\ln(1 - x_A)$ Error! Bookmark not defined.	
Gambar 3. 1 Diagram alir kualitatif.....	43
Gambar 3. 2 Diagram alir kuantitatif.....	44
Gambar 4. 1 Lokasi Pabrik Biodiesel	113
Gambar 4. 2 Layout Pabrik Biodiesel (skala 1:2000).....	121
Gambar 4. 3 Layout alat proses (skala 1:500)	125
Gambar 4. 4 Struktur organisasi perusahaan pabrik biodiesel.....	131
Gambar 5. 1 Diagram alir utilitas	147
Gambar 6. 1 Grafik regresi linear	180
Gambar 6. 2 Grafik evaluasi ekonomi	200

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A PERANCANGAN REAKTOR	207
LAMPIRAN B <i>PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM</i>	254
LAMPIRAN C KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN PABRIK	256

DAFTAR LAMBANG/NOTASI SINGKATAN

T	:	<i>Temperature</i> , °C
D	:	Diameter, m
H	:	Tinggi, m
P	:	Tekanan, psia
μ	:	Viskositas, cP
ρ	:	Densitas, kg/m ³
Q	:	Kebutuhan Kalor, Kj/Jam
A	:	Luas Penampang, m ²
V	:	Volume, m ³
t	:	Waktu, jam
M	:	Massa, kg
Fv	:	Laju Volumetrik, m ³
R	:	Jari- jari, in
P	:	<i>Power motor</i> , Hp
ts	:	Tebal <i>shell</i> , in
ΔP	:	<i>Pressure drop</i> , psia
ID	:	<i>Inside</i> diameter, in
OD	:	<i>Outside</i> diameter, in
Th	:	Tebal <i>head</i> , in
Re	:	Bilangan Reynold

f	:	<i>Allowable stress</i> , psia
icr	:	Jari-jari sudut dalam, in
L	:	Lebar pengaduk, m
N	:	Kecepatan putaran, rpm
UD	:	Koefisien perpindahan panas <i>overall</i> HE, Btu/jam ft ² °F
UC	:	Koefisien perpindahan panas menyeluruh pada awal HE dipakai, Btu/jam ft ² °F
P	:	Panjang, m
l	:	Lebar, m
x	:	Konversi, %
E	:	Efisiensi sambungan
K	:	Konduktivitas termal, Btu/jam ft ² °F
k	:	Konstanta kinetika reaksi
R	:	Tatapan konstan gas
Fv	:	Laju alir, m ³ /jam
Sg	:	<i>Specific gravity</i>
LMTD	:	<i>Long Mean Temperature Different</i> , °F

ABSTRAK

Biodiesel merupakan salah satu bahan bakar alternatif terbarukan untuk mesin diesel, yang terbuat dari minyak nabati atau lemak hewani. Di Indonesia, beberapa pabrik biodiesel telah dibangun. Pembuatan biodiesel dilakukan melalui proses esterifikasi dan transesterifikasi. Pabrik biodiesel ini direncanakan beroperasi dengan kapasitas 6.000 ton selama 330 hari per tahun. Pabrik ini diharapkan mampu memenuhi kebutuhan pasar Indonesia akan biodiesel. Bahan baku yang digunakan adalah minyak biji kapuk, yang layak dipertimbangkan karena dapat mencatat penurunan emisi sebesar 50%. Pabrik ini direncanakan dibangun di provinsi Jawa Timur, Kabupaten Sidoarjo, Kecamatan Jabon, Untuk mempermudah transportasi bahan baku dan produk akhir, karena pasar untuk kedua produk tersebut sudah tersedia secara lokal. Proses esterifikasi dan transesterifikasi dilakukan pada suhu 60 °C dan tekanan satu atmosfer menggunakan reaktor alir tangki berpengaduk. Berdasarkan analisis ekonomi, pabrik biodiesel dengan kapasitas 6.000 ton per tahun ini dinilai berisiko rendah dan layak secara ekonomis. Berdasarkan kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, pabrik biodiesel dari minyak biji kapuk ini tergolong berisiko rendah. Berdasarkan analisis ekonomi, pabrik ini menunjukkan Percent Return On Investment (ROI) sebelum pajak sebesar 21,16% dan setelah pajak sebesar 16,93%. Pay Out Time (POT) sebelum pajak adalah 3,43 tahun dan setelah pajak 4,01 tahun. Break Even Point (BEP) sebesar 48,05% dan Shut Down Point (SDP) sebesar 23,50%. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) tercatat sebesar 22,78%. Dari data analisis kelayakan tersebut, disimpulkan bahwa pabrik ini menguntungkan dan layak untuk dikaji lebih lanjut.

ABSTRACT

Biodiesel is a renewable alternative fuel for diesel engines, produced from vegetable oils or animal fats. In Indonesia, several biodiesel plants have been established. Biodiesel production involves esterification and transesterification processes. This plant is planned to operate with a capacity of 6,000 tons over 330 days per year. The plant is expected to meet the domestic demand for biodiesel. The raw material used is kapok seed oil, which is a viable option due to its potential to reduce emissions by 50%. The plant is planned to be built in Sidoarjo District, Jabon Subdistrict, East Java Province, to facilitate the transportation of raw materials and final products, as there is already a local market for both. The esterification and transesterification processes conducted at 60°C and one atmosphere pressure using a stirred tank reactor. Based on economic analysis, the biodiesel plant with a capacity of 6,000 tons per year is considered to be low-risk and economically viable. In terms of operational conditions, raw material properties, and product characteristics, the biodiesel plant from kapok seed oil is categorized as low-risk. The economic analysis shows a Percent Return On Investment (ROI) before tax of 21,16% and after tax of 16.93%. The Pay Out Time (POT) is 3.43 years before tax and 4.01 years after tax. The Break Even Point (BEP) is 48.05% and the Shut Down Point (SDP) is 23.50%. The Discounted Cash Flow Rate (DCFR) is recorded at 22,78%. Based on this feasibility analysis, it can be concluded that the plant is profitable and worthy of further investigation.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Saat ini, bahan bakar fosil merupakan sumber utama energi global. Namun, dengan pertumbuhan populasi dan kemajuan teknologi yang meningkat, serta pernyataan Menteri Energi dan Sumber Daya Alam, Arifin, bahwa persediaan bahan bakar minyak semakin menipis dan diperkirakan akan habis pada tahun 2029, Indonesia menghadapi krisis energi dan harus mengimpor bahan bakar *diesel* terutama dari negara lain. Oleh karena itu, untuk mengatasi tantangan ini, solusinya adalah mengembangkan bahan bakar terbarukan. Bahan bakar alternatif ini harus memenuhi kriteria ekonomis, ramah lingkungan, dan mudah ditemukan. Salah satu opsi yang sesuai dengan kriteria ini adalah biodiesel, yang dapat dihasilkan dari sumber daya yang dapat diperbaharui di Indonesia. Data dari Departemen ESDM menunjukkan bahwa produksi minyak di Indonesia saat ini per harinya mencapai 700 ribu *Barel Oil Per Day (BOPD)* dan gas 6 *Billion Standard Cubic Feet per Day (BSCFD)*, yang dimana produksi minyak tersebut diperkirakan hanya mampu mencukupi kebutuhan BBM di Indonesia selama 9,5 tahun mendatang (Arifin dkk, 2021).

Biofuel, juga dikenal sebagai bahan bakar nabati, adalah jenis bahan bakar yang dihasilkan dari komoditas pertanian yang biasanya digunakan untuk produksi makanan. Dua produk biofuel global yang terkenal adalah biodiesel dan

bioetanol. Biodiesel adalah bahan bakar alternatif yang ramah lingkungan dan tidak memiliki efek buruk pada kesehatan. Biodiesel juga diproduksi dari minyak nabati yang berasal dari sumber daya alam yang dapat diperbaharui. Bahan baku potensial untuk pembuatan biodiesel meliputi minyak kelapa sawit, minyak kelapa, biji buah-buahan, dan minyak jelantah. Kelebihan biodiesel yaitu dapat dihasilkan melalui reaksi kimia dari minyak nabati yang berasal dari tumbuh-tumbuhan yang memiliki sifat seperti solar (Susilo, 2006).

Mendirikan pabrik biodiesel di Indonesia memiliki tujuan utama untuk meningkatkan produksi biodiesel dan menjawab tingkat konsumsi bahan bakar yang terus meningkat sejalan dengan perkembangan industri dan teknologi. Berdasarkan Peraturan Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral No. 12 tahun 2015, tentang Perubahan Ketiga atas Peraturan Menteri ESDM nomor 32 tahun 2008 tentang Penyediaan, Pemanfaatan dan Tata Niaga Bahan Bakar Nabati (*Biofuel*) sebagai Bahan Bakar lain, dan sudah diterapkan pada Januari 2020. Dengan demikian, Indonesia dapat mengurangi ketergantungan pada bahan bakar minyak bumi.

1.2 Penentuan kapasitas pabrik

Penentuan kapasitas produksi biodiesel dapat dilihat dari beberapa aspek, salah satunya adalah aspek kebutuhan produk biodiesel di Indonesia dan melimpahnya ketersediaan bahan baku.

Bahan baku yang digunakan dalam proses pra rancangan pabrik ini yaitu

minyak biji kapuk yang menjadi pertimbangan untuk penentuan kapasitas pabrik.

1.2.1 Kebutuhan biodiesel dalam negeri

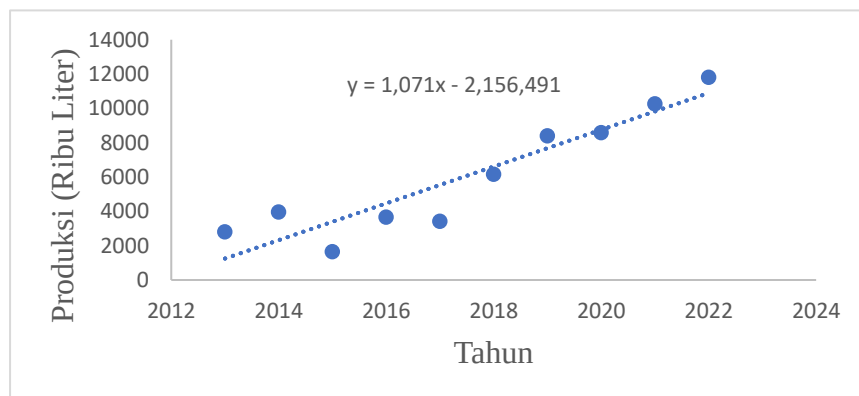
Biodiesel merupakan bahan bakar alternatif pengganti solar yang bahan bakunya berasal dari minyak nabati, seperti minyak sawit mentah (*crude palm oil*), minyak jarak, minyak kelapa, *palm fatty acid distillate (PFAD)*, hingga minyak ikan. Di Indonesia, pemerintah telah memandatkan pencampuran 30% biodiesel dengan 70% bahan bakar minyak (BBM) jenis solar. Hal itu pun mendorong besarnya produksi biodiesel di dalam negeri. Data Asosiasi Produsen *Biofuel* Indonesia (Aprobi) menunjukkan, produksi biodiesel di Indonesia mencapai 5,5 juta kiloliter (kL) sepanjang Januari hingga Juni 2022. Dari jumlah tersebut, produksi biodiesel yang distribusi ke dalam negeri mencapai 4,98 juta kL. Sementara, biodiesel yang diekspor ke mancanegara sebanyak 48.508 kL. Melihat trennya, produksi biodiesel mulai meningkat signifikan menjadi sebanyak 6,2 juta kL pada 2018. Jumlahnya pun mencapai level tertingginya sebesar 8,9 juta kL pada 2021.

Tabel 1. 1 Data Produksi Biodiesel

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

(Aprobi, 2023)

Berdasarkan tabel 1.1 diatas, maka dapat dibuat suatu persamaan linier agar dapat diperkirakan produksi biodiesel di masa yang akan datang. Berikut merupakan grafik produksi biodiesel di Indonesia dapat dilihat pada Gambar 1.1



Gambar 1. 1 Grafik Produksi Biodiesel

Perkiraan produksi biodiesel pada tahun 2028 saat pembangunan pabrik biodiesel pabrik dapat dihitung dengan menggunakan persamaan $y = 1.071x - 2.156.491$ dimana x merupakan sebagai tahun dan y sebagai jumlah produksi biodiesel. Dengan menggunakan persamaan diatas, maka perkiraan produksi biodiesel pada tahun 2028 adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 P &= 1.071x - 2.156.491 \\
 &= 1.071 (2028) - 2.156.491 \\
 &= 15.497.000 \text{ kL/tahun}
 \end{aligned}$$

Tabel 1. 2 Data Produksi Biodiesel di Indonesia

Nama Perusahaan	Kapasitas (kL/tahun)	Lokasi
PT. Wilmar Nabati Indonesia	2.250.000	Gresik, Jawa Timur
PT. Wilmar Bioenergi Indonesia	1.603.00	Medang Kampai, Dumai
PT. Kutai Refinery Nusantara	1.143.247	Balikpapan, Kaltim
PT. Energi Unggul Persada	948.276	Pontianak, Kalimantan Barat
PT. Musim Mas	896.522	Nongsa, Batam, Kepri
PT. Bayas Biofuels	862.069	Riau
PT. Batara Elok Semesta Terpadu	780.459	Gresik, Jatim
PT. Sari Dumai Sejati	689.655	Dumai, Riau
PT. Jhonlin Agro Raya	568.966	Tanah Bumbu, Kalsel
PT. Pelita Agung Agrindustri	586.966	Bengkalis, Riau
PT. Sintong Abadi	35.000	Asahan, Sumut
PT. Alpha Global Cynergy	12.000	Jakarta Barat, DKI Jakarta
PT. Bali Hijau Biodiesel	360	Denpasar, Bali

(EBTKE.ESDM.go.id, 2023)

Pada tabel 1.2 menunjukkan data produksi pada pabrik-pabrik yang berdiri di Indonesia. Data-data tersebut menjadi dasar penting dalam penentuan kapasitas pabrik karena menjadi acuan penentuan keuntungan dari sebuah pabrik yang berdiri.

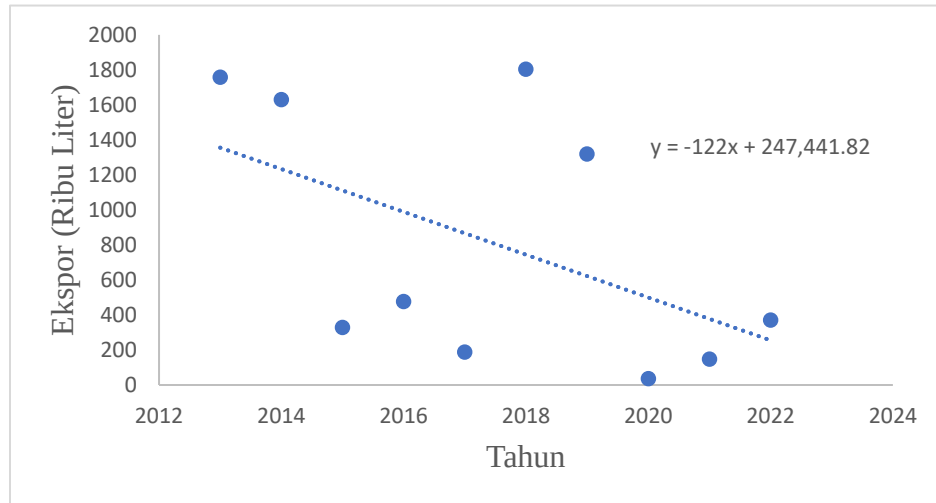
1.2.2 Ekspor Biodiesel di Indonesia

Tabel 1. 3Data Ekspor Biodiesel di Indonesia

Tahun	Ekspor (kL)
2013	1.757.000
2014	10629.000
2015	329.000
2016	477.000
2017	187.000
2018	1.803.000
2019	1.319.000
2020	36.000
2021	147.000
2022	371.000

(Aprobi, 2023)

Berdasarkan tabel 1.3 diatas, maka dapat dibuat suatu persamaan linier agar dapat diperkirakan eskpor biodiesel di masa yang akan datang. Berikut merupakan grafik kebutuhan ekspor biodiesel di Indonesia dapat dilihat pada Gambar 1.2.



Gambar 1. 2 Grafik Ekspor Biodiesel

Perkiraan ekspor biodiesel pada tahun 2028 saat pembangunan pabrik biodiesel pabrik dapat dihitung dengan menggunakan persamaan $y = -122x + 247.441,82$ dimana x merupakan sebagai tahun dan y sebagai jumlah produksi biodiesel. Dengan menggunakan persamaan diatas, maka perkiraan ekspor biodiesel pada tahun 2028 adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 E &= -122x + 247.441,82 \\
 &= -122 (2028) + 247.441,82 \\
 &= 25.000 \text{ kL/tahun}
 \end{aligned}$$

1.2.3 Konsumsi Biodiesel di Indonesia

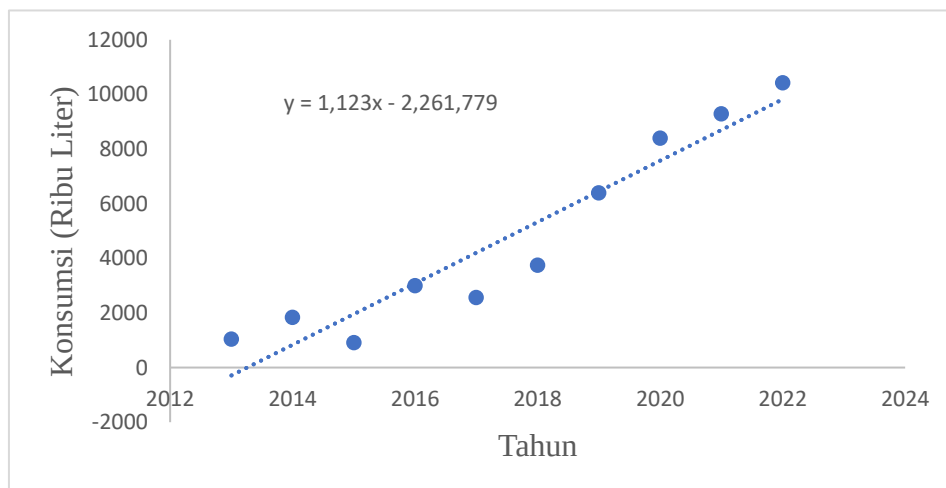
Peningkatan konsumsi biodiesel dan solar adalah indikator yang digunakan untuk menilai seberapa besar kapasitas yang dibutuhkan dalam pembangunan pabrik biodiesel di Indonesia. Tabel 1.3 yang menampilkan pertumbuhan jumlah konsumsi biodiesel dalam beberapa tahun terakhir di Indonesia.

Tabel 1. 4 Data Konsumsi Biodiesel di Indonesia

Tahun	Konsumsi (kL/tahun)
2013	1.048.000
2014	1.845.000
2015	915.000
2016	3.006.000
2017	2.572.000
2018	3.750.000
2019	6.396.000
2020	8.400.000
2021	9.296.000
2022	10.430.000

(Aprobi, 2023)

Berdasarkan tabel 1.3 diatas, maka dapat dibuat suatu persamaan linier agar dapat diperkirakan kebutuhan biodisel di masa yang akan datang. Berikut merupakan grafik kebutuhan biodiesel di Indonesia dapat dilihat pada Gambar 1.3



r

Gambar 1. 3 Grafik Konsumsi Biodiesel

Perkiraan konsumsi biodiesel pada tahun 2028 saat pembangunan pabrik biodiesel pabrik dapat dihitung dengan menggunakan persamaan $y = 1.123x - 2.261.779$ dimana x merupakan sebagai tahun dan y sebagai jumlah konsumsi biodiesel. Dengan menggunakan persamaan diatas, maka perkiraan konsumsi biodiesel pada tahun 2028 adalah sebagai berikut :

Dengan nilai :

$$\begin{aligned} K &= 1.123x - 2.261.779 \\ &= 1.123 (2028) - 2.261.779 \\ &= 15.665.000 \text{ (kL/tahun)} \end{aligned}$$

Dengan menggunakan rumus *supply* dan *demand* kita dapat menentukan perkiraan kapasitas kotor biodiesel pada tahun 2028 pada saat pabrik ini berdiri

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas kotor} &= \text{Demand} - \text{Supply} \\ &= (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) - (\text{Impor} + \text{Produksi}) \\ &= (25.000 + 15.665.000) - (0 + 15.497.000) \\ &= 193.000 \text{ kL/tahun} \end{aligned}$$

Selanjutnya kita harus menkonversi kL/tahun ke ton/tahun. Dengan mengalihkan kapasitas kotor biodiesel pada tahun 2028 dengan densitas biodiesel dari minyak biji kapuk $885,0467 \text{ kg/m}^3$ (Susanto dkk, 2016),

dan dibagi 1000. Didapatkan kapasitas kotor biodiesel pada tahun 2028 sebesar 170.814 ton/tahun.

1.2.4 Jumlah Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama yang digunakan dalam pembuatan biodiesel ini adalah minyak biji kapuk (*Ceiba Pentandra*). Bahan baku ini akan diambil dari produsen-produsen minyak biji kapuk yang ada di Indonesia. Berikut adalah beberapa pabrik produksi minyak biji kapuk yang ada di Indonesia :

Tabel 1. 5 Data Produsen Minyak Biji Kapuk di Indonesia

Nama Perusahaan	Kapasitas Produksi (ton/tahun)	Lokasi
PT. Singa Mas Anugerah Berkah	7.500	Pasuruan, Jawa Timur
PT. Haigo Mitra Indonesia	480	Surabaya, Jawa Timur
CV. Bunga Kembang Enterprise	200-250	Semarang, Jawa Tengah
CV. Berkah Winjil	216	Semarang, Jawa Tengah

(Global Companies, 2023)

Berdasarkan data proyeksi yang telah dilakukan dengan menggunakan data produksi, konsumsi dan ekspor untuk memprediksi kebutuhan biodiesel pada tahun 2028 yaitu sebesar 170.814 ton/tahun. Dengan mempertimbangkan kapasitas pabrik biodiesel yang telah berdiri di Indonesia maka dengan kapasitas 170.814 ton/tahun pabrik bisa didirikan,

tetapi dengan mempertimbangkan ketersediaan bahan baku minyak biji kapuk yang di Indonesia maka dengan kapasitas 170.814 ton/tahun tidak dapat didirikan karena pasokan bahan baku yang tidak cukup. Maka dalam penentuan kapasitas pabrik biodiesel dari minyak biji kapuk ini dengan melihat data dari ketersediaan bahan baku. Maka ditetapkan bahwa produksi pada pabrik yang akan didirikan serta yang akan dirancang adalah sebesar 6.000 ton/tahun.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Minyak Bij Kapuk

Pohon Randu yang dikenal dalam bahasa latinnya *Ceiba Pentandra* ini merupakan pohon tropis dari keluarga *Malvaceae* berasal dari Amerika Latin, Amerika Tengah dan Selatan. Selain hidup di sebagian besar benua Amerika, pohon jenis ini juga tumbuh di Afrika dan Asia. Di Indonesia, pohon randu atau kapuk ini biasa disebut Kapas Jawa, Jawa Kapuk. Pohon ini biasanya tumbuh hingga ketinggian antara 60 - 70 meter. Batangnya terdapat banyak cabang yang lebih besar dan tidak berduri. Pohon ini menghasilkan beberapa ratus buah biji.

Buah kapuk dikatakan matang dan siap dipanen jika telah berumur 5-6 bulan. Polong berisi biji ini berwarna kekuningan, seratnya halus yang merupakan campuran dari lignin dan selulosa. Serat kapuk itu sangat ringan, ulet dan tahan terhadap air. Jenis kapuk yang telah dibudidayakan di Indonesia berjumlah sekitar 200 varietas dan tiap varietas mempunyai bentuk buah dan struktur serat yang berbeda (Mulyadi, 2010). Minyak biji kapuk randu diperoleh dari proses

pengepresan biji kapuk randu. Spesies yang umum dikenal dari tanaman kapuk randu yaitu :

- *Gossypium hirsutum* (USA dan Australia)
- *G. arboreum* dan *G. herbaceum* (Asia)
- *G. barbadense* (Egypt)

Biji kapuk randu ini memiliki kandungan minyak sebanyak 16,14% dengan kelembaban < 10%. Kandungan asam lemak minyak biji kapuk randu yang paling banyak adalah asam linoleat (asam lemak tak jenuh/*unsaturated fatty acid*) (Hidayat, 2010).

Minyak kapuk randu berwarna kuning, tidak berbau dan rasanya tawar. Bungkil hasil pengepresan digunakan sebagai bahan pupuk karena kandungan Nitrogen 4-5% dan asam fosfat 2%. Bungkil ini mengandung 13% air, 6% abu, 20% serat kasar, 6% lemak, 29% protein dan 20% karbohidrat (Mulyadi, 2010).

Tujuan utama dari proses pemurnian minyak adalah untuk menghilangkan rasa serta bau yang tidak enak, warna yang tidak menarik (kecoklatan) dan memperpanjang masa simpan minyak sebelum dikonsumsi atau digunakan sebagai bahan mentah dalam industri (Ketaren, 1986).

Di dalam minyak yang belum dimurnikan terdapat bermacam-macam kotoran yang larut maupun tidak larut dalam minyak dan *suspense* koloid. Kotoran yang larut antara lain asam lemak bebas, aldehida, keton, zat

warna dan tokoferol. Sedangkan yang tidak larut misalnya getah, lendir, protein, fosfatida, yang berasal dari sumber minyak (Hidayat,2010).

Transesterifikasi adalah suatu reaksi antara ester dengan alkohol membentuk ester baru dan alkohol baru, dalam hal ini terjadi pertukaran bagian alkohol suatu ester. Pereaksi-pereaksi transesterifikasi secara umum dapat dibagi menjadi dua golongan yaitu pereaksi katalis asam dan basa. Katalis asam yang biasa digunakan adalah asam klorida dalam etanol, asam sulfat dalam etanol dan borontrifluorida dalam etanol. Katalis basa yang biasa digunakan adalah natrium etoksida dalam etanol dan Natrium hidroksida dalam etanol.

Transesterifikasi dengan katalis asam diawali dengan serangan proton terhadap atom oksigen gugus karbonil menghasilkan kation yang terstabilkan oleh resonansi. Tahap kedua, alkohol ($R-OH$) sebagai nukleofil menyerang atom karbon karbonil dari kation yang terstabilkan membentuk zat antara tetrahedral. Tahap ketiga, terjadi eliminasi dan pembebasan proton menghasilkan ester dan alkohol baru. Reaksi transesterifikasi berlangsung dapat balik sehingga untuk menggeser reaksi ke arah produk dapat dilakukan dengan menggunakan salah satu pereaksi berlebih.

Mekanisme transesterifikasi dengan katalis basa diawali dengan reaksi antara ion hidroksida (OH^-) dengan alkohol membentuk alkoksida. Selanjutnya alkoksida yang terbentuk menyerang gugus karbonil (dengan

gugus karbonil sp^2) pada ester A membentuk zat antara tetrahedral (dengan atom C sp^3) yang sangat tidak stabil, tahap selanjutnya eliminasi menghasilkan ester (B) baru dan alkohol baru (R-OH).

Reaksi transesterifikasi dari lemak/minyak dapat dilakukan untuk menurunkan viskositas minyak nabati sehingga dihasilkan etil ester asam lemak. Transesterifikasi dapat menurunkan viskositas minyak nabati sampai 85%. Reaksi transesterifikasi minyak nabati dapat dilakukan dengan mereaksikan minyak yang merupakan trigliserida dengan alkohol (metanol/etanol) dengan katalis asam atau basa, sehingga dihasilkan alkil ester asam lemak dan hasil samping gliserol (Hidayat, 2010)

1.3.2 Biodiesel

Biodiesel secara umum merupakan ester monoalkil dari minyak nabati dan hewani. Minyak yang berasal dari tumbuhan dan lemak hewan serta turunannya memiliki kemungkinan sebagai pengganti bahan bakar diesel. (Srivastava dan Prasad, 2000).

Biodiesel mempunyai sifat fisis yang sama dengan minyak solar sehingga dapat digunakan sebagai bahan bakar alternatif untuk kendaraan bermesin diesel. Dibanding bahan bakar solar, biodiesel memiliki beberapa keunggulan yaitu, dapat diproduksi dari bahan pertanian sehingga dapat diperbaharui, memiliki bilangan cetane yang tinggi, dan juga ramah lingkungan karena biodiesel tidak mengandung sulfur sehingga tidak emisi

karbon monoksida, serta aman dalam penyimpanan dan transportasi karena tidak mengandung racun. Biodiesel tidak mudah terbakar karena memiliki titik bakar yang relatif tinggi (Susilo, 2006; Georgogianni dkk, 2007).

Biodiesel memiliki sifat pelarut. Hal ini menyebabkan potensi masalah ketika digunakan pada mesin diesel yang telah lama menggunakan solar, di mana kerak dan sedimen telah terbentuk di dalam tangki. Biodiesel dapat melarutkan kerak dan sedimen tersebut, yang dapat menyumbat saringan dan saluran bahan bakar. Oleh karena itu, jika kandungan sedimen dan kerak di dalam tangki bahan bakar cukup tinggi, sebaiknya tangki dibersihkan sebelum menggunakan biodiesel. Beberapa material seperti kuningan, tembaga, timah, dan seng dapat mengoksidasi biodiesel dan membentuk sedimen. Untuk mencegah hal ini, sebaiknya biodiesel disimpan dalam tangki yang terbuat dari bahan stainless steel atau aluminium.

Biodiesel dihasilkan melalui proses transesterifikasi minyak atau lemak dengan alkohol. Gugus alkil dalam alkohol akan menggantikan gugus hidroksil pada struktur ester minyak dengan dibantu katalis. NaOH dan KOH adalah katalis yang umum digunakan, alkohol yang dapat digunakan antara lain metanol, etanol, propanol, butanol, dan amil alkohol (Ma dan Hanna, 1999)

Dalam proses pembuatannya, biodiesel memiliki standar mutu

biodiesel yang bertujuan untuk mengetahui spesifikasi biodiesel yang baik dan sesuai dengan Standar Nasional Indonesia (SNI)

Tabel 1. 6 Standar Biodiesel SNI

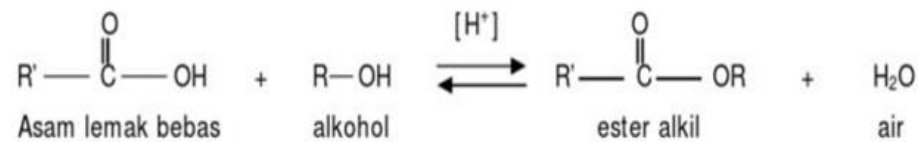
No	Parameter	Satuan	Metode Uji	Nilai
1	Massa Jenis Pada 40 °C	Kg/m ³	ASTM D 1298	850-890
2	Viskositas Kinematik 40 °C	mm ² /s (cSt)	ASTM D 445	2,3-6,0
3	Bilangan <i>Cetana</i>	-	ASTM D 613	min 51
4	Titik Nyala	°C	ASTM D 93	min 100
5	Titik Kabut	°C	ASTM D 2500	maks. 18
6	Korosi Kepingan Tembaga (3 Jam Pada 50 °C		ASTM D 130	maks. no 3
7	Residu Karbon - Dalam Contoh Asli Atau - Dalam 10 % Ampas Distilasi	%-massa	ASTM D 4530	maks. 0,05 maks.0,3
8	Air Dan Sedimen	%-volume	ASTM D 1796	maks. 0,05
9	Suhu Destilasi 90 %	°C	ASTM D 1160	maks. 360
10	Abu Tersulfatkan	%-massa	ASTM D 874	maks 0,02
11	Belerang	Ppm-m (mg/Kg)	ASTM D 1266	maks 100
12	Fosfor	Ppm-m (mg/Kg)	ASTM D 1091	maks 10
13	Bilangan Asam	mg-KOH/g	AOCS Cd 3d-63	maks 0,8
14	Gliserol Total	%-massa	AOCS Ca 14-56	maks. 0,24
15	Kadar Ester Alkil	%-massa	SNI 04-7187-2006	min 96,5
16	Bilangan Iodium	%-massa (g-/100g)	AOCS Cd 1-25	maks. 115

1.3.3 Macam-Macam Proses Pembuatan Biodiesel

a. Esterifikasi

Esterifikasi adalah tahap konversi dari asam lemak bebas menjadi ester. Esterifikasi mereaksikan minyak lemak dengan alkohol. Katalis yang cocok adalah zat berkarakter asam kuat. Asam sulfat, asam sulfonat organik atau resin penukar kation asam kuat merupakan katalis yang biasa terpilih dalam praktek industrial. (Soerawidjaja, 2006). Esterifikasi biasa dilakukan untuk membuat metil ester dari minyak berkadar asam lemak bebas tinggi. Pada saat ini, asam lemak akan dikonversikan menjadi metil ester. Tahap esterifikasi biasa diikuti dengan tahap transesterifikasi. Proses esterifikasi dilanjutkan transesterifikasi terhadap produk pertama dengan menggunakan katalis alkali. Proses esterifikasi tersebut dilakukan pada suhu 55°C proses ini dihasilkan metil ester dan gliserol. Setelah dipisahkan dari gliserol, selanjutnya dimurnikan (purifikasi) yakni dicuci dengan air hangat dan dikeringkan untuk menguapkan kandungan air yang ada. Metil ester yang telah dimurnikan ini selanjutnya digunakan sebagai bahan bakar mesin diesel.

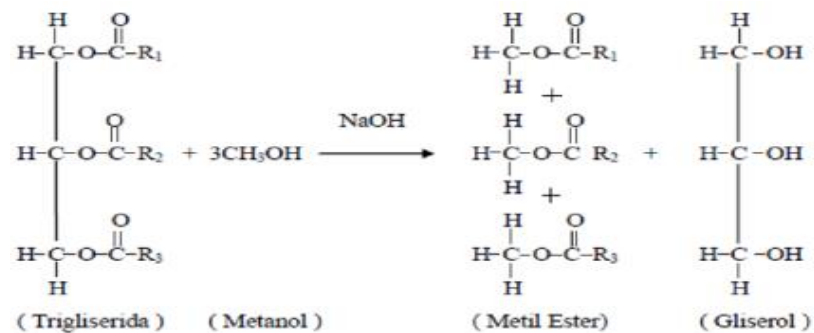
Reaksi esterifikasi dapat dilihat sebagai berikut (katalis asam) :



Gambar 1. 4 Reaksi Esterifikasi

b. Transesterifikasi

Transesterifikasi (disebut alkoholis) adalah pertukaran antara metanol dengan suatu ester untuk membentuk ester lain pada suatu prosese yang mirip dengan hidrolisis, kecuali pada penggunaan metanol untuk menggantikan air. Proses ini telah 7 digunakan secara luas untuk



mengurangi viskositas trigliserida. Bahan baku minyak mentah yang memiliki kadar FFA tinggi (>5%), seperti *palm fatty acid distillate (PFAD)* dan *crude palm oil (CPO) low grade* maka proses transesterifikasi tidak akan berjalan secara efesien. Bahan baku tersebut perlu melalui proses esterifikasi untuk menurunkan kadar FFA hingga dibawah 5%. Reaksi transesterifikasi ditampilkan oleh persamaan umum sebagai berikut.

Gambar 1. 5 Reaksi Transesterifikasi

c. Ultrasonik

Ultrasonik merupakan metode pembuatan biodiesel dengan bantuan gelombang suara dimana frekuensi yang diperlukan antara

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

d. Bantuan Katalis Biologis

Pengembangan katalis biologis dalam proses pembuatan biodiesel dilakukan untuk mengurangi energi proses dan menghilangkan senyawa pengotor yang ikut dalam biodiesel kasar, seperti gliserol, air, katalis alkalis, dan sabun dari proses transesterifikasi. Beberapa katalis biologis yang sedang dikembangkan diantaranya *Candida antarctica B*, *Rizhomucor meihei*, dan *Pseudomonas cepacia*. Penggunaan katalis biologis dalam proses pembuatan biodiesel akan menambah biaya produksi karena harganya yang mahal (Susanty, 2013).

Enzim lipase digunakan dalam produksi biodiesel dengan prinsip kunci dan gembok. Reaksi terjadi di dalam reaktor di mana

enzim menempel pada substratnya, trigliserida, dalam medium air. Ketika terikat, terbentuk kompleks enzim-substrat, menghasilkan digliserida dan asam lemak. Setelah reaksi selesai, enzim melepaskan produk dan kembali ke keadaan aktifnya. Proses ini berulang hingga tiga rantai asam lemak pada trigliserida diubah menjadi gliserol dengan pelepasan asam lemak.

e. Pemanasan dengan *Microwave*

Pemanasan dengan microwave merupakan metode pembuatan biodiesel dengan menggunakan bantuan gelombang mikro untuk mengatasi permasalahan pembuatan biodiesel secara konvensional, dimana pemanasan secara konvensional bergantung pada konduktivitas bahan, panas spesifik, dan densitas bahan. Selain itu, pada pemanasan konvensional tidak merata meskipun dengan pengadukan, serta boros energi karena membutuhkan waktu reaksi berjam-jam. Pada pemanasan dengan microwave, menggunakan medan elektromagnetik dimana muncul tumbukan antar molekul yang menimbulkan panas reaksi sehingga pemanasan berlangsung dengan cepat (Buchori, 2015).

Metode pemanasan menggunakan microwave memungkinkan pembuatan biodiesel dalam waktu singkat dengan yield yang tinggi dan sedikit produk samping. Namun, pengembangan metode ini dalam industri terhambat oleh masalah keamanan yang belum terjamin serta

tantangan perawatan reaktor dalam microwave.

f. Mikroemulsifikasi

Mikroemulsifikasi adalah pembentukan dispersi stabil secara termodinamis dari dua cairan yang tidak mudah bercampur, menggunakan satu atau lebih surfaktan. Dalam proses ini, ukuran partikel yang dihasilkan berkisar antara 100 hingga 1.000 Å. Mikroemulsi minyak nabati dapat dibuat dengan menggunakan pelarut seperti metanol, etanol, atau 1-butanol. Namun, penggunaan mikroemulsi minyak nabati dan alkohol tidak direkomendasikan untuk jangka panjang, terutama untuk mesin diesel yang dirancang untuk efisiensi dengan minyak nabati.

Bahan bakar yang dihasilkan dari proses ini memiliki tingkat pembakaran yang tidak sempurna, menyebabkan pembentukan deposit karbon dan peningkatan kekentalan minyak pelumas. Selain itu, mikroemulsifikasi menghasilkan nilai pemanasan volumetrik yang lebih rendah dibandingkan dengan bahan bakar diesel hidrokarbon karena tingginya kandungan alkohol.

g. Pirolisis

Pirolisis merupakan reaksi dekomposisi termal. Biasanya berlangsung tanpa oksigen. Pirolisis minyak nabati biasanya menggunakan garam logam sebagai katalis. Proses ini dapat

menghasilkan biodiesel dengan *centane number* yang tinggi. Namun, menurut standar baku mutu biodiesel yang semakin ketat, viskositas biodiesel yang dihasilkan dengan pirolisis dianggap terlalu tinggi dan karakteristik titik tuang yang rendah. Abu dan residu karbon yang dihasilkan dari proses tersebut jauh melebihi nilai diesel fosil. Selain itu, sifat aliran dingin dari minyak nabatinya juga buruk (Hidayat, 2009).

1.4 Pemilihan Proses

Secara umum, proses pembuatan biodiesel terdiri dari dua reaksi utama yaitu reaksi esterifikasi dan reaksi transesterifikasi. perbedaan antara reaksi esterifikasi dan reaksi transesterifikasi terletak pada penggunaan katalisnya. Reaksi esterifikasi menggunakan katalis asam. Sedangkan reaksi transesterifikasi memakai katalis basa. kedua reaksi ini membentuk produk samping yang tidak sama. Pemilihan proses diperlukan untuk menentukan keberlangsungan produksi dengan mempertimbangkan berbagai aspek seperti efisiensi proses hingga ekonomi. Reaksi pada katalis asam mengurangi kadar FFA sedangkan katalis basa memiliki kelebihan yang dapat meningkatkan efisiensi proses dari segi waktu reaksi hingga konversi produk biodiesel yang sangat tinggi. Selain itu, melihat bahan baku yang digunakan adalah minyak nabati maka gabungan kedua metode ini cocok digunakan.

Tabel 1. 7 Perbandingan Kondisi Operasi

Kondisi	1	2	3	4
Jenis proses	Transesterifikasi	Esterifikasi	Esterifikasi dan Ultrasonik	Esterifikasi dan Transesterifikasi
Suhu	60 °C	60 °C	-	60 °C
Waktu Reaksi	60 Menit	2 jam	6 jam (Esterifikasi) 40 menit (Ultrasonik)	2 jam (Esterifikasi) 2 jam (Transesterifikasi)
Kecepatan Pengadukan	400 rpm	400 rpm	-	-
Katalis	NaOH	H ₂ SO ₄	BF ₃ (Esterifikasi) H ₂ SO ₄ (Ultrasonik)	H ₂ SO ₄ (Esterifikasi) NaOH (Transesterifikasi)
Rasio minyak : metanol	1 : 4	1 : 6	1 : 15	1 : 3 (Esterifikasi) 1 : 5 (Transesterifikasi)
FFA	37 %	17,97%	26,8 %	19,62 %
Konversi	98 %	77,39 %	44,15 % (Esterifikasi) 62,7 % (Ultrasonik)	93,46 %
Sumber	Retno, 2017	Mudzofar, 2013	Rachmadona, 2017	Haryanto, 2019
Kondisi	5	6	7	8
Jenis proses	Pirolisis	Mikroemulsi	Katalis Biologis	Ultrasonik
Suhu	450 °C	30 °C	70 °C	40-70°C
Waktu	30 menit	-	2 jam	1 jam
Kecepatan Pengadukan	-	-	600 rpm	684 rpm

Katalis	Al_2O_3	<i>Tween 80, oleique plurol, labrasol</i>	CaO	Na_2O
Konversi	-		87,41 %	89,53%
Sumber	Rofiki, 2018	Rofiki, 2018	FD Putri, 2015	QH Maisrah, 2019

Tabel 1. 8 Perbandingan proses esterifikasi dan transesterifikasi

Variabel pembanding	Proses pembuatan biodiesel		Proses yang lebih menguntungkan	
	esterifikasi	transesterifikasi	esterifikasi	transesterifikasi
Katalis	Asam kuat	Basa kuat	X	V
Kemurnian	Tinggi	Tidak terlalu tinggi	V	X
Produk samping	Air	Gliserol	X	V
Waktu reaksi	Lama (2 jam)	Relatif Pendek (30-60 menit)	X	V
Suhu dan tekanan	60°C, 1 atm	60°C, 1 atm	V	V
Konversi dan <i>yield</i>	Rendah	Tinggi	X	V

Berikut merupakan bagian-bagian dari biji kapuk beserta dengan manfaatnya. Untuk bagian yang menghasilkan minyak dari tanaman kapuk terbesar berada pada bagian biji. selain dimanfaatkan sebagai penghasil minyak tanaman ini juga bisa diambil manfaatnya untuk banyak bidang lain.

Tabel 1. 9 Penelitian biodiesel dari beberapa minyak nabati

Kondisi Operasi	Minyak Kacang	Minyak Kelapa	Minyak Kapuk	Minyak Sawit	Minyak Goreng Bekas	Minyak Goreng Bekas
Proses	batch	batch	batch	Sinambung	batch	Sinambung
Tekanan	1 atm	1 atm	>1 atm	1 atm	4,5 atm	1 atm
Temperatur	333K	353K	403K	348K	393K	333K
Katalis	KOH	KOH	Zeolit	KOH	Zeolit	KOH
(Katalis)	0,75% massa minyak	0,207 mgrek/g	0,0535 g/cm ³	1% massa minyak	2,31% Massa minyak	1% Massa minyak
Alkohol	etanol	etanol	metanol	etanol	etanol	metanol
Rasio Minyak Alkohol	1:2,5 mgrek	1:2,2 mgrek	1:6 mgrek	1:8,93 mgrek	1:6 mgrek	1:5,4 mgrek
Aditif	-	-	-	urea	-	-
Waktu (Menit)	60	60	60	60	60	60
Konversi	0,7542	0,6266	0,6629	0,8205	0,6988	0,8289

sumber : Aziz, 2005

Berikut adalah faktor-faktor yang mempengaruhi kecepatan esterifikasi :

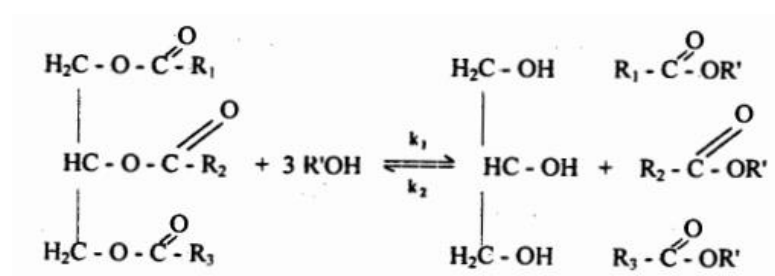
- Suhu
- Waktu Reaksi
- Katalis
- Pengadukan

1.5 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika

1.5.1 Tinjauan Kinetika

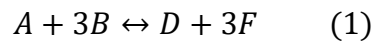
Proses reaksi yang terjadi dalam reaktor akan ditentukan oleh kinetika reaksi. Kinetika reaksi biodiesel merupakan studi mengenai laju reaksi dalam pembentukan biodiesel dari minyak nabati maupun lemak

hewani. Proses ini melibatkan reaksi transesterifikasi, dimana trigliserid dalam minyak nabati atau lemak hewani bereaksi dengan alkohol untuk menghasilkan metil ester (biodiesel). Kinetika reaksi transesterifikasi digambarkan sebagai berikut :

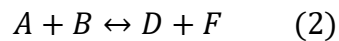


Gambar 1. 6 Reaksi Transesterifikasi

A = Trigliserida, B = Metanol, D = Gliserol, F = Metil Ester.



Jika persamaan dinyatakan ekivalen, persamaan (1) berbentuk :



Persamaan kecepatan reaksinya :

$$r = \left(-\frac{dC_A}{dt} \right) = k_1 C_A C_B - k_1 C_D C_F \quad (3)$$

Bila waktu reaksi tidak terlalu Panjang, maka reaksi dianggap hanya berlangsung ke arah kanan saja. Oleh karena itu, persamaan (3) menjadi :

$$\left(-\frac{dC_A}{dt} \right) = k_1 C_A C_B \quad (4)$$

Jika metanol yang digunakan berlebihan, maka persamaan (4) dapat ditulis dengan :

$$\left(-\frac{dC_A}{dt}\right) = kC_A \quad (5)$$

Kemudian persamaan (5) diintegrasikan dengan batas $x_A = 0$ pada $t = t_0$ dan $x_A = x_A$ pada $t = t$, maka diperoleh :

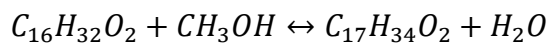
$$-\ln(1 - x_A) = kt \quad (6)$$

Maka reaksi transesterifikasi pada minyak biji kapuk dapat dianggap berorde satu dengan nilai $k = 0,0148$ (*menit*⁻¹).

(Ratna, 2019)

1.5.2 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan secara termodinamika ditujukan untuk mengetahui sifat reaksi (endotermis/eksotermis) dan arah reaksi (*reversible/irreversible*). Penentuan panas reaksi berjalan secara eksotermis atau endotermis dapat diketahui melalui nilai panas pembentukan standar (ΔH^0_f) pada tekanan P = 1 atm dan T = 298 K. Tinjauan termodinamika dapat diketahui dengan melihat harga entalpi selama reaksi. Reaksi sebagai berikut:



Tabel 1. 10 Harga ΔH^0_f masing-masing komponen pada suhu 298 K

Komponen	Harga ΔH_f (kJ/Kmol)
Asam Palmitat	-723.84
Asam Oleat	-647.9
Asam Linoleat	-682.56

Asam linolenic	-765.12
Methyl Palmitat	-711.49
Methyl Oleat	-635.55
Methyl Linoleat	-670.21
Methyl Linolenic	-752.770
H ₂ SO ₄	-814
NaOH	-426.601
Metanol	-201.166
H ₂ O	-285.84

(yaws, 1999)

$$\begin{aligned}
 \text{Total } \Delta H^0_{r_{298}} &= \Delta H^0 f \text{ produk} - \Delta H^0 f \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta H^0 f \text{ Metil ester } \Delta H^0 f \text{ air}) - \\
 &\quad (\Delta H^0 f \text{ Linoleat acid } \Delta H^0 f \text{ metanol}) \\
 &= (-670,21 + (-285,84)) - (-682,56 + (-201,166)) \\
 &= -474,656 \text{ kJ/Kmol}
 \end{aligned}$$

Karena ΔH_R pada reaksi di reactor bernilai negative (-), maka reaksi yang berlangsung bersifat eksotermis. Transesterifikasi merupakan reaksi yang *reversible* (bolak-balik) sehingga saat reaksi sudah mencapai kondisi optimum maka reaksi akan bergeser ke kiri dan akan memperkecil produk yang diperoleh. Semakin lama waktu reaksi yang diberikan pada saat mencapai pada titik kesetimbangan maka reaksi yang terjadi akan bergeser ke arah kiri yaitu reaksi hidrolisis ester yang memungkinkan produk berubah menjadi reaktan.

Penentuan arah reaksi (*reversible/irreversible*) transesterifikasi dapat ditentukan melalui nilai perubahan energi bebas (ΔG), yang menjelaskan

bahwa reaksi dapat bergerak dengan spontan maupun tidak spontan.

Berikut reaksi (ΔG) proses transesterifikasi :

Komponen	(ΔG) (kJ/Kmol)
Asam Oleat	-132,098
Meethyl Oleat	-76,212
Metanol	-157,816
Air	-227,009
(Yaws,1999)	

$$\Delta G_r = n\Delta G_{Products} - n\Delta G_{Reactants}$$

$$\begin{aligned} \text{Total } (\Delta G) &= (-76,212 + (-227,009)) - (-132,098 + (-157,816)) \\ &= -13,307 \text{ kJ/Kmol} \end{aligned}$$

Karena (ΔG) pada reaksi menunjukkan nilai negatif (-). Maka reaksi yang berlangsung merupakan reaksi spontan, dimana reaksi yang berlangsung tidak memerlukan energi eksternal dan reaksi cenderung ke arah produk yang menunjukkan bahwa reaksi proses pembentukan biodiesel ini *irreversible*.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

Untuk mencapai kualitas produk yang sesuai dengan target dalam pembangunan pabrik biodiesel, mekanisme perancangannya didasarkan pada beberapa variabel utama, yaitu: spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu, dan pengendalian proses.

2.1.1 Biodiesel

Tabel 2. 1 Spesifikasi Produk Biodiesel

Rumus Kimia	:	$C_{19}H_{36}O_2$
Fase	:	Cair
Warna	:	Kuning keemasan
Berat Molekul	:	296,49 g/m ³
Kemurnian, min % berat	:	98%
Impuritas : H ₂ O, %berat	:	-
Densitas (pada 20 °C),	:	861,57 kg/m ³
Viskositas (pada 25 °C)	:	9,255 cP
Titik Didih, 1 atm	:	218,5 °C
Tekanan	:	1 atm
Tekanan uap (pada 25 °C)	:	6,29 x 10 ⁻⁶ mmHg
Kelarutan	:	Tidak larut dalam air

Sumber : Erliza Hambali,2007

2.1.2 Gliserol (C₃H₈O₃)

Tabel 2. 2 Spesifikasi Gliserol

Rumus Kimia	:	$C_3H_8O_3$
Fase	:	Cair
Warna	:	Tidak berwarna
Berat Molekul	:	92,05 g/m ³
Densitas (pada 20 °C),	:	1261 kg/m ³
Viskositas (pada 25 °C)	:	290,5 cP
Titik Didih, 1 atm	:	290,5 °C
Tekanan	:	1 atm
Tekanan uap (5 °C)	:	0,0025 mmHg
Kelarutan	:	Larut dalam air

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

2.2.1 Minyak Biji Kapuk

Densitas : 885,046 kg/m³

Tabel 2. 3 Kandungan Asam Lemak dalam Minyak Biji Kapuk

Kandungan Asam Lemak	Persentase (%)
Asam Oleat	25,62
Asam Linoleat	37,85
Asam Palmitat	26,23
Asam Stearat	4,16
Lain-lain	6,13

(Rokhmah, 2011)

Tabel 2. 4 Spesifikasi Minyak Biji Kapuk

Analisa Rata-rata	Minyak Biji Kapuk
Rumus Kimia	$C_{17}H_{31}COOH$
Sp. Gr. (15 ⁰ /15 ⁰)	0,92 – 0,933 g/cm ³
Thermal Dilatation	0,00072 °C ⁻¹
Indeks bias	1,4724
Solidification temperature	13 – 8 °C
Angka asam	2,3 %
Bilangan iod	86 – 100
Angka Penyabunan	189 - 195

(Rokhmah, 2011)

2.3 Spesifikasi Bahan Pendukung

2.3.1 Metanol (CH₃OH)

Tabel 2. 5 Spesifikasi CH₃OH

Rumus Kimia	:	CH ₃ OH
Fase	:	Cair
Warna	:	Tidak berwarna
Berat Molekul	:	32,037 g/m ³
Densitas (pada 20 °C),	:	791 kg/m ³
Viskositas	:	0,713 cP
Titik Didih, 1 atm	:	64,7 °C
Tekanan	:	1 atm
Tekanan uap (pada 20 °C)	:	12,8 kpa
Melting point	:	-97,8 °C
Kelarutan	:	Larut dalam air

(MSDS, Science Lab)

2.3.2 Asam Sulfat (H₂SO₄)

Tabel 2. 6 Spesifikasi H₂SO₄

Rumus Kimia	:	H ₂ SO ₄
Fase	:	Cair
Warna	:	Tidak Berwarna
Berat Molekul	:	98,08 g/gmol
Densitas (pada 20 °C),	:	1-1,84 g/cm ³
Viskositas	:	-
Titik Didih, 1 atm	:	290°C pada 1 atm
Tekanan	:	1 atm
Kemurnian	:	98 % (air 2%)
Nama lain	:	Sulfuric Acid
Kelarutan	:	Larut

Sumber : PT Petrokimia Gresik

2.3.3 Natrium Hidroksida (NaOH)

Tabel 2. 7 Spesifikasi NaOH

Rumus Kimia	:	NaOH
Fase	:	Cair
Warna	:	Tidak berwarna
Berat Molekul	:	40 g/m ³
Densitas (pada 20 °C),	:	2310 kg/m ³
Viskositas	:	1,8 cP
Titik Didih, 1 atm	:	1390 °C
Tekanan	:	1 mmHg pada 739 °C
Tekanan uap (pada 20 °C)	:	12,8 kpa
Melting point	:	323 °C

Kelarutan	:	Larut dalam air
-----------	---	-----------------

(MSDS, Science Lab)

2.3.4 Air (H₂O)

Tabel 2. 8 Spesifikasi H₂O

Rumus Kimia	:	H ₂ O
Fase	:	Cair
Warna	:	Tidak berwarna
Berat Molekul	:	18,015 g/m ³
Densitas	:	997 kg/m ³
Viskositas	:	0,899 cP
Titik Didih, 1 atm	:	100 °C
Tekanan	:	1 atm
Tekanan uap (pada 20 °C)	:	17,5 mmHg
Melting point	:	0 °C

(MSDS, Science Lab)

2.4 Pengendalian Kualitas

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

2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku merupakan langkah penting untuk memastikan bahwa bahan baku yang digunakan dalam proses produksi memenuhi persyaratan yang diperlukan. Sebelum memulai

proses produksi, pengawasan mutu dapat dilakukan melalui analisis di laboratorium atau dengan menggunakan alat kontrol. Pengujian bahan baku, termasuk bahan baku pembantu, dilakukan untuk memverifikasi kesesuaian dengan spesifikasi yang telah ditentukan. Evaluasi dilakukan berdasarkan standar yang hampir serupa dengan ASTM 1972, yang mencakup beberapa parameter seperti kemurnian minyak biji kapuk (trigliserida), metanol, natrium hidroksida dan asam sulfat. Tujuan dari pengujian ini adalah memastikan bahwa bahan baku dapat diproses dengan efisien di dalam pabrik.

Seluruh proses pengendalian mutu dapat dilakukan baik melalui analisis di laboratorium maupun dengan menggunakan alat kontrol. Monitoring dan pengendalian operasional dilakukan melalui alat pengendalian yang terpusat di dalam ruang kontrol, yang dilengkapi dengan indikator untuk memastikan jalannya operasi sesuai dengan standar yang telah ditetapkan.

2.4.2 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk merupakan langkah yang diperlukan untuk memastikan bahwa kualitas produk yang dihasilkan tetap terjaga, dimulai dari tahap bahan baku hingga menjadi produk akhir. Selain memantau kualitas bahan baku dan bahan pembantu, juga dilakukan pengendalian terhadap produk setengah jadi dan produk penunjang mutu

proses. Proses pengawasan mutu dapat dilakukan melalui analisis di laboratorium atau dengan menggunakan alat kontrol.

Pengendalian dan pemantauan operasi dilakukan melalui alat pengendalian yang terpusat di ruang kontrol dengan menggunakan sistem pengendalian otomatis yang dilengkapi dengan indikator. Ketika terdapat penyimpangan pada indikator yang telah ditetapkan, seperti perubahan *flow rate* bahan atau produk, *level control*, atau suhu kontrol, hal ini dapat terdeteksi melalui sinyal seperti lampu indikator atau bunyi alarm. Jika terjadi penyimpangan, tindakan korektif harus dilakukan untuk mengembalikan kondisi ke dalam parameter yang diinginkan, baik melalui intervensi manual maupun otomatis.

Beberapa alat kontrol yang dijadikan yaitum kontrol terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun temperatur. Alat kontrol yang harus diset pada kondisi tertentu antara lain :

1. *Level control*

Merupakan perangkat yang dipasang pada dinding tangki dan memberikan indikasi dengan suara dan lampu jika kondisi tidak sesuai. Perangkat ini menggunakan sinyal pneumatik yang dikonversi menjadi sinyal listrik dalam bentuk arus (*miliampere*), yang kemudian dikirimkan ke katup kontrol.

Selanjutnya, sinyal tersebut dikonversi kembali menjadi sinyal pneumatik untuk menggerakkan katup.

2. *Flow rate*

Merupakan alat yang dipasang untuk mengatur laju aliran fluida, baik masuk maupun keluar, menggunakan sinyal pneumatik yang dikonversi menjadi sinyal listrik dalam bentuk arus (*miliampere*). Sinyal ini kemudian diteruskan ke katup kontrol yang mengubahnya kembali menjadi sinyal pneumatik untuk menggerakkan katup. Prinsip kerjanya didasarkan pada perbedaan tekanan antara P1 dan P2, di mana P1 lebih besar dari P2, sehingga terbentuk nilai ΔP yang dikalibrasi sesuai dengan *set point* yang diinginkan.

3. *Temperature control*

Merupakan alat kontrol suhu yang memiliki nilai *set point* yang ditetapkan sebagai batas suhu yang diinginkan. Ketika suhu aktual yang diukur melebihi *set point* sejumlah derajat tertentu, sistem akan mengaktifkan outputnya.

Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang memenuhi standar, maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasi.

2.5 Pengendalian Proses

Pengendalian proses bertujuan untuk menjaga operasi pada nilai yang telah ditetapkan (*set point*), sehingga produk yang dihasilkan memenuhi standar yang diinginkan. Sementara itu, pengendalian mutu digunakan untuk memverifikasi kesesuaian bahan baku dan produk dengan spesifikasi yang telah ditetapkan. Setelah perencanaan produksi disusun dan proses dimulai, pengawasan dan pengendalian produksi diperlukan untuk memastikan kelancaran proses. Tujuan dari kegiatan produksi adalah untuk menghasilkan produk dengan mutu yang sesuai standar, dalam jumlah yang sesuai dengan rencana, dan waktu yang tepat sesuai jadwal. Ketidaksesuaian kualitas dapat disebabkan oleh buruknya mutu bahan baku, kesalahan operasional, atau kerusakan peralatan, yang dapat diidentifikasi melalui monitoring atau analisis di laboratorium pemeriksaan.

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

1. Alat sistem control
 - a. Sensor, digunakan untuk mengidentifikasi variable proses. Alat yang digunakan manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan dan level *thermocouple* untuk sensor suhu.
 - b. *Controller* dan indikator, meliputi level indikator dan *control*.

Temperatur indicator control, pressure control, flow control.

- c. *Actuator*, alat yang digunakan untuk memanipulasi agar variabelnya sama dengan variabel *controller*. Alat yang digunakan *automatic control valve* dan *manual hand valve*.

2. Aliran sistem control

- a. Aliran pneumatis (aliran udara tekan) digunakan untuk *valve* dari *controller* ke *actuator*.
- b. Aliran *electric* (aliran listrik) digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*.
- c. Aliran mekanik digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

2.4.3 Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan

Dalam perencanaan industri, seorang insinyur harus memprioritaskan aspek Keselamatan, Kesehatan Kerja, dan Lingkungan (K3L), yang krusial bagi kelangsungan industri serta keamanan masyarakat sekitar. Untuk mengurangi risiko yang mungkin timbul, pabrik harus dilengkapi dengan sistem manajemen K3L yang efektif. Sistem ini bertujuan untuk mengidentifikasi, memahami, dan mengendalikan bahaya yang terkait dengan proses agar dapat mencegah terjadinya insiden akibat kegagalan proses, peralatan, atau prosedur. Manajemen K3L pada perancangan awal pabrik biodiesel dari minyak jarak pagar mencakup evaluasi bahan kimia, proses produksi, kondisi

operasional, peralatan, tata letak, serta pengelolaan limbah yang dihasilkan.

a. *Safety*

Kultur keselamatan merupakan kunci utama dalam memastikan keselamatan para pekerja di dalam industri. Dengan memiliki manajemen keselamatan yang baik, risiko bahaya dapat diminimalisir. Implementasi perilaku keselamatan di lingkungan kerja membutuhkan kerja sama dari semua elemen yang terlibat di dalamnya. Perilaku keselamatan terbentuk ketika para pekerja memiliki keterampilan yang memadai dan pemahaman yang baik terhadap bahaya yang mungkin timbul dari perilaku mereka dan lingkungan sekitar. Salah satu cara untuk meningkatkan pemahaman dan mendorong perilaku keselamatan adalah melalui pelatihan yang diberikan kepada para pekerja. Selain itu, pelatihan juga diberikan kepada tim pemadam kebakaran dan tim medis. Untuk meningkatkan pemahaman terhadap bahaya yang mungkin muncul dari penggunaan peralatan, penting untuk semua peralatan memiliki Prosedur Operasional Standar (SOP) yang jelas dan diikuti oleh seluruh pekerja.

b. *Health*

Di dalam industri kimia, seringkali terdapat bahan-bahan kimia

berbahaya yang memerlukan perhatian khusus. Pekerja yang berinteraksi langsung dengan bahan-bahan ini berisiko terkena paparan yang dapat berdampak pada kesehatan mereka. Oleh karena itu, penting untuk mengetahui batas aman dosis bahan kimia tersebut bagi tubuh manusia. Evaluasi bahan-bahan berbahaya ini mengacu pada lembar data keselamatan material (*Material Safety Data Sheet/MSDS*).

c. *Environment*

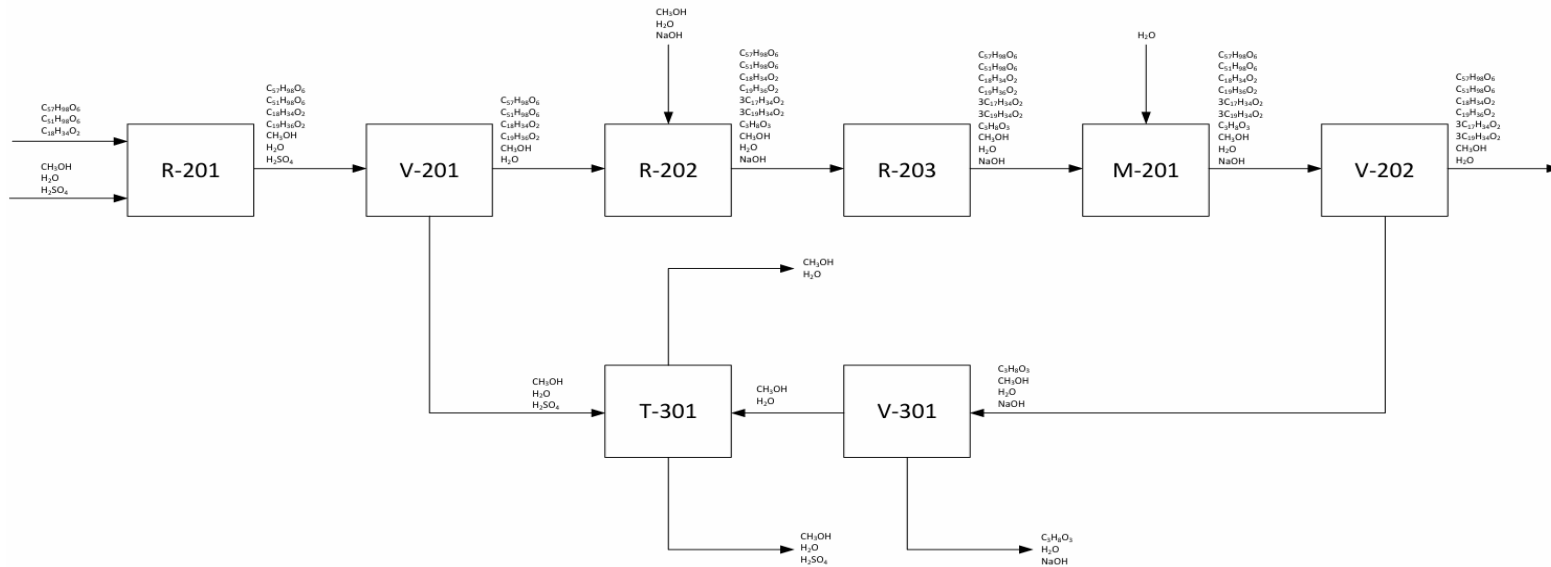
Salah satu hal yang krusial dalam perencanaan pabrik adalah aspek lingkungan, termasuk manajemen dan pembuangan limbah. Limbah yang dibuang dari pabrik harus sesuai dengan standar kualitas limbah yang telah ditetapkan oleh pemerintah. Tujuannya adalah untuk mencegah pencemaran lingkungan dan mengurangi risiko bahaya bagi makhluk hidup di sekitar pabrik.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

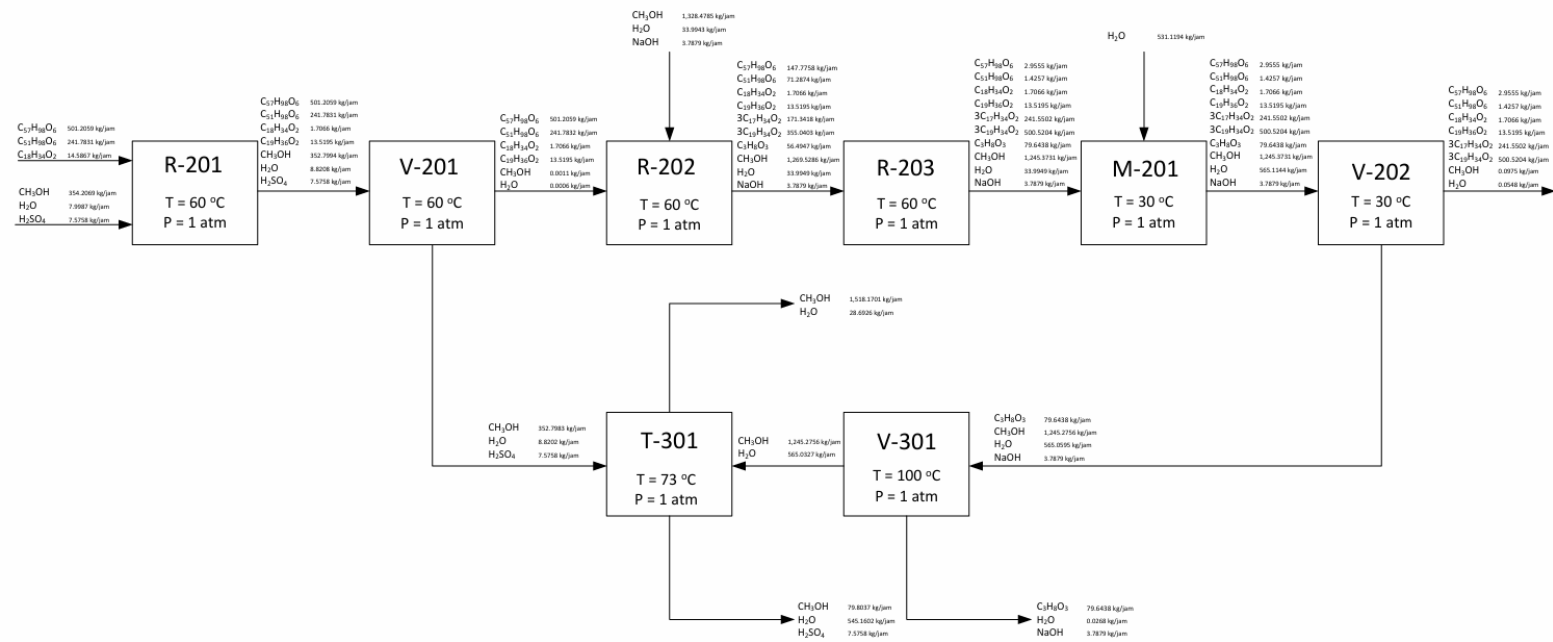
3.1 Diagram Alir Proses Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3. 1 Diagram alir kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3. 2 Diagram alir kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Dalam pengolahan biodiesel ini, digunakan dua proses utama: esterifikasi dan transesterifikasi. Pada proses esterifikasi, bahan baku yang digunakan adalah minyak biji kapuk, metanol, dan katalis asam sulfat (H_2SO_4). Sedangkan pada proses transesterifikasi, trigliserida dalam fraksi minyak biji kapuk dikonversi menjadi metil ester menggunakan katalis basa kuat, yaitu natrium hidroksida (NaOH). NaOH lebih unggul sebagai katalis karena memudahkan pemisahan antara metil ester dan gliserol. Reaksi esterifikasi dan transesterifikasi berlangsung pada suhu optimum 60°C dan tekanan 1 atm.

Proses pembuatan biodiesel terdiri dari tiga tahap utama:

1. Tahap persiapan bahan baku.
2. Tahap reaksi, (dimulai dengan reaksi esterifikasi yang kemudian dilanjutkan dengan reaksi transesterifikasi).
3. Tahap pemurnian dan Penyimpanan produk

3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

a. Persiapan Bahan Baku pada Reaksi Esterifikasi

Sebelum melakukan reaksi esterifikasi, minyak biji kapuk yang disimpan pada suhu 30°C dengan tekanan 1 atm di (T-104) dipanaskan dengan pemanas (E-101) hingga mencapai suhu 60°C agar siap bereaksi di dalam reaktor (R-201). Kemudian, bahan baku metanol (T-102) dan

H₂SO₄ (T-103) yang disimpan pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dicampurkan terlebih dahulu dalam mixer (M-101). Setelah itu, campuran tersebut dimasukkan ke dalam reaktor esterifikasi (R-201). Kemudian hasil keluaran reaktor esterifikasi (R-201) dialirkan menuju decanter (V-201).

b. Persiapan Bahan Baku Pada Reaksi Transesterifikasi

Hasil dari Decanter (V-201) dipompakan ke dalam Reaktor Transesterifikasi (R-202), sementara NaOH (T-101) dan methanol (T-102) yang disimpan pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dialirkan ke dalam mixer (M-102) terlebih dahulu, kemudian dipanaskan melalui pemanas (E-103) hingga mencapai suhu 60°C agar siap bereaksi di Reaktor Transesterifikasi (R-202). Selanjutnya, campuran tersebut dialirkan ke Reaktor Transesterifikasi (R-203) dengan suhu 60°C.

3.2.2 Tahap Reaksi

a. Reaksi Esterifikasi

Minyak biji kapuk, metanol, dan H₂SO₄ direaksikan pada suhu 60°C dan tekanan 1 atm dalam RATB dengan kondisi operasi adiabatik. Reaksi ini adalah reaksi bolak-balik, sehingga konversi asam lemak menjadi produk dipengaruhi oleh keseimbangan reaksi. Oleh karena itu, untuk mendapatkan jumlah produk yang tinggi, diperlukan kelebihan metanol. Dalam pencampuran ini, asam lemak bebas (FFA) bereaksi

dengan metanol membentuk ester dan air. Pencampuran ini menggunakan rasio molar antara FFA dan metanol sebesar 1:12, dengan katalis asam sulfat yang digunakan sebanyak 1% dari berat FFA. Metanol yang digunakan memiliki kemurnian 96%. Reaksi berlangsung selama 1 jam dengan konversi 88,3%. Setelah itu, campuran tersebut diumpankan ke reaktor transesterifikasi.

b. Reaksi Transesterifikasi

Hasil reaksi dari Reaktor Esterifikasi (R-201) dialirkan ke dalam Decanter (V-201) untuk memisahkan metil ester yang terbentuk dan FFA dari katalis metanol dan asam sulfat. Kemudian metil ester dan FFA dialirkan ke reaktor transesterifikasi. Konversi di reaktor transesterifikasi mencapai 92,93% dengan waktu reaksi selama 1 jam. Proses transesterifikasi dilakukan dalam dua tahap menggunakan reaktor yang disusun secara seri.

Reaksi transesterifikasi terjadi di reaktor (R-202) dan (R-203). Dalam proses transesterifikasi, natrium hidroksida (NaOH) dengan kemurnian 48% dan metanol (CH_3OH) dengan kemurnian 96% dicampurkan dengan hasil reaksi esterifikasi. Proses ini melibatkan reaksi antara trigliserida dan metanol untuk membentuk metil ester dan gliserol. Rasio molar antara trigliserida dan metanol adalah 1:15. Metanol yang digunakan adalah metanol yang umum dijual di pasaran

bahan kimia. Semakin tinggi kemurnian bahan yang digunakan, semakin tinggi kualitas dan hasil yang dicapai, karena kadar air mempengaruhi reaksi transesterifikasi.

Reaksi transesterifikasi dipengaruhi oleh beberapa faktor yang memengaruhi laju reaksi dan tingkat konversi, antara lain jenis alkohol, rasio molar alkohol dan trigliserida, katalis, suhu reaksi, dan kandungan air (Arief Budiman dkk, 2014).

3.2.3 Tahap Pemurnian dan Penyimpanan Produk

Hasil keluaran dari reaktor transesterifikasi kemudian didinginkan menggunakan pendingin (E-201) hingga mencapai 30°C, lalu dialirkan menuju tangki pencuci (M-201) dengan tujuan menetralkan dan mencuci biodiesel yang terbentuk di reaktor transesterifikasi menggunakan H₂O 25% dari total massa fluida keluaran reaktor transesterifikasi. Suhu dan tekanan dalam tangka pencuci adalah 30°C dan 1 atm. Selanjutnya, hasil keluaran dari tangka pencuci dialirkan ke dekanter (V-202), di mana terjadi pemisahan bahan berdasarkan perbedaan densitas dan tingkat kelarutan. Hasil pemisahan pada dekanter (V-202) menghasilkan biodiesel pada keluaran bagian atas yang kemudian dialirkan ke tangki penyimpanan biodiesel (TK-401) untuk disimpan dan dijual. Sementara itu, hasil bagian bawah dari dekanter (V-202) dialirkan ke *evaporator* (V-301) untuk memisahkan

campuran air, natrium hidroksida, metanol, dan gliserol. Hasil bawah dari *evaporator* (V-301) yang berupa campuran gliserol dan natrium hidroksida didinginkan terlebih dahulu melalui pendingin (E-303), yang kemudian disimpan di tangki penyimpanan gliserol (TK-402). Hasil atas evaporator (V-301) yang berupa metanol dan air di alirkan menuju menara distilasi (T-301) bersamaan dengan hasil bawah dari dekanter (V-201) untuk memisahkan metanol dari air dan asam sulfat. Metanol hasil pemisahan dari menara distilasi kemudian dikondensasi dan dinginkan dengan pendingin (E-305) yang kemudian disimpan dalam tangki metanol 96% (TK-102) pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm untuk disimpan dan di proses kembali. Sedangkan hasil *bottom* dari Menara distilasi dipanaskan terlebih dahulu dengan pemanas (E-305) sebelum akhirnya dialiri ke unit pengolahan limbah (UPL).

3.3 Spesifikasi Alat

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

3.2.1 Mixer (M-101)

Fungsi	: Mencampurkan metanol dan asam sulfat
Jumlah	: 1 Buah
Suhu	: 30 °C

Tekanan	: 1 atm
Waktu Tingga	: 30 menit
Volume	: 1,0968 m ³
Bahan Konstruksi	: Stainless Steel SA grade 3
Diameter Mixer	: 1,1179 m
Tinggi Mixer	: 1,5954 m
Tebal Shell	: 0,1875 inchi
Tebal Head	: 0,1875 inchi
Jenis Pengaduk	: <i>Propeller Standard 3 blade</i>
Diameter Pengaduk	: 0,3726 m
Jumlah Pengaduk	: 1 Buah
Lebar Baffle	: 0,0931 m
Kecepatan Pengaduk	: 172 rpm
Power Pengaduk	: 1,5 Hp

3.2.2 Mixer (M-102)

Fungsi	: Mencampurkan metanol dan sodium hidroksida
Jumlah	: 1 Buah
Suhu	: 30 °C
Tekanan	: 1 atm

Waktu Tinggal	: 30 menit
Volume	: 4,1414 m ³
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA grade 3</i>
Diameter Mixer	: 1,7435 m
Tinggi Mixer	: 2,5595 m
Tebal Shell	: 0,1875 inchi
Tebal Head	: 0,1875 inchi
Jenis Pengaduk	: <i>Propeller Standard 3 blade</i>
Diameter Pengaduk	: 0,5811 m
Jumlah Pengaduk	: 1 Buah
Lebar Baffle	: 0,1453 m
Kecepatan Pengaduk	: 109 rpm
Power Pengaduk	: 3 HP

3.2.3 Reaktor (R-201)

Fungsi	: Mereaksikan metanol dengan minyak biji kapuk
Jumlah	: 1 Buah
Jenis Reaktor	: RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk)
Suhu	: 60 °C

Tekanan	: 1 atm
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 grade 3 type 304</i>
Diameter Shell	: 1,2696 m
Tinggi Shell	: 1,2696 m
Volume Shell	: 1,6063 m ³
Tinggi Reaktor	: 1,7943 m
Volume Reaktor	: 1,9537 m ³
Tinggi Head	: 10,3303 inchi
Tebal Head	: 0,1875 inchi
Jenis Pengaduk	: <i>Six-blade turbine, vertical blades</i>
Diameter Pengaduk	: 0,4232 m
Tinggi Pengaduk	: 0,4232 m
Lebar Pengaduk	: 0,1058 m
Lebar Baffle	: 0,1058 m
Jumlah Pengaduk	: 1 Buah
Kecepatan Pengaduk	: 155 rpm
Power Pengaduk	: 2 Hp
Tinggi Jaket Pendingin	: 1,5811 m
Diameter Jaket Pendingin	: 1,4732 m
Luas Jaket Pendingin	: 12,2283 m ²⁺

Harga : 40.890 \$

3.2.4 Reaktor (R-202)

Fungsi : Mereaksikan metanol dengan minyak biji kapuk

Jumlah : 1 Buah

Jenis Reaktor : RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk)

Suhu : 60 °C

Tekanan : 1 atm

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA 167 grade 3 type 304*

Diameter Shell : 0,9926 m

Tinggi Shell : 0,9926 m

Volume Shell : 0,7677 m³

Tinggi Reaktor : 1,4387 m

Volume Reaktor : 0,9339 m³

Tinggi Head : 8,7822 inchi

Tebal Head : 0,1875 inchi

Jenis Pengaduk : *Six-blade turbine, vertical blades*

Diameter Pengaduk : 0,3309 m

Tinggi Pengaduk : 0,3309 m

Lebar Pengaduk	: 0,0827 m
Lebar Baffle	: 0,0827 m
Jumlah Pengaduk	: 1 Buah
Kecepatan Pengaduk	: 193 rpm
Power Pengaduk	: 1 Hp
Tinggi Jacket Pendingin	: 1,254 m
Diameter Jacket Pendingin	: 1,1176 m
Luas Jacket Pendingin	: 7,8805 m ²
Harga	: 26.520 \$

3.2.5 Reaktor (R-203)

Fungsi	: Mereaksikan metanol dengan minyak biji kapuk
Jumlah	: 1 Buah
Jenis Reaktor	: RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk)
Suhu	: 60 °C
Tekanan	: 1 atm
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 grade 3 type 304</i>
Diameter Shell	: 0,9926 m

Tinggi Shell	: 0,9926 m
Volume Shell	: 0,7677 m ³
Tinggi Reaktor	: 1,4387 m
Volume Reaktor	: 0,9339 m ³
Tinggi Head	: 8,7822 inchi
Tebal Head	: 0,1875 inchi
Jenis Pengaduk	: <i>Six-blade turbine, vertical blades</i>
Diameter Pengaduk	: 0,3309 m
Tinggi Pengaduk	: 0,3309m
Lebar Pengaduk	: 0,0827 m
Lebar Baffle	: 0,0827 m
Jumlah Pengaduk	: 1 Buah
Kecepatan Pengaduk	: 193 rpm
Power Pengaduk	: 1 Hp
Tinggi Jaket Pendingin	: 1,254 m
Diameter Jaket Pendingin	: 1,1176 m
Luas Jaket Pendingin	: 7,8805 m ²
Harga	: 26.520 \$

3.2.6 Tangki Pencuci (M-201)

Fungsi	: Mencuci biodiesel
Jumlah	: 1 Buah
Suhu	: 60 °C
Tekanan	: 1 atm
Waktu Tinggal	: 30 menit
Volume	: 9,1450 m ³
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless steel SA grade 3 type 304</i>
Diameter Water Washing	: 2,1263 m
Tinggi	: 2,9652 m
Tebal Shell	: 0,3125 inchi
Tebal Head	: 0,1875 inchi
Jenis Pengaduk	: <i>Six-blade turbine, vertical blades</i>
Diameter Pengaduk	: 0,7087 m
Jumlah Pengaduk	: 1 Buah
Lebar Baffle	: 0,1771 m
Kecepatan Pengaduk	: 93 rpm
Power Pengaduk	: 5 Hp

3.2.7 Dekanter (V-201)

Fungsi	: Memisahkan fase terlarut dalam air dengan yang tidak terlarut dalam air dari cairan keluar Reaktor R-201
Jumlah	: 1 buah
Jenis Decanter	: <i>Horizontal Cylinder Vessel</i>
Suhu	: 60 °C
Tekanan	: 1 atm
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel (304)</i>
Diameter Decanter	: 0,4830 m
Panjang Total Decanter	: 1,4489 m
Tebal Shell	: 0,1875 inci
Tebal Head	: 0,1875 inci
Tinggi Head	: 0,1209 m
Waktu Tinggal	: 10 menit
Volume Total Decanter	: 0,2211 m ³
Kecepatan Volumetrik Fase	: 0,8524 m ³ /jam
Ringan	
Kecepatan Volumetrik Fase	: 0,4741 m ³ /jam
Berat	

Diameter Pipa Umpan	: 0,0335 m
Diameter Pipa Fase Ringan	: 0,0103 m
Diameter Pipa Fase Berat	: 0,0103 m
Tinggi Posisi Pipa Umpan	: 0,2415 m
Tinggi Posisi Fase Ringan	: 0,4347 m
Tinggi Posisi Fase Berat	: 0,5888 m
Harga	: 1.974 \$

3.2.8 Dekanter (V-202)

Fungsi	: Memisahkan fase terlarut dalam air dengan yang tidak terlarut dalam air dari cairan keluar Tangki Pencuci M-201
Jumlah	: 1
Jenis Decanter	: <i>Horizontal Cylinder Vessel</i>
Suhu	: 30 °C
Tekanan	: 1 atm
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel (304)</i>
Diameter Decanter	: 0,6380 m
Panjang Total Decanter	: 1,9139 m
Tebal Shell	: 0,1875 inchi

Tebal Head	: 0,1875 inchi
Tinggi Head	: 0,1539 m
Waktu Tinggal	: 10 menit
Volume Total Decanter	: 0,5095 m ³
Kecepatan Volumetrik Fase Ringan	: 0,8660 m ³ /jam
Kecepatan Volumetrik Fase Berat	: 2,1912 m ³ /jam
Diameter Pipa Umpan	: 0,0422 m
Diameter Pipa Fase Ringan	: 0,0137 m
Diameter Pipa Fase Berat	: 0,6750 m
Tinggi Posisi Pipa Umpan	: 0,3190 m
Tinggi Posisi Fase Ringan	: 0,5742 m
Tinggi Posisi Fase Berat	: 0,4198 m
Harga	: 2.097 \$

3.2.9 Menara Distilasi (T-301)

Fungsi	: Memisahkan metanol dari air dan asam sulfat dengan kemurnian 96%
Jumlah	: 1 Buah

Jenis Menara Distilasi	: Plate tower (<i>sieve tray</i>) berbentuk <i>torispherical dishead</i>
Suhu Masuk	: 73,69 °C
Dew Point	: 65,13 °C
Bubble Point	: 95,24 °C
Tekanan	: 1 atm
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel</i>
Diameter Kolom	: 0,9790 m
Tinggi Kolom	: 7,0167 m
Tebal Shell Kolom	: 0,0048 m
Tebal Head Kolom	: 0,0048 m
Material Tray	: <i>Stainless Steel</i>
Material Downcomer	: <i>Stainless Steel</i>
Jumlah Tray	: 12 Buah
Tebal Tray	: 0,0030 m
Diameter Hole	: 0,0100 m
Jumlah Hole	: 365 Buah
Tray Spacing	: 0,4500 m
Panjang Weir	: 0,7343 m
Tinggi Weir	: 0,0500 m
Harga	: 113.215 \$

3.2.10 Evaporator (V-301)

Fungsi	: Menguapkan H ₂ O dan metanol yang ada dalam Gliserol
Jumlah	: 1
Jenis Evaporator	: Digunakan <i>evaporator</i> bertipe <i>long-tube vertical, natural circulation evaporator</i>
Suhu	: 100 °C
Tekanan	: 1 atm
Bahan Konstruksi	: Stainless Steel SA -167 grade 3 tipe 304
Tebal Minimum	: 0,1254 inchi
Tube	
Jenis Tube	: <i>Triangular Pitch</i>
ID _s Steam	: 8 inchi
Jarak Baffle	: 2 inchi
Jumlah Passed	: 6
Jumlah Tube	: 20
Area per Tube	: 0,185 inchi ²
Dirt Faktor	: 0,0050
Pressure Drop	: 0,0243
Volume Cairan	: 0,0177 m ³

Waktu Tinggal	: 10 menit
Volume Vapor	: 5,1639 m ³
Volume Total	: 6,2180 m ³
Diameter Pemisah	: 1,5821 m
Tinggi	: 3,1643 m
Tebal Dinding	: 0,1875 inchi
Tebal Head	: 0,25 inchi
Tinggi Total	: 3,7997 m
Harga	: 43.400 \$

3.2.11 Kondensor (E-304)

Fungsi	: Mengubah fase metanol pada menara distilasi menjadi cair
Jenis	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jenis Bahan	: <i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>
Jumlah Hairpin	: 6 Buah
IPS Outer Pipe	: 2 inchi
OD Outer Pipe	: 2,3800 inchi
ID Outer Pipe	: 2,0700 inchi
Surface area Outer Pipe	: 0,6220 sqft/ft
Panjang Outer Pipe	: 15 ft

IPS Inner Pipe	: 1,25 inchi
OD Inner Pipe	: 1,66 inchi
ID Inner Pipe	: 1,38 inchi
Surface area Inner Pipe	: 0,435 sqft/ft
Panjang Inner Pipe	: 15 ft
Luas Transfer Panas	: 12,9335 ft ²
<i>Designed Overall Coefficient</i> (Ud)	: 16,9813 Btu/jam.ft ² . ⁰ F
<i>Clean Overall Coefficient</i> (Uc)	: 484,3004 Btu/jam.ft ² . ⁰ F
<i>Fouling Factor</i> (Rd)	: 0,0568
<i>Fouling Factor Minimum</i> (Rd min)	: 0,001
Jumlah Alat	: 1 Unit
Harga	: 1.604 \$

3.2.12 Kondensor (E-302)

Fungsi	: Mengubah fase metanol pada evaporator menjadi cair
Jenis Pompa	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jenis Bahan	: <i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>

Jumlah Hairpin	: 6 Buah
IPS Outer Pipe	: 2 inchi
OD Outer Pipe	: 2,3800 inchi
ID Outer Pipe	: 2,0700 inchi
Surface area Outer Pipe	: 0,6220 sqft/ft
Panjang Outer Pipe	: 15 ft
IPS Inner Pipe	: 1,25 inchi
OD Inner Pipe	: 1,66 inchi
ID Inner Pipe	: 1,38 inchi
Surface area Inner Pipe	: 0,435 sqft/ft
Panjang Inner Pipe	: 15 ft
Luas Transfer Panas	: 35,2201 ft ²
<i>Designed Overall Coefficient</i> (Ud)	: 69,3643 Btu/jam.ft ² . ⁰ F
<i>Clean Overall Coefficient</i> (Uc)	: 544,4188 Btu/jam.ft ² . ⁰ F
<i>Fouling Factor</i> (Rd)	: 0,0125
<i>Fouling Factor Minimum</i> (Rd min)	: 0,001
Jumlah Alat	: 1 Unit
Harga	: 2.220 \$

3.2.13 Reboiler (E-305)

Fungsi	: Menguapkan sebagian hasil bawah menara distilasi
Jenis Pompa	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jenis Bahan	: <i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>
Jumlah Hairpin	: 4 Buah
IPS Outer Pipe	: 4 inchi
OD Outer Pipe	: 4,5 inchi
ID Outer Pipe	: 4,026 inchi
Surface area Outer Pipe	: 1,178 sqft/ft
Panjang Outer Pipe	: 20 ft
IPS Inner Pipe	: 3 inchi
OD Inner Pipe	: 3,5 inchi
ID Inner Pipe	: 3,068 inchi
Surface area Inner Pipe	: 0,917 sqft/ft
Panjang Inner Pipe	: 20 ft
Luas Transfer Panas	: 87,153 ft ²
<i>Designed Overall Coefficient</i> (Ud)	: 68 Btu/jam.ft ² . ⁰ F

<i>Clean Overall Coefficient</i>	: 76,467 Btu/jam.ft ² .°F
(Uc)	
<i>Fouling Factor (Rd)</i>	: 0,002
<i>Fouling Factor Minimum (Rd</i>	: 0,001
min)	
Jumlah Alat	: 1 Unit
Harga	: 6.537 \$

3.2.14 Reflux Drum (V-302)

Fungsi	: Menampung kondensat hasil kondensasi dari kondensor
Jenis Pompa	: <i>Horizontal Cylinder</i>
Jenis Bahan	: Stainless Steel SA-167 type 304
Jumlah	: 1 Buah
Suhu	: 65,14 °C
Tekanan	: 1 atm
Kapasitas Alat	: 1,8765 m ³
Diameter Shell	: 0,7227 m
Tebal Shell	: 0,0048 m
Tebal Head	: 0,0048 m

Panjang Total Tangki : 4,6876 m

Harga : 1.480 \$

3.2.15 Tangki Penyimpanan Minyak Biji Kapuk (TK-104)

Fungsi : Menyimpan kebutuhan minyak
biji kapuk untuk proses produksi
selama 7 hari

Jumlah Alat : 1 Buah

Jenis : Silinder tegak dengan *flat bottom*
dan *conical head*

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C

Tipe Atap Tangki : *Conical*

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA-240 type 304*

Kapasitas Tangki : 127,2727 ton

Volume Tangki : 171,5210 m³

Diameter Standar Tangki : 9,1440 m

Tinggi Standar Tangki : 3,6576 m

Course Plate : 2

Tebal Bottom : 0,2500 inchi

Tebal Roof	: 0,6250 inchi
Diameter Pipa Pengisian	: 7,9810 inchi
Diameter Pipa Pengeluaran	: 1,0490 inchi
Harga	: 40.458 \$

3.2.16 Tangki Penyimpanan CH₃OH (TK-102)

Fungsi	: Menyimpan kebutuhan metanol untuk proses produksi selama 7 hari
Jumlah Alat	: 1 Buah
Jenis	: Silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> dan <i>conical head</i>
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30 °C
Tipe Atap Tangki	: <i>Conical</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-240 type 304</i>
Kapasitas Tangki	: 282,7002 ton
Volume Tangki	: 428,1094 m ³
Diameter Standar Tangki	: 12,1920 m
Tinggi Standar Tangki	: 5,4864 m
<i>Course Plate</i>	: 3

Tebal Bottom	: 0,0064 m
Tebal Roof	: 0,0254 m
Diameter Pipa Pengisian	: 0,3071 m
Diameter Pipa Pengeluaran	: 0,0351 m
Harga	: 62.661 \$

3.2.17 Tangki Peneyimpanan H₂SO₄ (TK-103)

Fungsi	: Menyimpan kebutuhan asam sulfat untuk proses produksi selama 30 hari
Jumlah Alat	: 1 Buah
Jenis	: Silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> dan <i>conical head</i>
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30 °C
Tipe Atap Tangki	: <i>Conical</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Stell SA-240 type 316</i>
Kapasitas Tangki	: 5,5363 ton
Volume Tangki	: 3,6861 m ³
Diameter Standar Tangki	: 3,0480 m
Tinggi Standar Tangki	: 3,6576 m

<i>Course Plate</i>	: 2
Tebal Bottom	: 0,0064 m
Tebal Roof	: 0,0111 m
Diameter Pipa Pengisian	: 0,1023 m
Diameter Pipa Pengeluaran	: 0,0068 m
Harga	: 10.978 \$

3.2.18 Tangki Penyimpanan NaOH (TK-101)

Fungsi	: Menyimpan kebutuhan NaOH untuk proses produksi selama 30 hari
Jumlah Alat	: 1 Buah
Jenis	: Silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> dan <i>conical head</i>
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30 °C
Tipe Atap Tangki	: <i>Conical</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-240 type 316</i>
Kapasitas Tangki	: 6,8727 ton
Volume Tangki	: 5,9993 m ³
Diameter Standar Tangki	: 3,0480 m

Tinggi Standar Tangki	: 3,6576 m
<i>Course Plate</i>	: 2
Tebal Bottom	: 0,0064 m
Tebal Roof	: 0,0095 m
Diameter Pipa Pengisian	: 0,1023 m
Diameter Pipa Pengeluaran	: 0,0068 m
Harga	: 15.295 \$

3.2.19 Tangki Penyimpanan Biodiesel (TK-401)

Fungsi	: Menyimpan produk biodiesel selama 7 hari
Jumlah Alat	: 1 Buah
Jenis	: Silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> dan <i>conical head</i>
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30 °C
Tipe Atap Tangki	: <i>Conical</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-240 type 304</i>
Kapasitas Tangki	: 127,9875 ton
Volume Tangki	: 177,1528 m ³
Diameter Standar Tangki	: 9,1440 m

Tinggi Standar Tangki	: 3,6576 m
<i>Course Plate</i>	: 2
Tebal Bottom	: 0,0064 m
Tebal Roof	: 0,0159 m
Diameter Pipa Pengisian	: 0,2545 m
Diameter Pipa Pengeluaran	: 0,0266 m
Harga	: 39.101 \$

3.2.20 Tangki Penyimpanan C₃H₈O₃ (TK-402)

Fungsi	: Menyimpan gliserol selama 7 hari
Jumlah Alat	: 1 Buah
Jenis	: Silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> dan <i>conical head</i>
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30 °C
Tipe Atap Tangki	: <i>Conical</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-240 type 304</i>
Kapasitas Tangki	: 14,0210 ton
Volume Tangki	: 13,1096 m ³
Diameter Standar Tangki	: 4,5720 m
Tinggi Standar Tangki	: 3,6576 m

<i>Course Plate</i>	: 2
Tebal Bottom	: 0,0064 m
Tebal Roof	: 0,0111 m
Diameter Pipa Pengisian	: 0,1023 m
Diameter Pipa Pengeluaran	: 0,0125 m
Harga	: 16.775 \$

3.2.21 Heater 01 (E-101)

Fungsi	: Memanaskan minyak biji kapuk
Jenis Pompa	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jenis Bahan	: <i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>
Jumlah Hairpin	: 3 Buah
IPS Outer Pipe	: 2 in
Schedule Number	: 40*
OD Outer Pipe	: 2,38 in
ID Outer Pipe	: 2,067 in
Surface area Outer Pipe	: 0,6220 sqft/ft
Panjang Outer Pipe	: 15 ft
IPS Inner Pipe	: 1,25 in
Schedule Number	: 40*
OD Inner Pipe	: 1,66 in

ID Inner Pipe	: 1,38 in
Surface area Inner Pipe	: 0,435 sqft/ft
Panjang Inner Pipe	: 15 ft
Luas Transfer Panas	: 23,2609 ft ²
<i>Designed Overall Coefficient</i> (Ud)	: 4,1552 Btu/jam.ft ² . ⁰ F
<i>Clean Overall Coefficient</i> (Uc)	: 36,8492 Btu/jam.ft ² . ⁰ F
<i>Fouling Factor</i> (Rd)	: 0,214
<i>Fouling Factor Minimum</i> (Rd min)	: 0,001
Jumlah Alat	: 1 Unit
Harga	: 1.974 \$

3.2.22 Heater 02 (E-102)

Fungsi	: Memanaskan metanol dan katalis H ₂ SO ₄
Jenis Pompa	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jenis Bahan	: <i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>
Jumlah Hairpin	: 3 Buah
IPS Outer Pipe	: 2 in

Schedule Number	: 40*
OD Outer Pipe	: 2,38 in
ID Outer Pipe	: 2,067 in
Surface area Outer Pipe	: 0,6220 sqft/ft
Panjang Outer Pipe	: 15 ft
IPS Inner Pipe	: 1,25 in
Schedule Number	: 40*
OD Inner Pipe	: 1,66 in
ID Inner Pipe	: 1,38 in
Surface area Inner Pipe	: 0,435 sqft/ft
Panjang Inner Pipe	: 15 ft
Luas Transfer Panas	: 7,1693 ft ²
<i>Designed Overall Coefficient</i>	: 38,4207 Btu/jam.ft ² . ⁰ F
(Ud)	
<i>Clean Overall Coefficient</i>	: 45,4880 Btu/jam.ft ² . ⁰ F
(Uc)	
<i>Fouling Factor (Rd)</i>	: 0,004
<i>Fouling Factor Minimum (Rd</i>	: 0,001
min)	
Jumlah Alat	: 1 Unit
Harga	: 1.233 \$

3.2.23 Heater 03 (E-103)

Fungsi	: Memanaskan metanol dan katalis NaOH
Jenis Pompa	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jenis Bahan	: <i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>
Jumlah Hairpin	: 3 Buah
IPS Outer Pipe	: 2 in
Schedule Number	: 40*
OD Outer Pipe	: 2,38 in
ID Outer Pipe	: 2,067 in
Surface area Outer Pipe	: 0,6220 sqft/ft
Panjang Outer Pipe	: 15 ft
IPS Inner Pipe	: 1,25 in
Schedule Number	: 40*
OD Inner Pipe	: 1,66 in
ID Inner Pipe	: 1,38 in
Surface area Inner Pipe	: 0,435 sqft/ft

Panjang Inner Pipe	: 15 ft
Luas Transfer Panas	: 26,7236 ft ²
<i>Designed Overall Coefficient</i> (Ud)	: 47,7378 Btu/jam.ft ² .°F
<i>Clean Overall Coefficient</i> (Uc)	: 67,8089 Btu/jam.ft ² .°F
<i>Fouling Factor</i> (Rd)	: 0,006
<i>Fouling Factor Minimum</i> (Rd min)	: 0,001
Jumlah Alat	: 1 Unit
Harga	: 1.974 \$

3.2.24 Heater 04 (E-301)

Fungsi	: Memanaskan metanol umpan distilasi
Jenis Pompa	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jenis Bahan	: <i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>
Jumlah Hairpin	: 2 Buah
IPS Outer Pipe	: 2 in
Schedule Number	: 40*
OD Outer Pipe	: 2,38 in

ID Outer Pipe	: 2,067 in
Surface area Outer Pipe	: 0,6220 sqft/ft
Panjang Outer Pipe	: 15 ft
IPS Inner Pipe	: 1 in
Schedule Number	: 40*
OD Inner Pipe	: 1,66 in
ID Inner Pipe	: 1,38 in
Surface area Inner Pipe	: 0,435 sqft/ft
Panjang Inner Pipe	: 15 ft
Luas Transfer Panas	: 11,5781 ft ²
<i>Designed Overall Coefficient</i> (Ud)	: 46,5336 Btu/jam.ft ² . ⁰ F
<i>Clean Overall Coefficient</i> (Uc)	: 74,9466 Btu/jam.ft ² . ⁰ F
<i>Fouling Factor</i> (Rd)	: 0,008
<i>Fouling Factor Minimum</i> (Rd min)	: 0,001
Jumlah Alat	: 1 Unit
Harga	: 1.480 \$

3.2.25 Cooler 01 (E-201)

Fungsi	: Menurunkan suhu fluida keluaran reaktor
Jenis Pompa	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jenis Bahan	: <i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>
Jumlah Hairpin	: 8 Buah
IPS Outer Pipe	: 2 in
Schedule Number	: 40*
OD Outer Pipe	: 2,38 in
ID Outer Pipe	: 2,067 in
Surface area Outer Pipe	: 0,6220 sqft/ft
Panjang Outer Pipe	: 15 ft
IPS Inner Pipe	: 1,25 in
Schedule Number	: 40*
OD Inner Pipe	: 1,66 in
ID Inner Pipe	: 1,38 in
Surface area Inner Pipe	: 0,435 sqft/ft
Panjang Inner Pipe	: 15 ft
Luas Transfer Panas	: 68,0281 ft ²
<i>Designed Overall Coefficient</i> (Ud)	: 66,9891 Btu/jam.ft ² . ⁰ F
<i>Clean Overall Coefficient</i>	: 2861,7674 Btu/jam.ft ² . ⁰ F

(Uc)

Fouling Factor (Rd) : 0,014

Fouling Factor Minimum (Rd : 0,001

min)

Jumlah Alat : 1 Unit

Harga : 2.837 \$

3.2.26 Cooler 02 (E-303)

Fungsi : Menurunkan suhu produk samping
gliserol

Jenis Pompa : *Double Pipe Heat Exchanger*

Jenis Bahan : *Stainless Steel SA-167 type 304*

Jumlah Hairpin : 9 Buah

IPS Outer Pipe : 2 in

Schedule Number : 40*

OD Outer Pipe : 2,38 in

ID Outer Pipe : 2,067 in

Surface area Outer Pipe : 0,6220 sqft/ft

Panjang Outer Pipe	: 15 ft
IPS Inner Pipe	: 1,25 in
Schedule Number	: 40*
OD Inner Pipe	: 1,66 in
ID Inner Pipe	: 1,38 in
Surface area Inner Pipe	: 0,435 sqft/ft
Panjang Inner Pipe	: 15 ft
Luas Transfer Panas	: 76,9715 ft ²
<i>Designed Overall Coefficient</i> (Ud)	: 4,4916 Btu/jam.ft ² . ⁰ F
<i>Clean Overall Coefficient</i> (Uc)	: 6,8717 Btu/jam.ft ² . ⁰ F
<i>Fouling Factor</i> (Rd)	: 0,0771
<i>Fouling Factor Minimum</i> (Rd min)	: 0,001
Jumlah Alat	: 1 Unit
Harga	: 2.960 \$

3.2.27 Cooler 03 (CI-03)

Fungsi	: Menurunkan suhu metanol
Jenis Pompa	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>

Jenis Bahan	: <i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>
Jumlah Hairpin	: 8 Buah
IPS Outer Pipe	: 2 in
Schedule Number	: 40*
OD Outer Pipe	: 2,38 in
ID Outer Pipe	: 2,067 in
Surface area Outer Pipe	: 0,6220 sqft/ft
Panjang Outer Pipe	: 15 ft
IPS Inner Pipe	: 1,25 in
Schedule Number	: 40*
OD Inner Pipe	: 1,66 in
ID Inner Pipe	: 1,38 in
Surface area Inner Pipe	: 0,435 sqft/ft
Panjang Inner Pipe	: 15 ft
Luas Transfer Panas	: 72,1930 ft ²
<i>Designed Overall Coefficient</i> (Ud)	: 71,0904 Btu/jam.ft ² .°F
<i>Clean Overall Coefficient</i> (Uc)	: 512,5165 Btu/jam.ft ² .°F
<i>Fouling Factor</i> (Rd)	: 0,0121
<i>Fouling Factor Minimum</i> (Rd)	: 0,001

min)

Jumlah Alat : 1 Unit

Harga : 2.837 \$

3.2.28 Pompa 101 (P-101)

Fungsi : Mengalirkan NaOH dari tangki penyimpanan TK-101 menuju mixer M-102

Jenis Pompa : *Centrifugal*

Jenis Bahan : *Commercial Steel*

Jumlah : 1 Buah

Kapasitas Pompa : 2 gal/hr

ID Ukuran Pipa : 1,049 in

OD Ukuran Pipa : 1,32 in

IPS Ukuran Pipa : 1 in

Schedule Number : 40*

Flow Area Ukuran Pipa : 0,864 in²

Efisiensi Pompa : 20%

Power Pompa : 0,0004 Hp

Power Motor : 0,05 Hp

Harga : 3.454 \$

3.2.29 Pompa 102 (P-102)

Fungsi	: Mengalirkan Metanol dari tangki penyimpanan TK-102 menuju mixer M-101 dan M-102
Jenis Pompa	: <i>Centrifugal single stage</i>
Jenis Bahan	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1 Buah
Kapasitas Pompa	: 692 gal/hr
ID Ukuran Pipa	: 1,38 in
OD Ukuran Pipa	: 1,66 in
IPS Ukuran Pipa	: 1,25 in
Schedule Number	: 40*
Flow Area Ukuran Pipa	: 1,5 in ²
Efisiensi Pompa	: 20%
Power Pompa	: 0,1 Hp
Power Motor	: 0,2 Hp
Harga	: 3.454 \$

3.2.30 Pompa 103 (P-103)

Fungsi	: Mengalirkan H ₂ SO ₄ dari tangki
--------	--

penyimpanan TK-103 menuju
mixer M-101

Jenis Pompa	: <i>Centrifugal pump single stage</i>
Jenis Bahan	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1 Buah
Kapasitas Pompa	: 1 gal/hr
ID Ukuran Pipa	: 1,049 in
OD Ukuran Pipa	: 1,32 in
IPS Ukuran Pipa	: 1 in
Schedule Number	: 40*
Flow Area Ukuran Pipa	: 0,864 in ²
Efisiensi Pompa	: 20%
Power Pompa	: 0,0002 Hp
Power Motor	: 0,05 Hp
Harga	: 3,454 \$

3.2.31 Pompa 104 (P-104)

Fungsi	: Mengalirkan minyak biji kapuk dari tangki penyimpanan TK-04 menuju reaktor R-201
Jenis Pompa	: <i>Centrifugal single stage</i>

Jenis Bahan	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1 Buah
Kapasitas Pompa	: 272 gal/hr
ID Ukuran Pipa	: 1,049 in
OD Ukuran Pipa	: 1,32 in
IPS Ukuran Pipa	: 1 in
Schedule Number	: 40*
Flow Area Ukuran Pipa	: 0,864 in ²
Efisiensi Pompa	: 20%
Power Pompa	: 0,06 Hp
Power Motor	: 0,08 Hp
Harga	: 3.454 \$

3.2.32 Pompa 105 (P-105)

Fungsi	: Mengalirkan Metanol dan H ₂ SO ₄ dari tangki penyimpanan M-101 menuju reaktor R-201
--------	---

Jenis Pompa	: <i>Centrifugal single stage</i>
Jenis Bahan	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1 Buah
Kapasitas Pompa	: 139 gal/hr
ID Ukuran Pipa	: 1,049 in
OD Ukuran Pipa	: 1,32 in
IPS Ukuran Pipa	: 1 in
Flow Area Ukuran Pipa	: 0,864 in ²
Efisiensi Pompa	: 20%
Power Pompa	: 0,02 Hp
Power Motor	: 0,05 Hp
Harga	: 3.454 \$

3.2.33 Pompa 106 (P-106)

Fungsi	: Mengalirkan Metanol dan NaOH dari tangki penyimpanan M-102 menuju reaktor R-202
--------	---

Jenis Pompa	: <i>Centrifugal single stage</i>
Jenis Bahan	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1 Buah
Kapasitas Pompa	: 532 gal/hr
ID Ukuran Pipa	: 1,38 in
OD Ukuran Pipa	: 1,66 in
IPS Ukuran Pipa	: 1,25 in
Schedule Number	: 40*
Flow Area Ukuran Pipa	: 1,5 in ²
Efisiensi Pompa	: 20%
Power Pompa	: 0,07 Hp
Power Motor	: 0,1 Hp
Kecepatan Putar	: 2145 rpm
Viskositas	: 7 cP
Harga	: 3.947 \$

3.2.34 Pompa 201 (P-201)

Fungsi	: Mengalirkan Minyak dan Metanol dari R-201 menuju dekanter V-201
--------	--

Jenis Pompa	: <i>Centrifugal single stage</i>
Jenis Bahan	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1 Buah
Kapasitas Pompa	: 425 gal/hr
ID Ukuran Pipa	: 1,38 in
OD Ukuran Pipa	: 1,66 in
IPS Ukuran Pipa	: 1,25 in
Schedule Number	: 40*
Flow Area Ukuran Pipa	: 1,5 in ²
Efisiensi Pompa	: 20%
Power Pompa	: 0,03 Hp
Power Motor	: 0,1 Hp
Kecepatan Putar	: 2965 rpm
Viskositas	: 8 cP
Harga	: 3.947 \$

3.2.35 Pompa 202 (P-202)

Fungsi	: Mengalirkan Minyak dan Metanol
--------	----------------------------------

dari V-201 menuju reaktor R-202

Jenis Pompa	: <i>Centrifugal single stage</i>
Jenis Bahan	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1 Buah
Kapasitas Pompa	: 276 gal/hr
ID Ukuran Pipa	: 1,049 in
OD Ukuran Pipa	: 1,32 in
IPS Ukuran Pipa	: 1 in
Schedule Number	: 40*
Flow Area Ukuran Pipa	: 0,864 in ²
Efisiensi Pompa	: 20%
Power Pompa	: 0,05 Hp
Power Motor	: 0,08 Hp
Kecepatan Putar	: 1304 rpm
Viskositas	: 12 cP
Harga	: 3.454 \$

3.2.36 Pompa 203 (P-203)

Fungsi	: Mengalirkan Minyak dan Metanol dari V-201 menuju T-301
Jenis Pompa	: <i>Centrifugal single stage</i>
Jenis Bahan	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1 Buah
Kapasitas Pompa	: 150 gal/hr
ID Ukuran Pipa	: 1,049 in
OD Ukuran Pipa	: 1,32 in
IPS Ukuran Pipa	: 1 in
Schedule Number	: 40*
Flow Area Ukuran Pipa	: 0,864 in ²
Efisiensi Pompa	: 20%
Power Pompa	: 0,06 Hp
Power Motor	: 0,08 Hp
Kecepatan Putar	: 513 rpm
Viskositas	: 0,5 cP
Harga	: 3.454 \$

3.2.37 Pompa 204 (P-204)

Fungsi	: Mengalirkan air dari utilitas menuju mixer M-201
Jenis Pompa	: <i>Centrifugal single stage</i>
Jenis Bahan	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1 Buah
Kapasitas Pompa	: 165 gal/hr
ID Ukuran Pipa	: 1,049 in
OD Ukuran Pipa	: 1,32 in
IPS Ukuran Pipa	: 1 in
Schedule Number	: 40*
Flow Area Ukuran Pipa	: 0,864 in ²
Efisiensi Pompa	: 20%
Power Pompa	: 0,04 Hp
Power Motor	: 0,05 Hp
Harga	: 3.454 \$

3.2.38 Pompa 205 (P-205)

Fungsi	: Mengalirkan Minyak dan Metanol dari R-202 menuju reaktor R-203
Jenis Pompa	: <i>Centrifugal single stage</i>
Jenis Bahan	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1 Buah
Kapasitas Pompa	: 834 gal/hr
ID Ukuran Pipa	: 1,61 in
OD Ukuran Pipa	: 1,9 in
IPS Ukuran Pipa	: 1,5 in
Schedule Number	: 40*
Flow Area Ukuran Pipa	: 2,04 in ²
Efisiensi Pompa	: 20%
Power Pompa	: 0,1 Hp
Power Motor	: 0,2 Hp
Kecepatan Putar	: 2850 rpm
Viskositas	: 5 cP
Harga	: 3.947 \$

3.2.39 Pompa 206 (P-206)

Fungsi	: Mengalirkan Minyak dan Metanol dari R-203 menuju tangka M-201
Jenis Pompa	: <i>Centrifugal single stage</i>
Jenis Bahan	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1 Buah
Kapasitas Pompa	: 831 gal/hr
ID Ukuran Pipa	: 1,61 in
OD Ukuran Pipa	: 1,9 in
IPS Ukuran Pipa	: 1,5 in
Schedule Number	: 40*
Flow Area Ukuran Pipa	: 2,04 in ²
Efisiensi Pompa	: 20%
Power Pompa	: 0,2 Hp
Power Motor	: 0,3 Hp
Kecepatan Putar	: 1898 rpm
Viskositas	: 5 cP
Harga	: 3.947 \$

3.2.40 Pompa 207 (P-207)

Fungsi	: Mengalirkan fluida dari M-201 menuju V-202
Jenis Pompa	: <i>Centrifugal single stage</i>
Jenis Bahan	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1 Buah
Kapasitas Pompa	: 964 gal/hr
ID Ukuran Pipa	: 1,61 in
OD Ukuran Pipa	: 1,9 in
IPS Ukuran Pipa	: 1,5 in
Schedule Number	: 40*
Flow Area Ukuran Pipa	: 2,04 in ²
Efisiensi Pompa	: 20%
Power Pompa	: 0,2 Hp
Power Motor	: 0,3 Hp
Kecepatan Putar	: 2492 rpm
Viskositas	: 18 cP
Harga	: 3.947 \$

3.2.41 Pompa 208 (P-208)

Fungsi	: Mengalirkan fluida dari V-202 menuju V-301
Jenis Pompa	: <i>Centrifugal single stage</i>
Jenis Bahan	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1 Buah
Kapasitas Pompa	: 685 gal/hr
ID Ukuran Pipa	: 1,61 in
OD Ukuran Pipa	: 1,9 in
IPS Ukuran Pipa	: 1,5 in
Schedule Number	: 40*
Flow Area Ukuran Pipa	: 2 in ²
Efisiensi Pompa	: 40%
Power Pompa	: 0,1 Hp
Power Motor	: 0,3 Hp
Kecepatan Putar	: 1380 rpm
Viskositas	: 23 cP

Harga : 3.947 \$

3.2.42 Pompa 209 (P-209)

Fungsi : Mengalirkan fluida dari V-202
menuju tangki penyimpanan
biodiesel TK-401

Jenis Pompa : *Centrifugal single stage*

Jenis Bahan : *Commercial Steel*

Jumlah : 1 Buah

Kapasitas Pompa : 279 gal/hr

ID Ukuran Pipa : 1,049 in

OD Ukuran Pipa : 1,32 in

IPS Ukuran Pipa : 1 in

Schedule Number : 40*

Flow Area Ukuran Pipa : 0,864 in²

Efisiensi Pompa : 20%

Power Pompa : 0,01 Hp

Power Motor : 0,1 Hp

Kecepatan Putar	: 826 rpm
Viskositas	: 6 cP
Harga	: 3.454 \$

3.2.43 Pompa 301 (P-301)

Fungsi	: Mengalirkan fluida dari V-301 menuju menara distilasi T-301
Jenis Pompa	: <i>Centrifugal single stage</i>
Jenis Bahan	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1 Buah
Kapasitas Pompa	: 692 gal/hr
ID Ukuran Pipa	: 1,61 in
OD Ukuran Pipa	: 1,9 in
IPS Ukuran Pipa	: 1,5 in
Schedule Number	: 40*
Flow Area Ukuran Pipa	: 2,04 in ²
Efisiensi Pompa	: 20%
Power Pompa	: 0,03 Hp
Power Motor	: 0,5 Hp

Kecepatan Putar	: 1065 rpm
Viskositas	: 0,4 cP
Harga	: 3.947 \$

3.2.44 Pompa 302 (P-302)

Fungsi	: Mengalirkan fluida dari T-301 menuju tangki penyimpanan methanol TK-102
Jenis Pompa	: <i>Centrifugal single stage</i>
Jenis Bahan	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1 Buah
Kapasitas Pompa	: 647 gal/hr
ID Ukuran Pipa	: 1,38 in
OD Ukuran Pipa	: 1,66 in
IPS Ukuran Pipa	: 1,25 in
Schedule Number	: 40*
Flow Area Ukuran Pipa	: 1,5 in ²
Efisiensi Pompa	: 20%

Power Pompa	: 0,2 Hp
Power Motor	: 0,5 Hp
Kecepatan Putar	: 1092 rpm
Viskositas	: 0,3 cP
Harga	: 3.947 \$

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa *Mixer* (M-101)

Tabel 3. 1 Neraca Massa *Mixer 01*

No	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Arus 2	Arus 3	Arus 4
1	H ₂ SO ₄	-	7,5758	7,5758
2	CH ₃ OH	354,2609	-	354,2609
3	H ₂ O	7,9709	0,0278	7,9987
Total		362,2318	7,6036	369,8354
		369,8354		

3.4.2 Neraca Massa Mixer (M-102)

Tabel 3. 2 Neraca Massa Mixer 02

No	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Arus 6	Arus 7	Arus 8
1	NaOH	-	3,7879	3,7879
2	CH ₃ OH	1328,4785	-	1328,4785
3	H ₂ O	29,8907	4,1035	7,9987
Total		1358,3693	7,8914	1366,2607
		1366,2607		

3.4.3 Neraca Massa Reaktor (R-201)

Tabel 3. 3 Neraca Massa Reaktor 01

No	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Arus 1	Arus 4	Arus 5
1	C ₅₁ H ₉₈ O ₆	241,7831	-	241,7831
2	C ₅₇ H ₉₈ O ₆	501,2059	-	501,2059
3	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	14,5867	-	1,7066
4	CH ₃ OH	-	354,2609	352,7994
5	H ₂ O	-	7,9987	8,8208
6	H ₂ SO ₄	-	7,5758	7,5758
7	C ₁₉ H ₃₆ O ₂	-	-	13,5195
Total		757,5758	369,8354	1127,4112
		1127,4112		

3.4.4 Neraca Massa Reaktor (R-202)

Tabel 3. 4 Neraca Massa Reaktor 02

No	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Arus 8	Arus 9	Arus 11
1	C ₅₁ H ₉₈ O ₆	-	241,7831	4,8357
2	C ₅₇ H ₉₈ O ₆	-	501,2059	10,0241
3	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	-	1,7066	1,7066

4	CH ₃ OH	1328,4785	0,00112	1246,5521
5	H ₂ O	7,9987	0,00063	33,9949
6	NaOH	3,7879	-	3,7879
7	C ₁₉ H ₃₆ O ₂	-	13,5195	13,5195
8	C ₅₁ H ₁₀₂ O ₆	-	-	238,1234
9	C ₅₇ H ₁₀₂ O ₆	-	-	493,4196
10	C ₃ H ₈ O ₃	-	-	78,5139
Total		1366,2607	758,2169	2124,4777
		2124,4777		

3.4.5 Neraca Massa Reaktor (R-203)

Tabel 3. 5 Neraca Massa Reaktor 03

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
		Arus 11	Arus 11
1	C ₅₁ H ₉₈ O ₆	4,8357	1,4257
2	C ₅₇ H ₉₈ O ₆	10,0241	2,9555
3	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	1,7066	1,7066
4	CH ₃ OH	1246,5521	1245,3731
5	H ₂ O	33,9949	33,9949
6	NaOH	3,7879	3,7879
7	C ₁₉ H ₃₆ O ₂	13,5195	13,5195
8	C ₅₁ H ₁₀₂ O ₆	238,1234	241,5502
9	C ₅₇ H ₁₀₂ O ₆	493,4196	500,5204
10	C ₃ H ₈ O ₃	78,5139	79,6438
Total		2124,4777	2124,4777

3.4.6 Neraca Massa Decanter (V-201)

Tabel 3. 6 Neraca Massa Decanter 01

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Arus 5	Arus 9	Arus 10
1	C ₅₁ H ₉₈ O ₆	241,7831	241,7831	-
2	C ₅₇ H ₉₈ O ₆	501,2059	501,2059	-

3	$C_{18}H_{34}O_2$	1,7066	1,7066	-
4	CH_3OH	352,7994	0,00112	352,7983
5	H_2O	8,8208	0,00063	8,8202
6	H_2SO_4	7,5758	0	7,5758
7	$C_{19}H_{36}O_2$	13,5195	13,5195	-
Total		1127,4112	758,2169	369,1942
			1127,4112	

3.4.7 Neraca Massa Decanter (V-202)

Tabel 3. 7 Neraca Massa Decanter 02

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Arus 13	Arus 14	Arus 15
1	$C_{51}H_{98}O_6$	1,4257	1,4257	-
2	$C_{57}H_{98}O_6$	2,9555	2,9555	-
3	$C_{18}H_{34}O_2$	1,7066	1,7066	-
4	CH_3OH	1245,3731	0,0975	1245,2756
5	H_2O	565,1144	0,0548	565,0595
6	$NaOH$	3,7879	-	3,7879
7	$C_{19}H_{36}O_2$	13,5195	13,5195	-
8	$C_{51}H_{102}O_6$	241,5502	241,5502	-
9	$C_{57}H_{102}O_6$	500,5204	500,5204	-
10	$C_3H_8O_3$	79,6438	-	79,6438
Total		2655,5971	761,8303	1893,7668
			2655,5971	

3.4.8 Neraca Massa Evaporator (V-301)

Tabel 3. 8 Neraca Massa Evaporator 01

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Arus 15	Arus 16	Arus 17
1	CH_3OH	1245,2756	1245,2756	-
2	H_2O	565,0595	565,0327	3,7879
3	$NaOH$	3,7879	-	0,0268

4	C ₃ H ₈ O ₃	79,6438	-	79,6438
Total		1893,7668	1810,3083	83,4585
			1893,7668	

3.4.9 Neraca Massa Menara Distilasi (T-301)

Tabel 3. 9 Neraca Massa Menara Distilasi 01

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Arus 18	Arus 19	Arus 20
1	CH ₃ OH	1598,0738	1518,1701	79,9037
2	H ₂ O	573,8529	28,6926	545,1602
3	H ₂ SO ₄	7,5758	-	7,5758
Total		2179,5025	1546,8628	632,6397
			2179,5025	

3.4.10 Neraca Massa Condensor (E-304)

Tabel 3. 10 Neraca Massa Condensor 01

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
1	CH ₃ OH	2311,9769	2311,9769
2	H ₂ O	43,6951	43,6951
3	H ₂ SO ₄	0	0
Total		2355,6721	2355,6721

3.4.11 Neraca Massa Condensor (E-302)

Tabel 3. 11 Neraca Massa Condensor 02

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
1	CH ₃ OH	1245,2756	1245,2756
2	H ₂ O	565,0327	565,0327
Total		1810,3083	1810,3083

3.4.12 Neraca Massa Reboiler (E-305)

Tabel 3. 12 Neraca Massa Reboiler 01

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
			Vapor	Bottom
1	CH ₃ OH	261,4853	181,5816	79,9036
2	H ₂ O	1784,0406	1238,8804	545,1602
3	H ₂ SO ₄	24,7917	17,2159	7,5757
Total		2030,3177	1437,6780	632,6397
			2030,3177	

3.4.13 Neraca Massa Reflux Drum (V-302)

Tabel 3. 13 Neraca Massa *Reflux Drum* 01

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
			Arus Refluks	Arus Distilat
1	CH ₃ OH	2311,9769	793,8067	1518,1700
2	H ₂ O	43,6951	15,0025	28,6926
3	H ₂ SO ₄	-	-	-
Total		2355,6721	808,8093	1546,8630
			2355,6721	

3.4.14 Neraca Massa Tangki Pencuci (M-201)

Tabel 3. 14 Neraca Massa *Washing Tank* 01

No	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Arus 11	Arus 12	Arus 13
1	C ₅₁ H ₉₈ O ₆	1,4257	-	1,4257
2	C ₅₇ H ₉₈ O ₆	2,9555	-	2,9555
3	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	1,7066	-	1,7066
4	CH ₃ OH	1245,3731	-	1245,3731
5	H ₂ O	33,9949	531,1194	565,1144
6	NaOH	3,7879	-	3,7879
7	C ₁₉ H ₃₆ O ₂	13,5195	-	13,5195
8	C ₅₁ H ₁₀₂ O ₆	241,5502	-	241,5502
9	C ₅₇ H ₁₀₂ O ₆	500,5204	-	500,5204
10	C ₃ H ₈ O ₃	79,6438	-	79,6438
Total		2124,4777	531,1194	2655,5971
		2655,5971		

3.4.15 Neraca Massa Total

Tabel 3. 15 Neraca Massa Total

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
1	C ₅₁ H ₉₈ O ₆	241,7831	1,4257
2	C ₅₇ H ₉₈ O ₆	501,2059	2,9555
3	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	14,5867	1,7066
4	CH ₃ OH	1682,7395	1598,1713
5	H ₂ O	573,1124	573,9356
6	NaOH	3,7879	3,7879
7	H ₂ SO ₄	7,5758	7,5758
8	C ₁₉ H ₃₆ O ₂	-	13,5195

10	C ₅₁ H ₁₀₂ O ₆	-	241,5502
10	C ₅₇ H ₁₀₂ O ₆	-	500,5204
11	C ₃ H ₈ O ₃	-	73,3865
Total		3024,7913	3024,7913

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas *Mixer* (M-101)

Tabel 3. 16 Neraca Panas *Mixer* 01

No	Komponen	Masuk	Keluar
		ΔH in (kJ/jam)	ΔH out (kJ/jam)
1	CH ₃ OH	4.436,2238	4.436,2238
2	H ₂ O	167,7437	167,7437
3	H ₂ SO ₄	54,2343	54,2343
Total		4.658,2019	4.658,2019

3.5.2 Neraca Panas *Mixer* (M-102)

Tabel 3. 17 Neraca Panas *Mixer* 02

No	Komponen	Masuk	Keluar
		ΔH in (kJ /jam)	ΔH out (kJ /jam)
1	CH ₃ OH	16.635,64	16.635,64
2	H ₂ O	712,90	712,90
3	NaOH	40,62	40,62
Total		17.389,37	17.389,37

3.5.3 Neraca Panas Reaktor (R-201)

Tabel 3. 18 Neraca Panas Reaktor 01

No	Komponen	Masuk	Keluar
		ΔH in (kJ /jam)	ΔH out (kJ /jam)
1	C ₅₁ H ₉₈ O ₆	6.937,33	6.937,33
2	C ₅₇ H ₉₈ O ₆	12.266,3	12.266,3
3	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	1.257,44	147,15
4	CH ₃ OH	31.602,99	31.472,6
5	H ₂ O	1.170,54	1.290,85
6	H ₂ SO ₄	385,37	385,37
7	C ₁₉ H ₃₆ O ₂	-	638,44
8	ΔH Reaksi	80.74,67	-
9	Q Terserap	-	8.556,88
Total		61.694,95	61.694,95

3.5.4 Neraca Panas Reaktor (R-202)

Tabel 3. 19 Neraca Panas Reaktor 02

No	Komponen	Masuk	Keluar
		ΔH in (kJ /jam)	ΔH out (kJ /jam)
1	C ₅₁ H ₉₈ O ₆	6.937,33	40,90
2	C ₅₇ H ₉₈ O ₆	12.266,3	72,33
3	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	147,15	147,15
4	CH ₃ OH	118.511,3	111.097,5
5	H ₂ O	4.974,89	4.974,89
6	NaOH	284,03	284,03
7	C ₁₉ H ₃₆ O ₂	638,44	638,44
8	C ₅₁ H ₁₀₂ O ₆	-	4.168,46
9	C ₅₇ H ₁₀₂ O ₆	-	7.932,44
10	C ₃ H ₈ O ₃	-	7.989,76
11	ΔH Reaksi	84.620,9	-
12	Q Terserap	-	81.170,29
Total		228.380,39	228.380,39

3.5.5 Neraca Panas Reaktor (R-203)

Tabel 3. 20 Neraca Panas Reaktor 03

No	Komponen	Masuk	Keluar
		ΔH in (kJ /jam)	ΔH out (kJ /jam)
1	C ₅₁ H ₉₈ O ₆	2.045,40	40,90
2	C ₅₇ H ₉₈ O ₆	3.616,60	72,33
3	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	147,15	147,15
4	CH ₃ OH	113.252,4	111.097,5
5	H ₂ O	4.974,89	4.974,89
6	NaOH	284,03	284,03
7	C ₁₉ H ₃₆ O ₂	638,44	638,44
8	C ₅₁ H ₁₀₂ O ₆	2.956,87	4.168,46
9	C ₅₇ H ₁₀₂ O ₆	5.626,82	7.932,44
10	C ₃ H ₈ O ₃	5.667,48	7.989,76
11	ΔH Reaksi	34.673,97	-
12	Q Terserap	-	36.538,1
Total		173.884,07	173.884,07

3.5.6 Neraca Panas Decanter (V-201)

Tabel 3. 21 Neraca Panas Decanter 01

No	Komponen	Masuk	Keluar Atas	Keluar Bawah
		ΔH in (kJ /jam)	ΔH out (kJ /jam)	ΔH out (kJ /jam)
1	C ₅₁ H ₉₈ O ₆	16.416,31	16.416,31	-
2	C ₅₇ H ₉₈ O ₆	32.306,29	32.306,29	-
3	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	125,67	125,67	-
4	CH ₃ OH	41.955,14	0,1334	41.955,01
5	H ₂ O	1.322,57	0,0946	1.322,48
6	H ₂ SO ₄	241,57	-	241,57
7	C ₁₉ H ₃₆ O ₂	1.028,67	1.028,67	-

Total	93.396,26	49.877,19	43.519,06
		93.396,26	

3.5.7 Neraca Panas Decanter (V-202)

Tabel 3. 22 Neraca Panas Decanter 02

No	Komponen	Masuk	Keluar Atas	Keluar Bawah
		ΔH in (kJ /jam)	ΔH out (kJ /jam)	ΔH out (kJ /jam)
1	C ₅₁ H ₉₈ O ₆	13,0015	13,0015	-
2	C ₅₇ H ₉₈ O ₆	25,51	25,51	-
3	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	17,29	17,29	-
4	CH ₃ OH	18.073,75	1,41	18.072,34
5	H ₂ O	11.703,42	142,95	11.702,28
6	NaOH	23,12	1,13	23,12
7	C ₁₉ H ₃₆ O ₂	142,95	142,95	-
8	C ₅₁ H ₁₀₂ O ₆	895,17	895,17	-
9	C ₅₇ H ₁₀₂ O ₆	1.496,79	1.496,79	-
10	C ₃ H ₈ O ₃	839,13	-	839,13
Total		33.230,17	2.593,29	30.636,88
			33.230,17	

3.5.8 Neraca Panas Evaporator (V-301)

Tabel 3. 23 Neraca Panas Evaporator 01

No	Komponen	Masuk	Keluar Atas	Keluar Bawah
		ΔH in (kJ /jam)	ΔH out (kJ /jam)	ΔH out (kJ /jam)
1	CH ₃ OH	381.963,47	381.963,47	-
2	H ₂ O	193.265,79	193.265,79	9,18
3	NaOH	356,08	-	356,08
4	C ₃ H ₈ O ₃	13.845,51	-	13.845,51
Total		589.430,87	575.220,09	14.210,77
			589.430,87	

3.5.9 Neraca Panas Menara Distilasi (T-301)

Tabel 3. 24 Neraca Panas Menara Distilasi 01

No	Komponen	Masuk	Keluar
		ΔH in (kJ /jam)	ΔH out (kJ /jam)
1	ΔH Umpan	317.426,81	-
2	ΔH Distilat	-	155.951,14
3	ΔH Kondensor	-	-243.016,05
4	ΔH Bottom	-	175.468,57
5	ΔH Reboiler	-229.023,1	-
Total		88.403,66	88.403,66

3.5.10 Neraca Panas Tangki Pencuci (M-201)

Tabel 3. 25 Neraca Panas Washing Tank 01

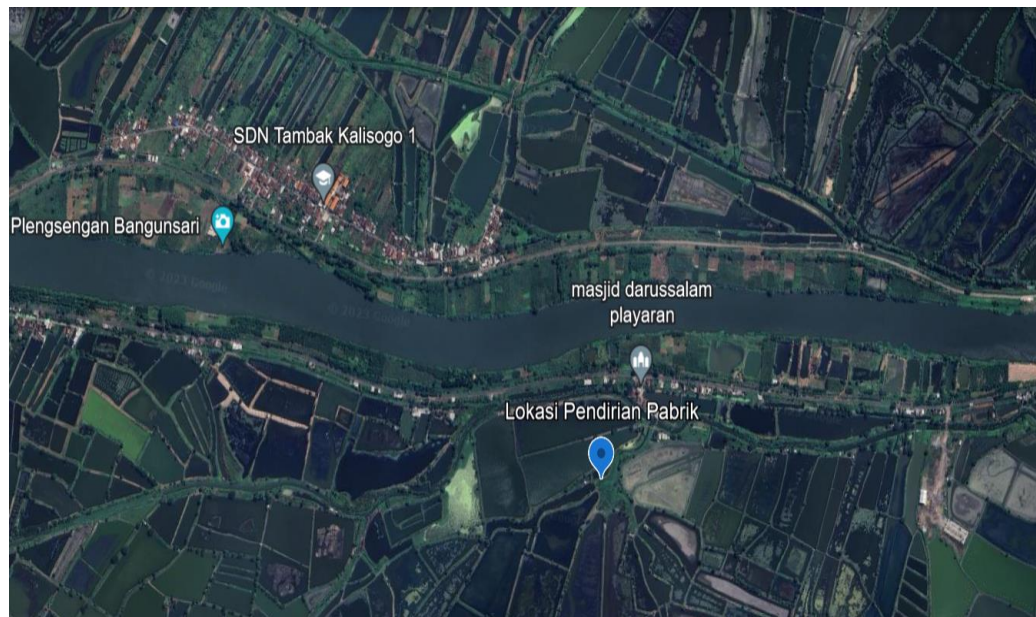
No	Komponen	Masuk	Keluar
		ΔH in (kJ /jam)	ΔH out (kJ /jam)
1	C ₅₁ H ₉₈ O ₆	40,90	40,90
2	C ₅₇ H ₉₈ O ₆	72,33	72,33
3	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	147,15	147,15
4	CH ₃ OH	111.097,5	111.097,5
5	H ₂ O	82.700,04	82.700,04
6	NaOH	284,03	284,03
7	C ₁₉ H ₃₆ O ₂	638,44	638,44
8	C ₅₁ H ₁₀₂ O ₆	4.168,46	4.168,46
9	C ₅₇ H ₁₀₂ O ₆	7.932,44	7.932,44
10	C ₃ H ₈ O ₃	7.989,76	7.989,76
Total		215.071,11	215.071,11

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan dan penentuan lokasi suatu pabrik dalam perencanaan industri memiliki dampak signifikan terhadap kemajuan dan kelangsungan industri tersebut. Keputusan ini mencakup faktor-faktor produksi, potensi keuntungan, dan rencana perluasan di masa mendatang. Beberapa aspek penting harus dipertimbangkan untuk menentukan lokasi pabrik yang optimal dari segi teknis dan ekonomis. Dengan mempertimbangkan berbagai faktor ini, direncanakan bahwa pabrik biodiesel akan dibangun di Kabupaten Sidoarjo, Provinsi Jawa Timur.



Gambar 4. 1 Lokasi Pabrik Biodiesel

Berikut adalah faktor – faktor yang harus diperhatikan dalam pemilihan lokasi pabrik:

a. Pemasaran Produk

Pabrik ini menghasilkan bahan baku untuk pembuatan biodiesel, yang dapat dipasarkan ke PT. Pertamina. Pemasaran produk ini menjadi lebih mudah karena adanya infrastruktur transportasi yang memadai, baik melalui jalur darat maupun laut. Hal ini memungkinkan produk untuk dijual tidak hanya di dalam negeri tetapi juga diekspor ke luar negeri. Selain biodiesel, gliserol dari pabrik ini akan dijual ke PT. Samiraschem di Jakarta.

b. Ketersediaan Bahan Baku

Pabrik sebaiknya dibangun di dekat sumber bahan baku untuk memastikan kemudahan transportasi dan mengurangi biaya yang terkait. Bahan utama dapat diperoleh dari Kabupaten Pasuruan, Provinsi Jawa Timur. Selain itu, metanol akan disuplai oleh PT Kaltim Methanol di Kalimantan Timur, asam sulfat (H_2SO_4) akan disediakan oleh PT Petrokimia Gresik, dan natrium hidroksida (NaOH) akan didapatkan dari PT Asahimas Chemical di Cilegon, Banten.

c. Perluasan lahan

Dalam pembangunan sebuah pabrik, karakteristik topografi tanah memainkan peran penting dalam menentukan biaya persiapan lahan. Jenis dan kondisi tanah akan sangat mempengaruhi biaya konstruksi gedung. Area yang dipilih untuk pembangunan pabrik harus memiliki

lahan yang cukup luas untuk memungkinkan ekspansi pabrik di masa depan.

d. Transportasi

Untuk memastikan kelancaran operasional pabrik dan efisiensi dalam pengangkutan bahan, perbaikan, pemeliharaan, serta keselamatan kerja, perlu disediakan jalan yang memadai di antara area proses. Jalan tersebut harus cukup lebar dan mudah diakses oleh kendaraan, sehingga dalam situasi darurat atau bencana, respons dapat dilakukan dengan cepat dan tanpa hambatan. Transportasi yang efisien sangat penting untuk menjamin kelancaran suplai bahan baku dan distribusi produk, dengan biaya operasional yang rendah dan waktu pengiriman yang singkat. Berikut adalah beberapa aspek yang perlu diperhatikan:

- Akses Jalan Raya:

Pastikan terdapat jalan raya yang dapat dilalui oleh mobil dan kendaraan darat lainnya untuk memudahkan transportasi ke dan dari pabrik.

- Akses Air:

Sungai atau laut yang bisa dilalui oleh perahu dan kapal harus tersedia untuk mendukung transportasi bahan dan produk via jalur air.

- Pelabuhan dan Bandara:

Dekatnya lokasi pabrik dengan pelabuhan laut dan lapangan udara akan mempermudah pengiriman bahan baku dan produk jadi, serta meningkatkan fleksibilitas transportasi

Lokasi yang dipilih untuk pendirian pabrik ini berada di kawasan yang strategis, berada di jalur utama yang menghubungkan beberapa kota besar di Jawa Timur. Lokasi ini dilayani oleh jaringan jalan raya yang memadai, yang menghubungkan kota-kota besar di wilayah tersebut. Infrastruktur jalan yang sudah ada ini memudahkan proses pengadaan bahan baku dan distribusi produk, memungkinkan pengiriman barang dilakukan dengan efisien melalui jalur darat yang tersedia.

e. Utilitas

Dalam pendirian sebuah pabrik, ketersediaan dan kelancaran pasokan tenaga listrik, air, dan bahan bakar menjadi faktor penunjang yang sangat vital. Untuk kebutuhan listrik, pabrik memanfaatkan pasokan dari Pembangkit Listrik Tenaga Gas dan Uap (PLTGU) serta sumber listrik internal. Pembangkit listrik utama di pabrik ini adalah generator diesel, dengan bahan bakar yang disuplai oleh Pertamina. Keberadaan pabrik yang berdekatan dengan Sungai Siak memberikan keuntungan besar dalam hal ketersediaan air. Air dari sungai tersebut dapat dimanfaatkan dengan mudah untuk berbagai kebutuhan pabrik seperti air proses, pendingin untuk menghasilkan uap, keperluan perumahan, dan

kebutuhan lainnya.

f. Cuaca atau Iklim Lingkungan.

Kondisi cuaca dan iklim di sekitar lokasi pabrik tergolong stabil, yang sangat mendukung kelancaran operasi pabrik agar berjalan secara optimal. Selain itu, area sekitar yang dipilih untuk pendirian pabrik memiliki catatan bebas dari bencana alam besar, sehingga memberikan jaminan tambahan bahwa operasional pabrik dapat berlangsung tanpa gangguan yang signifikan. Hal ini memungkinkan pabrik beroperasi dengan efisiensi tinggi dan risiko minimal.

g. Tenaga Kerja

Tenaga kerja adalah aset utama dalam pendirian pabrik. Lokasi pabrik yang berada relatif dekat dengan Ibu Kota Provinsi Jawa Timur mempermudah perekrutan tenaga kerja dalam jumlah besar. Keberadaan pabrik ini juga memberikan dampak positif dengan menyediakan banyak lapangan pekerjaan, yang pada gilirannya berkontribusi pada peningkatan kesejahteraan masyarakat di sekitar area tersebut.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik atau tata letak fasilitas dapat didefinisikan sebagai tata cara pengaturan fasilitas-fasilitas pabrik yang berguna untuk menunjang kelancaran proses produksi. Pengaturan tersebut akan berguna untuk luas area

penempatan mesin atau fasilitas penunjang produksi lainnya, kelancaran gerakan perpindahan material, penyimpanan material baik yang bersifat temporer maupun permanen, personel pekerja dan sebagainya (Wignjosoebroto, 2009). Tata letak suatu pabrik memiliki peranan yang penting dalam menentukan biaya konstruksi, biaya produksi, serta efisiensi dan keselamatan kerja. Oleh karena itu tata letak pabrik harus disusun secara cermat untuk menghindari kesulitan di kemudian hari.

Berikut adalah faktor – faktor yang harus diperhatikan dalam tata letak pabrik :

- a. Pabrik yang didirikan merupakan tambahan pabrik yang sebelumnya sudah berdiri atau merupakan pabrik baru sama sekali.
- b. Persediaan tanah untuk perluasan pabrik di masa yang akan datang.
- c. Jaminan kelancaran distribusi bahan baku, produk, dan utilitas (air, steam, listrik, bahan bakar).
- d. Cuaca atau iklim lingkungan.
- e. Masalah yang menyangkut safety seperti kemungkinan terjadi kebakaran, kecelakaan, dan sebagainya.
- f. Plant site harus mengikuti peraturan daerah setempat.
- g. Waste disposal.
- h. Penggunaan ruang kerja yang efisien.

Plant layout merupakan perletakan peralatan dan bangunan secara

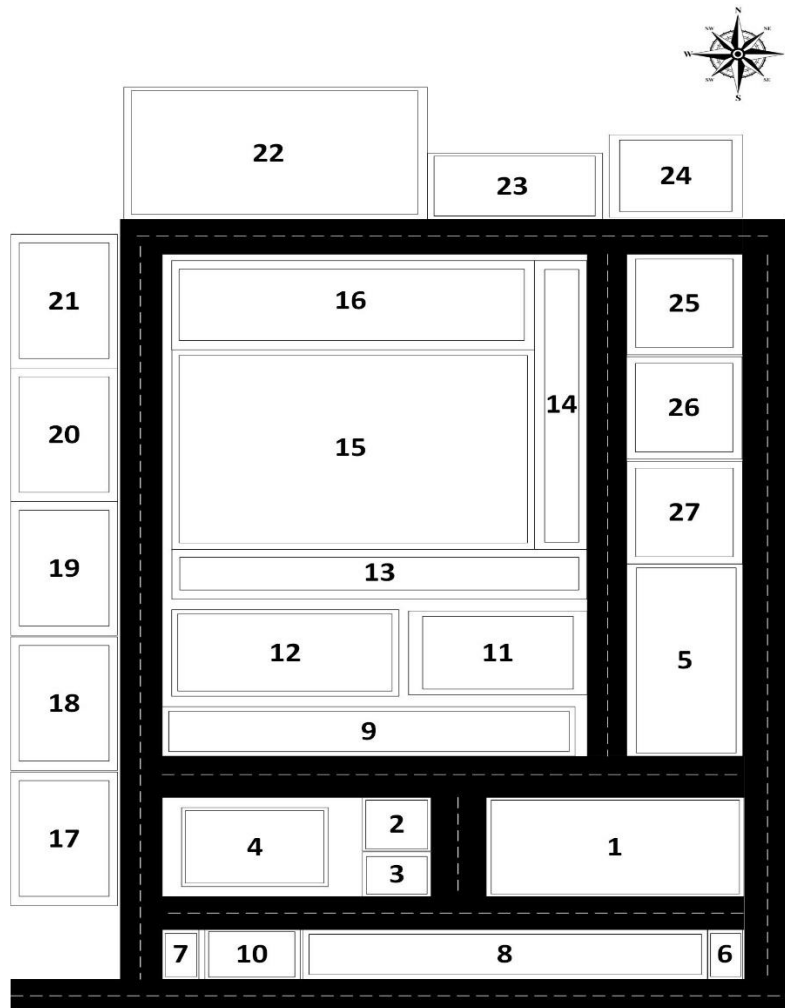
keseluruhan meliputi area proses, area penyimpanan, serta area material handling sehingga pabrik dapat beroperasi secara efektif dan efisien. Berikut ini adalah hal– hal yang perlu diperhatikan dalam pengaturan peralatan dalam pabrik :

1. Letak ruangan yang cukup antara peralatan untuk memudahkan pengoperasian, pemeriksaan, perawatan, serta dapat menjamin kerja dari peralatan sesuai dengan fungsinya.
2. Adanya kesinambungan antar alat. Pabrik biodiesel minyak biji kapuk ini.
3. Pendistribusian bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan yang ekonomis, serta menunjang kelancaran keamanan produksi.
4. Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap ataupun gas beracun harus benar-benar diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik.

Pabrik biodiesel dari minyak biji kapuk didirikan di atas tanah seluas 16.000 m². Berikut adalah perincian luas bangunan pabrik :

Tabel 4. 1 Perincian Luas Bangunan Pabrik Biodiesel

No	Area	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m2)
1	Kantor	35	23	805
2	Gedung serbaguna	23	17	391
3	Masjid	10	8	80
4	Kantin	8	8	64
5	Koperasi	8	5	40
6	Area parkir utama	20	15	300
7	Poliklinik	15	8	120
8	Gudang	25	15	375
9	Area loading space 1	50	6	300
10	Area loading space 2	23	9	207
11	Pos satpam	5	4	20
12	Area proses	60	50	3000
13	Ruang alat	15	15	225
14	Laboratorium	15	15	225
15	Ruang control process	15	15	225
16	Ruang control utilitas	15	15	225
17	Area utilitas	40	30	1200
18	Area parkir truk	20	16.5	330
19	Ruang listrik	12	10	120
20	Bengkel	19	12	228
21	Area pemadam kebakaran	14	8	112
22	UPL	30	25	750
23	Halaman depan kantor	60	6	360
24	Halaman belakang kantor	60	8	480
25	Perluasan Pabrik	57	23	1311
26	Taman	28	14	392
27	Jalan	-	-	-
Luas Bangunan				11885



Gambar 4. 2 *Layout* Pabrik Biodiesel (skala 1:2000)

Keterangan :

- | | | | |
|----|--------|-----|-----------------------------|
| 1. | Kantor | 14. | <i>Loading Space Area 2</i> |
| 2 | Masjid | 15. | Area Proses |
| 3. | Kantin | 16. | Area Perluasan Pabrik |

4.	Gedung Serbaguna	17.	Area Parkir Barat
5.	Area Parkir Utama	18.	Poliklinik
6.	Pos Satpam Timur	19.	Laboratorium
7.	Pos Satpam Barat	20.	Gudang
8.	Taman	21.	Unit Pengolahan Limbah
9.	Taman	22.	Area Utilitas
10.	Koperasi	23.	Ruang Kontrol Utilitas
11.	Ruang Alat	24.	Ruang Listrik
12.	Ruang Kontrol Proses	25.	Area Pemadam Kebakaran
13.	<i>Loading Space Area 1</i>	26.	Bengkel
		27.	Area Parkir Truk

4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (*Machines Layout*)

Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, diantaranya adalah sebagai berikut :

a. Aliran bahan baku dan produk

Jalannya alur bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Salah satu hal yang perlu diperhatikan penempatan pipa, dimana untuk pipa di atas tanah perlu di pasang pada ketinggian tiga meter atau lebih, sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas kerja

b. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan disekitar area proses perlu diperhatikan

kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu perlu memperhatikan arah hembusan angin.

c. Pencerayaan/Penerangan yang memadai

Penerangan seluruh pabrik harus memadai. Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi harus diberikan penerangan tambahan.

d. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Dalam perancangan tata letak alat proses perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

e. Pertimbangan ekonomi

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

f. Jarak antar proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak membahayakan

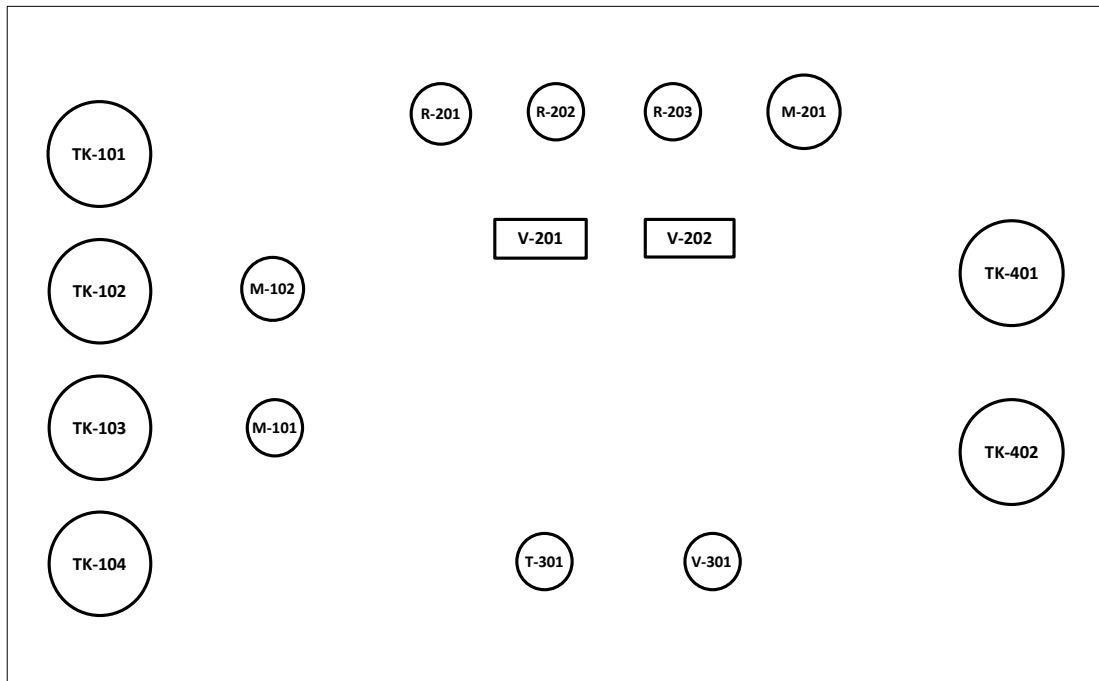
alat-alat proses lainnya.

g. Maintenance

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

Tata letak proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

- 1) Kelancaran proses produksi dapat terjamin
- 2) Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai
- 3) Biaya material yang dikendalikan menjadi rendah, sehingga menyebabkan menurunnya pengeluaran untuk capital yang tidak penting.
- 4) Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu untuk memakai alat angkut dengan biaya mahal.
- 5) Karyawan mendapatkan kepuasan kerja.



Gambar 4. 3 *Layout* alat proses (skala 1:500)

Keterangan :

TK : Tangki Penyimpanan

M : *Mixing Tank*

R : Reaktor

V : *Vessel Tank*

T : Menara Distilasi

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Organisasi

Pabrik Biodiesel yang direncanakan akan didirikan dalam bentuk Perseroan Terbatas (PT). Bentuk perusahaan ini memperoleh modal dari penjualan saham, di mana setiap pemegang saham dapat memiliki satu atau lebih saham dalam perusahaan. Dalam struktur Perseroan Terbatas, tanggung jawab pemegang saham terbatas hanya pada jumlah modal

yang mereka setorkan sesuai dengan nilai saham yang mereka miliki. Bentuk Perseroan Terbatas sering kali dipilih oleh perusahaan-perusahaan berskala besar karena dianggap sebagai badan hukum yang dibentuk berdasarkan peraturan hukum yang berlaku.

Berikut adalah beberapa alasan utama mengapa pemilihan bentuk Perseroan Terbatas (PT) dianggap tepat untuk perusahaan seperti pabrik biodiesel ini:

a. Kemudahan Penggalangan Modal:

Perusahaan dapat dengan mudah memperoleh tambahan modal melalui penjualan saham kepada publik atau mendapatkan pinjaman dari bank.

b. Pemisahan Kekayaan Pribadi dan Perusahaan:

Secara hukum, kekayaan perusahaan terpisah dengan jelas dari kekayaan pribadi pemegang saham, sehingga melindungi aset pribadi pemegang saham dari risiko bisnis perusahaan.

c. Pengelolaan Operasional yang Efisien:

Kelancaran operasional perusahaan dipegang oleh manajemen perusahaan, dengan tanggung jawab pemegang saham terbatas pada modal yang mereka investasikan.

d. Pemisahan Pemilik dan Pengelola:

Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham, sementara

pengelolaannya dilakukan oleh direksi dan staf yang diawasi oleh dewan komisaris. Hal ini memastikan perusahaan dapat beroperasi tanpa tergantung pada satu individu atau pemegang saham tertentu, menjamin kelangsungan hidup perusahaan meskipun terjadi perubahan kepemilikan atau manajemen.

e. Efisiensi Manajemen:

Pemegang saham memiliki kemampuan untuk memilih dewan komisaris dan direktur utama yang berpengalaman dan kompeten dalam menjalankan perusahaan.

f. Peluang Ekspansi Usaha yang Lebih Besar:

Dengan kemampuan untuk menarik modal yang besar dari masyarakat, Perseroan Terbatas dapat memperluas cakupan usahanya dan mengembangkan operasional bisnisnya lebih luas.

g. Kemudahan Mendapatkan Kredit:

Perusahaan dalam bentuk PT dapat dengan lebih mudah memperoleh kredit dari bank, menggunakan aset perusahaan sebagai jaminan.

h. Kontinuitas Perusahaan yang Stabil:

Kelangsungan operasional perusahaan lebih terjamin karena kepemilikan saham dapat beralih tanpa mengganggu operasional sehari-hari atau struktur manajemen perusahaan.

Dengan mempertimbangkan faktor-faktor ini, bentuk Perseroan Terbatas (PT) menawarkan banyak keuntungan yang signifikan untuk pengelolaan dan pengembangan pabrik biodiesel yang direncanakan.

Ciri-ciri Perseroan Terbatas yaitu antara lain :

- a. Didirikan dengan akta notaris berdasarkan Kitab Undang-Undang Hukum dagang.
- b. Besarnya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham.
- c. Pemilik Perusahaan adalah para pemegang saham.
- d. Pabrik dipimpin oleh seorang Direktur yang dipilih oleh para pemegang saham.
- e. Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada Direktur dengan memperhatikan hukum-hukum perburuhan.

4.4.2 Struktur Organisasi

Untuk menjalankan perusahaan dengan efektif, diperlukan sumber daya manusia yang kompeten serta sistem manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang jelas. Struktur organisasi perusahaan harus disesuaikan dengan bentuk dan kebutuhan spesifik masing-masing perusahaan. Sebuah struktur organisasi yang efisien biasanya merupakan hasil dari manajemen yang baik, dan berfungsi untuk mengatur serta membagi bagian, posisi, tugas,

kedudukan, wewenang, dan tanggung jawab di antara berbagai bagian atau divisi dalam perusahaan. Struktur ini membantu setiap bagian atau divisi memahami dengan jelas peran dan tanggung jawab mereka. Di perusahaan ini, struktur organisasi akan mencakup beberapa jenjang, mulai dari tingkat tertinggi. Dua model struktur organisasi yang sering dianggap efektif adalah sistem garis (line) dan sistem staf (staff). Struktur garis memiliki jalur komunikasi dan tanggung jawab yang lurus dari manajemen puncak ke karyawan di tingkat bawah, cocok untuk perusahaan dengan operasi sederhana. Sedangkan struktur staf melibatkan peran-peran pendukung khusus yang menyediakan keahlian tertentu tanpa memiliki kekuasaan komando, cocok untuk organisasi yang lebih besar dan kompleks. Dengan menerapkan struktur organisasi yang tepat, perusahaan dapat mencapai efisiensi operasional yang lebih tinggi, memfasilitasi komunikasi yang lebih baik, dan mempercepat pengambilan keputusan. Hal ini juga memastikan bahwa tanggung jawab dan wewenang didistribusikan secara efektif untuk mendukung tujuan dan strategi perusahaan.

Para pemegang saham sebagai pemilik perusahaan diwakili oleh Dewan Komisaris dalam menjalankan tugas sehari-hari. Operasional perusahaan dijalankan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan, dan Umum.

Direktur Produksi bertanggung jawab atas bidang produksi, proses, pengendalian, utilitas, dan pemeliharaan. Sementara itu, Direktur Administrasi, Keuangan, dan Umum mengawasi bidang pembelian, pemasaran, administrasi dan keuangan, personalia, hubungan masyarakat, keamanan, serta penelitian dan pengembangan.

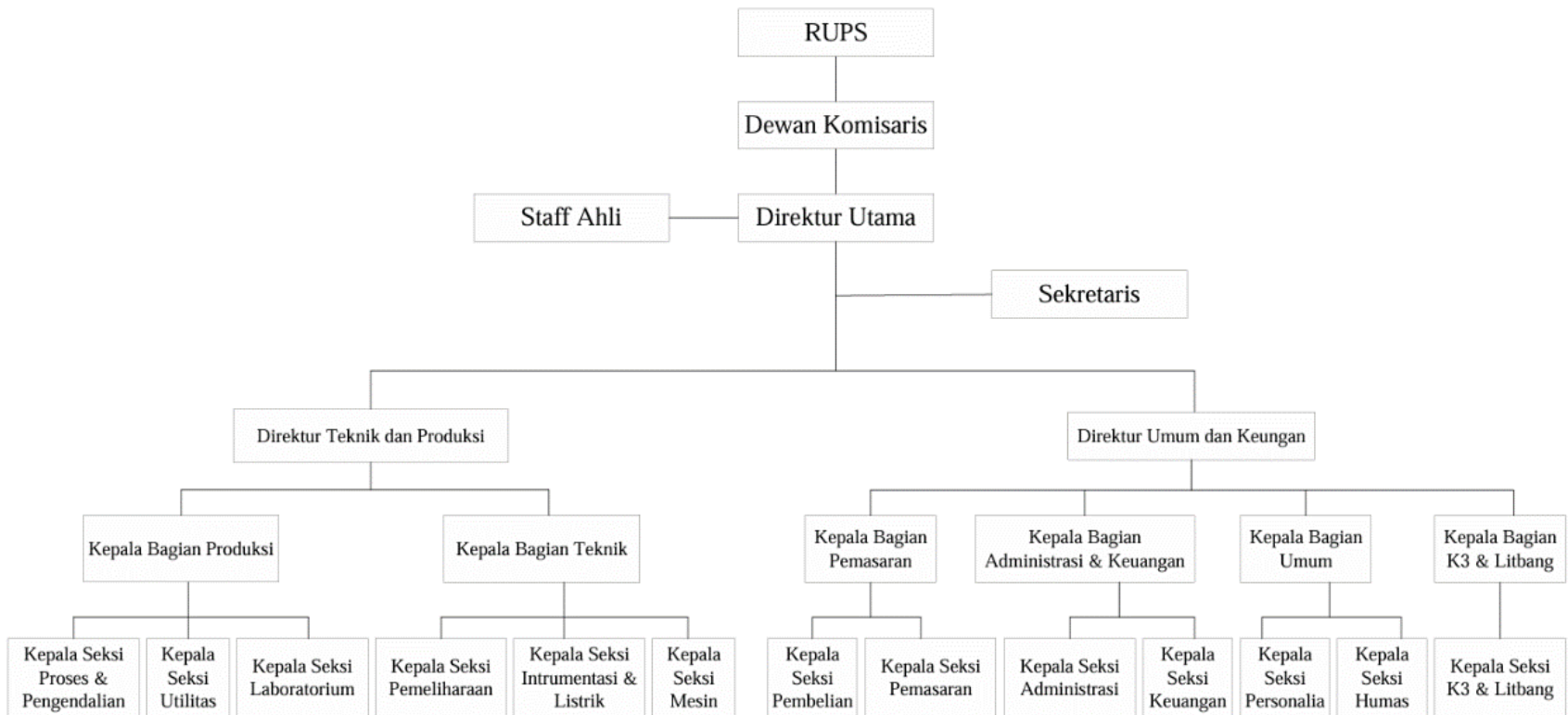
Para direktur membawahi beberapa Kepala Bagian yang bertanggung jawab atas bawahannya dalam rangka pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Setiap Kepala Bagian membawahi beberapa seksi, dan masing-masing seksi mengawasi sejumlah karyawan di bidangnya. Karyawan dibagi ke dalam beberapa kelompok regu, masing-masing dipimpin oleh kepala regu yang bertanggung jawab kepada pengawas di setiap seksi.

Untuk memastikan kelancaran produksi, dibentuklah staf ahli yang terdiri dari individu-individu yang memiliki keahlian khusus di bidangnya. Staf ahli memberikan bantuan pemikiran dan nasihat kepada tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan. Manfaat dari struktur organisasi ini adalah:

- a. Menjelaskan batasan tugas, tanggung jawab, dan wewenang.
- b. Berfungsi sebagai materi pengantar bagi pejabat baru.
- c. Memastikan penempatan pegawai yang tepat.
- d. Membantu penyusunan rencana pengembangan manajemen

- e. Mengatur ulang langkah dan prosedur kerja yang terbukti kurang efisien dan tidak memenuhi standar.

Berikut gambar struktur organisasi pabrik biodiesel:



Gambar 4. 4 Struktur organisasi perusahaan pabrik biodiesel

4.4.3 Tugas dan Wewenang

a. Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS)

Pemegang kekuasaan tertinggi dalam struktur organisasi garis dan staf adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). RUPS dihadiri oleh pemilik saham dan dewan komisaris, dan diadakan setidaknya sekali dalam setahun untuk memantau dan mengevaluasi kinerja perusahaan. Namun, jika terjadi situasi mendesak, RUPS dapat diadakan sesuai dengan ketentuan forum. Hak dan wewenang RUPS adalah sebagai berikut:

1. Meminta pertanggung jawaban dari Dewan Komisaris.
2. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris serta Direktur, serta mengesahkan pengunduran diri anggota pemegang saham sesuai dengan hasil musyawarah.
3. Mengesahkan laporan kerja serta neraca perhitungan untung rugi tahunan perusahaan.
4. Menentukan alokasi keuntungan tahunan untuk dibagikan, disimpan, atau diinvestasikan kembali.

b. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris dipilih oleh RUPS sebagai perwakilan pemilik saham dan bertanggung jawab kepada mereka. Tugas-tugas Dewan Komisaris antara lain:

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi mengenai kebijakan umum, target perusahaan, alokasi sumber dana, dan strategi pemasaran.
2. Melakukan pengawasan terhadap seluruh aktivitas dan tugas yang dijalankan oleh direktur.
3. Membantu direktur utama dalam kegiatan-kegiatan penting.

c. Direktur Utama

Direktur utama memiliki posisi tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab penuh atas keberhasilan perusahaan sesuai dengan target yang ditetapkan oleh RUPS. Sebagai pimpinan tertinggi, direktur utama bertanggung jawab atas semua tindakan dan kebijakan kepada dewan komisaris. Tugas-tugas direktur utama meliputi:

1. Memimpin dan mengembangkan perusahaan secara efektif dan efisien.
2. Merumuskan dan melaksanakan kebijakan umum perusahaan sesuai dengan kebijakan RUPS.
3. Mengusulkan kerja sama dengan pihak eksternal demi kepentingan perusahaan.
4. Mewakili perusahaan dalam menjalin hubungan dan membuat

perjanjian dengan pihak ketiga.

5. Merencanakan dan mengawasi pelaksanaan tugas setiap orang yang bekerja dalam perusahaan.

Dalam menjalankan tugasnya, direktur utama dibantu oleh Sekretaris, Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum. Berikut adalah tugas masing-masing:

1. Sekretaris

Sekretaris diangkat oleh direktur utama untuk menangani surat-menyurat perusahaan, kearsipan, dan pekerjaan lain yang membantu dalam menangani administrasi perusahaan.

2. Direktur Teknik dan Produksi

Direktur Teknik dan Produksi bertanggung jawab langsung kepada direktur utama. Tugasnya adalah memimpin semua kegiatan perusahaan yang berkaitan dengan produksi, operasi, teknik, utilitas, pengembangan, pemeliharaan, pengadaan, dan laboratorium. Direktur Teknik dan Produksi dibantu oleh dua kepala bagian, yaitu:

- a) Kepala Bagian Produksi

Tugas kepala bagian produksi adalah mengatur dan mengawasi semua kegiatan perusahaan yang berkaitan dengan produksi, proses, pengendalian, dan laboratorium.

Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian produksi dibantu oleh beberapa seksi, yaitu seksi proses & pengendalian, seksi utilitas, dan seksi laboratorium.

b) Kepala Bagian Teknik

Tugas dari kepala bagian teknik adalah mengatur dan mengawasi semua pelaksanaan kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan bidang teknik dan pemeliharaan. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian teknik dibantu oleh 3 Kepala seksi yaitu seksi pemeliharaan, seksi instrumentasi & listrik serta seksi mesin

3. Direktur Keuangan dan Umum

Direktur Keuangan dan Umum bertanggung jawab langsung kepada direktur utama. Tugas direktur keuangan dan umum meliputi memimpin semua kegiatan perusahaan yang berkaitan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja. Direktur Keuangan dan Umum dibantu oleh beberapa kepala bagian, yaitu:

A) Kepala Bagian Pemasaran

Tugas kepala bagian pemasaran adalah mengatur dan mengawasi semua kegiatan perusahaan yang berkaitan dengan pembelian bahan baku dan pemasaran produk.

Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian pemasaran dibantu oleh dua kepala seksi, yaitu seksi pembelian dan seksi pemasaran.

B) Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

Tugas kepala bagian administrasi dan keuangan adalah mengatur dan mengawasi semua kegiatan operasional perusahaan serta pembukuan dan pengaturan gaji karyawan. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian administrasi dan keuangan dibantu oleh dua kepala seksi, yaitu seksi administrasi dan seksi keuangan.

C) Kepala Bagian Umum

Tugas kepala bagian umum adalah mengatur dan mengawasi semua kegiatan perusahaan yang berkaitan dengan personalia, humas, dan keamanan. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian umum dibantu oleh kepala seksi, yaitu seksi personalia, seksi humas, dan seksi keamanan.

D) Kepala Bagian K3 dan Litbang

Tugas kepala bagian K3 dan Litbang adalah mengatur dan mengawasi semua kegiatan perusahaan yang berkaitan dengan K3 dan penelitian dan pengembangan (litbang).

Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian K3 dan litbang dibantu oleh dua kepala seksi, yaitu seksi K3 dan seksi Litbang.

d. Staff Ahli

Staf ahli memiliki tugas untuk memberikan masukan yang berupa saran, nasihat, dan pandangan terhadap berbagai aspek operasional perusahaan. Mereka bertanggung jawab untuk meninjau, menganalisis, dan mengevaluasi semua aspek operasional perusahaan, termasuk proses produksi, manajemen sumber daya, strategi pemasaran, kebijakan keuangan, serta aspek keselamatan dan keamanan kerja. Staf ahli juga berperan dalam mengidentifikasi potensi masalah dan menawarkan solusi yang inovatif, serta membantu dalam perencanaan jangka panjang untuk mencapai tujuan perusahaan. Dengan demikian, kontribusi mereka sangat penting dalam membantu perusahaan meningkatkan efisiensi, efektivitas, dan daya saing di pasar.

4.4.4 Pengaturan Jam Kerja

Pabrik Biodiesel dari Minyak Biji Kapuk direncanakan untuk beroperasi secara kontinyu selama 330 hari dalam setahun, dengan operasi selama 24 jam setiap hari. Hari-hari yang tersisa digunakan untuk perbaikan, pemeliharaan, atau penghentian sementara.

Berdasarkan pengaturan jam kerja, karyawan dapat dibagi menjadi dua kelompok, yaitu:

- a. Karyawan non-shift, yaitu karyawan yang bekerja selama 5 hari dengan total 40 jam kerja per minggu. Hari Sabtu, Minggu, dan hari besar ditetapkan sebagai hari libur. Karyawan non-shift tidak terlibat langsung dalam proses produksi. Yang termasuk dalam kategori karyawan non-shift adalah Direktur Utama, Sekretaris, Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum, Kepala Bagian, serta staf yang bekerja di kantor. Rincian jam kerja karyawan non-shift adalah sebagai berikut:

Tabel 4. 2 Jadwal jam kerja karyawan non-shift

Hari	Jam Kerja	Jam Istirahat
Senin - Kamis	07.00 – 16.00	12.00 – 13.00
Jum'at	07.00 – 16.00	11.0– 13.00

- b. Karyawan shift adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari perusahaan yang berhubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi selama 24 jam. Karyawan shift termasuk operator produksi, bagian teknik, bagian gudang, dan bagian-bagian yang harus siaga untuk menjaga keselamatan dan keamanan pabrik. Jam kerja karyawan shift dalam 1 hari diatur dalam 3 shift, dengan

rincian sebagai berikut :

Tabel 4. 3 Jadwal jam kerja karyawan shift

Kelompok Kerja	Jam Kerja	Jam Istirahat
Shift 1	07.00 – 15.00	11.00 – 12.00
Shift 2	15.00 – 23.00	19.00 – 20.00
Shift 3	23.00 – 07.00	03.00 – 04.00

- c. Karyawan shift dibagi menjadi 4 kelompok (A/B/C/D) dimana dalam satu hari kerja, hanya tiga kelompok yang masuk kerja sementara satu kelompok libur. Setiap kelompok bekerja selama enam hari dan libur selama dua hari setiap minggunya. Pada hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, kelompok yang bertugas tetap harus masuk kerja, namun pekerjaan tersebut dihitung sebagai kerja lembur dan mereka mendapat insentif tambahan. Setiap shift dipimpin oleh seorang kepala shift. Jadwal kerja masing-masing kelompok adalah sebagai berikut:

Tabel 4. 4 Jadwal kerja setiap kelompok

Kelompok	Tanggal															
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
A	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L
B	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L
C	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
D	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L

Tabel 4. 5 Jadwal kerja setiap kelompok (lanjutan)

Kelompok	Tanggal														
	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31
A	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M
B	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S
C	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P
D	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L

Keterangan :

P = Shift Pagi (07.00 – 15.00)

S = Shift Sore (15.00 – 23.00)

M = Shift Malam (23.00 – 07.00)

L = Libur

4.4.5 Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji

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

Tabel 4. 6 Jumlah tenaga kerja dan sistem penggajian

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
1	Direktur Utama	1	Rp35,000,000	Rp35,000,000
2	Staff Ahli	1	Rp15,000,000	Rp15,000,000
3	Sekretaris	1	Rp15,000,000	Rp15,000,000
4	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp25,000,000	Rp25,000,000
5	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp25,000,000	Rp25,000,000
6	Kepala Bagian Umum	1	Rp12,000,000	Rp12,000,000
7	Kepala Bagian Pemasaran	1	Rp12,000,000	Rp12,000,000
8	Kepala Bagian Keuangan	1	Rp12,000,000	Rp12,000,000
9	Kepala Bagian Teknik	1	Rp12,000,000	Rp12,000,000

10	Kepala Bagian Produksi	1	Rp12,000,000	Rp12,000,000
11	Kepala Bagian Litbang	1	Rp12,000,000	Rp12,000,000
12	Kepala Seksi Personalia	1	Rp10,000,000	Rp10,000,000
13	Kepala Seksi Humas	1	Rp10,000,000	Rp10,000,000
14	Kepala Seksi Keamanan	1	Rp10,000,000	Rp10,000,000
15	Kepala Seksi Pembelian	1	Rp10,000,000	Rp10,000,000
16	Kepala Seksi Pemasaran	1	Rp11,000,000	Rp11,000,000
17	Kepala Seksi Administrasi	1	Rp11,000,000	Rp11,000,000
18	Kepala Seksi Kas/Anggaran	1	Rp10,000,000	Rp10,000,000
19	Kepala Seksi Proses	1	Rp11,000,000	Rp11,000,000
20	Kepala Seksi Pengendalian	1	Rp10,000,000	Rp10,000,000
21	Kepala Seksi Utilitas	1	Rp10,000,000	Rp10,000,000
22	Kepala Seksi Pengembangan	1	Rp10,000,000	Rp10,000,000
23	Kepala Seksi Intrumentasi & Listrik	1	Rp10,000,000	Rp10,000,000
24	Karyawan Personalia	3	Rp6,000,000	Rp18,000,000
25	Karyawan Humas	3	Rp6,000,000	Rp18,000,000
26	Karyawan Pembelian	3	Rp5,500,000	Rp18,000,000
27	Karyawan Pemasaran	3	Rp6,500,000	Rp18,000,000
28	Karyawan Administrasi dan Keuangan	3	Rp7,000,000	Rp21,000,000
29	Karyawan Proses	6	Rp7,000,000	Rp42,000,000
30	Karyawan Pengendalian	3	Rp7,000,000	Rp21,000,000
31	Karyawan Laboratorium	3	Rp6,800,000	Rp20,400,000
32	Karyawan Pemeliharaan	3	Rp6,500,000	Rp19,500,000
33	Karyawan Utilitas	6	Rp7,000,000	Rp42,000,000
34	Karyawan K3	3	Rp7,000,000	Rp21,000,000
35	Karyawan Litbang	3	Rp6,500,000	Rp19,500,000
36	Operator Proses	32	Rp5,500,000	Rp176,000,000
37	Operator Utilitas	16	Rp5,500,000	Rp88,000,000
38	Dokter	2	Rp7,500,000	Rp15,000,000
39	Perawat	4	Rp4,500,000	Rp18,000,000
40	Satpam	6	Rp4,000,000	Rp24,000,000
41	Supir	6	Rp4,000,000	Rp24,000,000
42	<i>Cleaning Service</i>	4	Rp4,000,000	Rp16,000,000
TOTAL		135	Rp423,800,000	Rp949,400,000

4.4.6 Fasilitas dan Hak Karyawan

Berikut adalah fasilitas dan hak karyawan yang diberikan oleh perusahaan untuk mendukung aktivitas kerja mereka:

a. Hak Cuti

1. Cuti Tahunan

Setiap karyawan berhak mendapatkan cuti tahunan maksimal 12 hari. Jika karyawan tidak menggunakan hak cuti ini dalam satu tahun, maka hak cuti tersebut akan hilang dan tidak dapat diakumulasikan untuk tahun berikutnya.

2. Cuti Massal

Setiap tahun, perusahaan memberikan cuti massal selama 4 hari kerja yang bertepatan dengan hari raya Idul Fitri. Ini bertujuan untuk memberikan kesempatan kepada karyawan untuk merayakan hari besar keagamaan bersama keluarga.

3. Cuti Hamil

Karyawan wanita yang akan melahirkan berhak mendapatkan cuti selama 3 bulan. Selama masa cuti hamil, gaji mereka tetap dibayarkan penuh dengan ketentuan bahwa jarak kelahiran antara anak pertama dan anak kedua minimal 2 tahun.

b. Hari Libur Nasional

Bagi karyawan non-shift, hari libur nasional ditetapkan sebagai hari

libur kerja. Namun, bagi karyawan shift, mereka tetap harus bekerja pada hari libur nasional. Hari kerja tersebut akan dihitung sebagai kerja lembur (overtime) dan mereka akan menerima kompensasi tambahan.

c. Kerja Lembur

Kerja lembur dilakukan atas persetujuan kepala bagian jika ada pekerjaan mendesak yang harus segera diselesaikan. Ini untuk memastikan bahwa tugas-tugas penting yang tidak dapat ditunda dapat diselesaikan tepat waktu.

d. Pakaian Kerja

Untuk menghindari kesenjangan antar karyawan dan memberikan perlindungan yang memadai, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahun. Selain itu, masker disediakan sebagai alat pelindung untuk memastikan kesehatan dan keselamatan karyawan saat bekerja.

e. Jamsostek

Jamsostek adalah program asuransi yang mencakup asuransi jiwa dan kecelakaan. Tujuannya adalah memberikan rasa aman kepada karyawan saat menjalankan tugasnya, sehingga mereka dapat bekerja dengan tenang tanpa khawatir akan risiko kecelakaan kerja.

f. Penyediaan Fasilitas bagi Karyawan

1. Sarana Transportasi

Perusahaan menyediakan bus karyawan untuk memudahkan transportasi mereka dari dan ke tempat kerja.

2. Fasilitas Poliklinik

Perusahaan menyediakan fasilitas poliklinik yang dilengkapi dengan tenaga medis profesional, termasuk dokter dan perawat, untuk memberikan pelayanan kesehatan kepada karyawan.

3. Tempat Ibadah

Perusahaan menyediakan tempat ibadah yang dilengkapi dengan fasilitas air dan listrik, untuk memenuhi kebutuhan spiritual karyawan.

4. Koperasi Karyawan

Perusahaan menyediakan fasilitas koperasi untuk karyawan, yang bertujuan untuk membantu mereka dalam memenuhi kebutuhan sehari-hari dengan harga yang terjangkau.

5. Kantin

Perusahaan juga menyediakan kantin yang menawarkan makanan dan minuman dengan harga yang terjangkau, sehingga karyawan dapat dengan mudah mendapatkan makanan selama jam kerja.

g. Penghargaan Masa Kerja

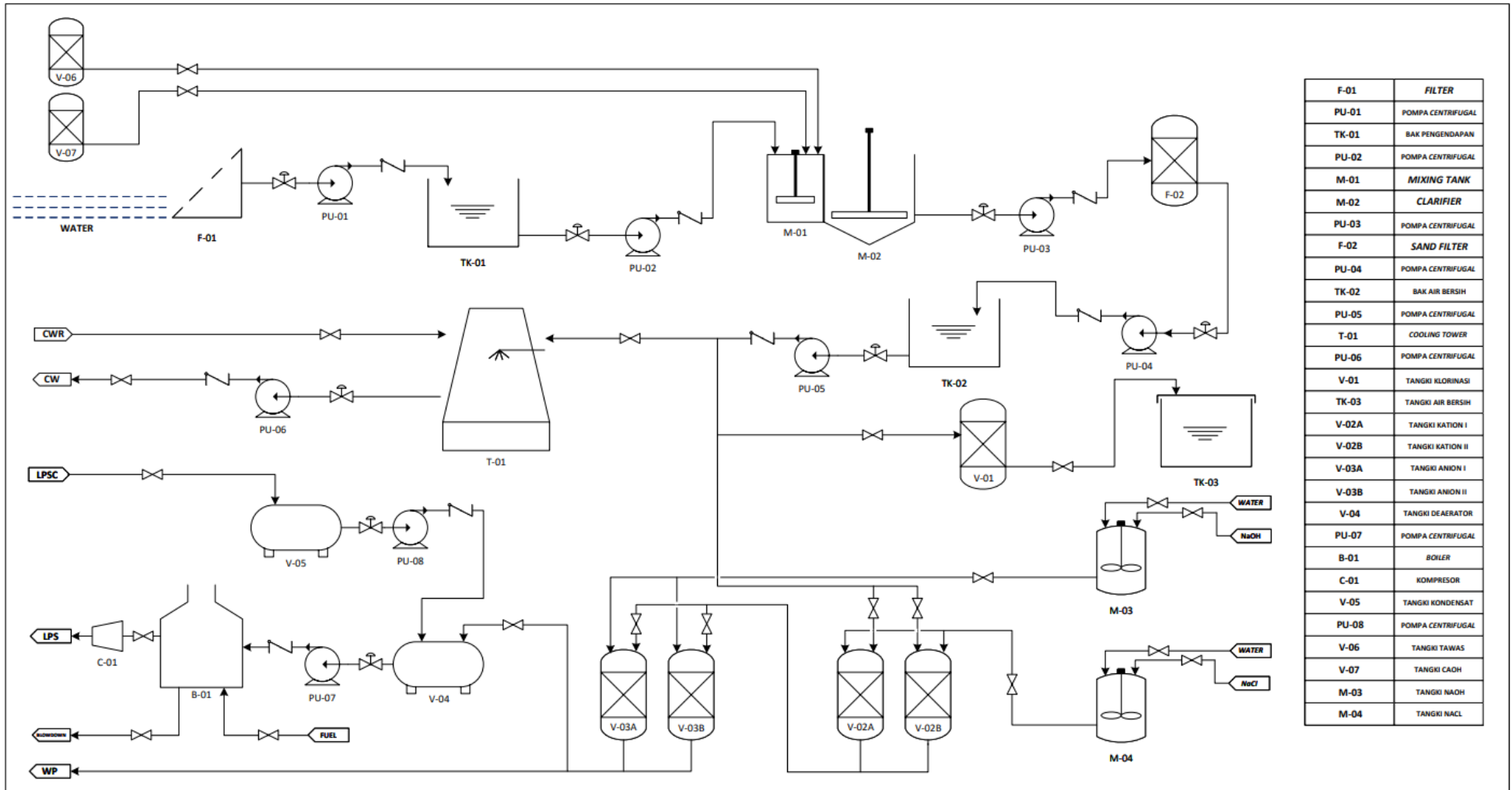
Sebagai bentuk apresiasi atas dedikasi dan loyalitas karyawan, perusahaan memberikan tanda penghargaan berupa tanda mata kepada karyawan yang telah mencapai masa kerja berturut-turut selama 10 tahun. Penghargaan ini diharapkan dapat memotivasi karyawan untuk terus bekerja dengan baik dan setia kepada perusahaan.

BAB V

UTILITAS

Untuk memastikan kelancaran jalannya proses produksi di suatu pabrik, diperlukan sarana penunjang yang menjadi kunci penting. Sarana penunjang ini merujuk pada fasilitas tambahan yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu, agar proses produksi dapat berlangsung sesuai dengan yang diinginkan. Unit utilitas berperan sebagai elemen penunjang bagi berbagai unit lain dalam pabrik, atau sebagai fasilitas penunjang yang mendukung seluruh rangkaian proses dari tahap awal hingga produk akhir. Unit utilitas mencakup berbagai fasilitas dan peralatan yang mendukung keberlanjutan operasional pabrik, seperti fasilitas pengolahan air, sistem energi, dan fasilitas lainnya yang diperlukan untuk menjalankan pabrik secara efisien. Unit utilitas ini meliputi :

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (Water Treatment System)
2. Unit Pembangkit Steam (Steam Generation System)
3. Unit Pembangkit Listrik (Power Plant System)
4. Unit Penyedia Udara Instrumen (Intrumen Air System)
5. Unit Penyedia Bahan Bakar



Gambar 5. 1 Diagram alir utilitas

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

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Umumnya untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik digunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Air yang digunakan dalam perancangan pabrik Biodiesel ini bersumber dari sungai Brantas. Air sungai akan digunakan untuk keperluan di lingkungan pabrik sebagai :

a) Air Domestik

Menurut standar WHO, setiap orang membutuhkan sekitar 100-120 liter air per hari. Sularso (2001) menyatakan bahwa kebutuhan air untuk satu orang di pabrik atau kantor adalah 100 liter per hari. Dengan jumlah karyawan di pabrik ini mencapai 150 orang, total kebutuhan air domestik harian mereka adalah 15.000 liter. Hal ini penting untuk memastikan bahwa jumlah air yang cukup tersedia setiap hari untuk memenuhi kebutuhan dasar semua karyawan, termasuk untuk minum, sanitasi, dan kebersihan pribadi. Dengan demikian, pabrik harus memiliki sistem pengelolaan air yang efisien untuk menjamin pasokan air yang stabil dan sesuai standar kesehatan.

b) Air Service

Perkiraan kebutuhan air untuk berbagai layanan umum seperti bengkel, laboratorium, masjid, kantin, dan pemadam kebakaran adalah sekitar 450 liter per jam. Ini berarti bahwa fasilitas tersebut memerlukan pasokan air yang stabil dan cukup besar setiap jamnya untuk menjalankan operasional sehari-hari. Misalnya, bengkel membutuhkan air untuk mencuci kendaraan dan peralatan, laboratorium memerlukan air bersih untuk eksperimen, masjid membutuhkan air untuk wudhu, kantin menggunakan air untuk memasak dan mencuci peralatan makan, serta sistem pemadam kebakaran memerlukan air dalam jumlah besar untuk keadaan darurat.

c) Air Proses

Di pabrik biodiesel, kebutuhan air untuk proses mencapai 531 kilogram per jam, yang terutama digunakan dalam Tangki Pencuci (M-201). Namun, untuk memastikan keandalan dan fleksibilitas dalam operasional, desain dirancang dengan tambahan kapasitas 20%. Ini berarti kebutuhan air yang dirancang adalah 637 kilogram per jam. Penambahan kapasitas ini bertujuan untuk mengantisipasi berbagai kemungkinan seperti peningkatan produksi,

perubahan kondisi operasional, atau gangguan sementara dalam sistem pasokan air. Dengan over design ini, pabrik dapat lebih mudah menyesuaikan diri dengan kebutuhan yang berfluktuasi dan menghindari potensi masalah yang timbul akibat kekurangan air selama proses produksi biodiesel.

d) Air pendingin

Air pendingin digunakan untuk menurunkan suhu pada peralatan yang memerlukan pendinginan. Dalam industri Biodiesel ini, ada beberapa alat dan perangkat yang menghasilkan panas selama operasionalnya, sehingga membutuhkan sistem pendingin untuk menjaga suhu tetap optimal. Air pendingin berperan penting dalam menjaga kinerja dan umur panjang peralatan tersebut dengan mencegah overheating yang dapat menyebabkan kerusakan atau kegagalan fungsi. Kebutuhan air pendingin pada pabrik biodiesel ini terlampir pada Tabel 5.1 berikut:

Tabel 5. 1 Kebutuhan air pendingin

Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
R-201	136,04
R-202	1.447,29

R-203	580,89
E-201	23.479,08
E-303	3.274,69
E-306	28.057,27
E-302	11.251,31
E-304	45.371,35
Total	113.597,92

Desain dirancang dengan tambahan kapasitas sebesar 20%, sehingga kebutuhan air pendingin menjadi 136.317 kilogram per jam. Selama proses berlangsung, air pendingin mengalami blowdown di unit cooling tower, sehingga diperlukan air make-up. Setelah dilakukan perhitungan, kebutuhan air make-up adalah 3.089 kilogram per jam.

e) Air pemanas (*Steam*)

Air *steam* di pabrik digunakan sebagai media pemanas. Air *steam* yang digunakan dalam boiler harus memenuhi standar tertentu. Jika air untuk boiler tidak memenuhi persyaratan ini, bisa menyebabkan kerusakan pada peralatan. Oleh karena itu, tindakan pencegahan dilakukan

untuk menghindari masalah seperti scalling, fouling, dan foaming. Pencegahan ini penting untuk memastikan operasi boiler berjalan lancar dan efisien, serta untuk menjaga umur panjang peralatan. Kebutuhan steam untuk peralatan pada pabrik biodiesel ini terlampir pada Tabel 5.2 berikut:

Tabel 5. 2 Kebutuhan air pemanas (*steam*)

Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
E-101	83,17
E-102	13,48
E-103	50,26
E-301	437,65
E-305	260,74
V-301	1.197,56
Total	2.042,86

Desain dibuat dengan tambahan kapasitas sebesar 20%, sehingga kebutuhan air menjadi 2.451 kilogram per jam. Selama proses berlangsung, air pembangkit steam mengalami blowdown sebesar 15% dan penggunaan steam trap sebesar 5%, sehingga total kehilangan mencapai 20%. Setelah dilakukan perhitungan, kebutuhan air make-up yang diperlukan adalah 490.29 kilogram per jam.

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Air sungai harus melalui proses pengolahan sebelum dapat digunakan dengan tepat. Proses ini diperlukan untuk menghilangkan kontaminan atau zat-zat lain yang dapat mengganggu kualitas air. Beberapa tahapan dalam pengolahan air yaitu :

a) *Screening*

Air dari sungai dipompa dan dialirkan ke tahap awal di mana kotoran-kotoran berukuran besar seperti daun, ranting, dan sampah lainnya dipisahkan tanpa menggunakan bahan kimia. Partikel-partikel kecil yang masih tersisa akan diolah lebih lanjut pada tahapan berikutnya. Untuk memastikan bahwa alat penyaring pada proses selanjutnya tetap efektif dan tidak mudah rusak, saringan (screen) dipasang di sisi hisap pompa untuk meminimalisir masuknya kotoran.

b) *Penggumpalan*

Koagulasi adalah proses di mana partikel-partikel koloid digabungkan atau digumpalkan bersama menggunakan koagulan seperti tawas atau Aluminium Sulfat ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$). Tujuan dari proses ini adalah untuk mengubah partikel koloid menjadi netral dan membentuk

endapan yang dapat disebabkan oleh gaya gravitasi. Tawas, yang merupakan garam dari asam kuat dan basa lemah, cenderung terhidrolisis dalam suasana basa dalam air. Untuk memfasilitasi proses flokulasi yang efisien, diperlukan penambahan CaOH untuk menurunkan atau menghilangkan kekerasan karbonat dalam air. Ini akan membantu menciptakan kondisi alkalis yang mendukung proses penggumpalan. Proses flokulasi sendiri bertujuan untuk mengumpulkan partikel-partikel kecil menjadi flok-flok yang lebih besar, sehingga dapat mudah dipisahkan melalui proses sedimentasi dan filtrasi selanjutnya. Dengan demikian, penggunaan koagulan dan flokulasi merupakan tahapan penting dalam pengolahan air untuk menghasilkan air yang bersih dan aman untuk berbagai keperluan konsumsi dan industri.

c) Pengendapan

Proses pengendapan dilakukan dalam bak khusus (*clarifier*) yang bertujuan untuk mengumpulkan flok-flok yang terbentuk dari proses koagulasi-flokulasi. Flok-flok yang terbentuk ini akan mengendap di dalam bak pengendapan, di mana mereka akan terpisah dari air.

Selanjutnya, endapan atau lumpur yang terbentuk ini akan dibuang dalam proses yang disebut blowdown. Blowdown adalah proses di mana endapan atau lumpur yang telah terkumpul dalam bak pengendapan dibuang dari sistem untuk menjaga kualitas dan efisiensi proses pengolahan air selanjutnya. Proses pengendapan dan blowdown ini penting dalam memastikan bahwa air yang dihasilkan dari pengolahan memiliki kualitas yang sesuai dengan standar yang ditetapkan, serta untuk menjaga agar sistem pengolahan air tetap efisien dan beroperasi dengan baik.

d) *Sand Filter*

Air yang mengandung padatan tersuspensi dari bak pengendap masuk ke dalam alat *sand filter* untuk proses filtrasi. Tujuan dari filtrasi ini adalah untuk menghilangkan mineral-mineral seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{2+} , dan lainnya dari dalam air, menggunakan resin sebagai media filtrasi. Sand filter perlu dicuci (*back wash, rinse*) secara berkala ketika dianggap kotor. Proses *backwash* melibatkan arus balik air untuk membersihkan media filtrasi dari kotoran dan endapan yang menempel, sementara proses *rinse* digunakan untuk menyeimbangkan media filtrasi sebelum kembali ke

operasi normal. Filtrasi ini merupakan tahap penting dalam pengolahan air untuk memastikan air yang dihasilkan bebas dari kontaminan mineral yang dapat mempengaruhi kualitas air dan memenuhi standar kesehatan dan kebersihan yang ditetapkan.

e) Bak Penampungan Air Bersih

Setelah melewati proses filtrasi, air tersebut dianggap sebagai air bersih dan disimpan dalam bak penampung air sementara sebelum didistribusikan. Bak penampung ini berfungsi sebagai tempat penyimpanan sementara sebelum air disalurkan ke pengguna akhir atau sistem distribusi yang sesuai. Berikut daftar distribusi air bersih :

1. Air Domestik dan *Service*
2. Air Proses
3. Air Pendingin (*Cooler*)
4. Air Pemanas (*Steam*)

f) Klorinasi

Klorinasi air merupakan proses dimana klorin (Cl_2) atau hipoklorit ditambahkan ke dalam air. Tujuannya adalah untuk menghilangkan bakteri dan mikroba yang ada dalam air sehingga air tersebut menjadi aman untuk

digunakan dalam kehidupan sehari-hari. Proses ini sangat penting dalam pengolahan air untuk memastikan bahwa air yang dikonsumsi atau digunakan oleh masyarakat bebas dari mikroorganisme patogen yang dapat menyebabkan penyakit. Klorinasi dilakukan di instalasi pengolahan air sebagai bagian dari upaya untuk menjaga kualitas air yang sehat dan aman bagi konsumen.

g) Demineralisasi

Proses demineralisasi bertujuan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung dalam air yang telah difiltrasi untuk umpan boiler. Proses ini terdiri dari dua tahap, yaitu pelunakan air dan dealkalinasi. Pada tahap pelunakan air, mineral-mineral seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{+} , dan lainnya dipisahkan dari air menggunakan kation exchanger. Di dalam kation exchanger, mineral-mineral ini diserap oleh resin hydrogen-zeolite yang memiliki kapasitas tertentu untuk menangkap ion-ion tersebut. Ketika resin tidak lagi mampu menangkap mineral, dilakukan proses regenerasi dengan menambahkan asam kuat NaCl . Air yang keluar dari kation exchanger adalah air bebas mineral yang telah diminimalkan kemungkinannya untuk membentuk scalling.

Air yang telah melewati kation exchanger kemudian diproses di anion exchanger untuk dealkalinasi. Proses ini bertujuan untuk menangkap ion-ion negatif seperti HCO^{3-} , CO_3^{2-} , SO_4^{2-} , Cl^- , dan lain-lain yang dapat menyebabkan masalah jika air basa ini dipanaskan, seperti pembentukan gas CO_2 yang dapat mengganggu kinerja boiler dan peralatan proses lainnya. Anion exchanger menggunakan resin weakly basic untuk menangkap ion-ion tersebut. Ketika resin mencapai kapasitas penuh, dilakukan regenerasi dengan menambahkan basa kuat NaOH.

Air yang keluar dari anion exchanger telah bersih dari ion-ion yang tidak diinginkan. Namun, untuk digunakan sebagai umpan boiler, diperlukan tahapan pengolahan tambahan untuk memastikan bahwa air tersebut memenuhi standar yang diperlukan untuk mendukung kinerja dan keandalan boiler serta sistem proses lainnya.

h) Deaerasi

Air yang telah melalui proses demineralisasi dan akan digunakan sebagai umpan boiler akan mengalami proses deaerasi untuk menghilangkan gas-gas terlarut, terutama O_2 yang dapat menyebabkan korosi pada boiler. Korosi ini

tidak hanya dapat mempersingkat umur boiler, tetapi juga berpotensi menyebabkan kegagalan struktural yang serius karena pengikisan dalam boiler dapat menyebabkan tekanan yang tidak sesuai dengan desain. Untuk mengatasi masalah gas terlarut, seperti O_2 dan lainnya, senyawa hidrazin (N_2H_4) ditambahkan untuk mengikat gas-gas tersebut sebelum air masuk ke sistem boiler.

Setelah proses dearasi, air yang keluar dari deaerator dapat langsung digunakan sebagai air umpan (boiler feed water) dan kemudian dialirkan ke boiler. Di dalam boiler, air tersebut akan dipanaskan hingga menghasilkan steam. Untuk menjaga kualitas air dalam boiler, sistem blowdown dilakukan secara teratur untuk menghilangkan suspended solid yang terakumulasi. Air yang hilang akibat blowdown diganti dengan make up water agar memenuhi kebutuhan proses secara optimal.

5.2 Unit Pembangkit *Steam*

Unit ini hadir untuk memenuhi kebutuhan steam dalam proses produksi biodiesel dengan menyediakan sebuah boiler yang sesuai dengan spesifikasi yang dibutuhkan. Berikut spesifikasi boiler:

Kapasitas : 490,29 kg/jam

Jenis : *Boiler Fire Tube*

Jumlah : 1 buah

Boiler dilengkapi dengan unit *economizer* dan *safety valve* yang berfungsi secara otomatis. Sebelum air dari *water treatment plant* digunakan sebagai umpan boiler, air tersebut diatur untuk mengontrol kadar silika, O^2 , Ca, dan Mg dengan menambahkan bahan kimia ke dalam tangki umpan boiler. pH air juga diatur antara 10,5 hingga 11,5 untuk menghindari korosifitas yang tinggi. Sebelum memasuki boiler, umpan air melewati *economizer*, sebuah alat penukar panas yang menggunakan panas dari gas sisa pembakaran batubara yang keluar dari boiler. Di *economizer*, air dipanaskan hingga mencapai suhu sekitar 150 °C sebelum dialirkan ke boiler.

Di dalam boiler, api dari burner memanaskan lorong-lorong api dan pipa-pipa. Gas sisa pembakaran ini dialirkan ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap. Proses ini memungkinkan air di dalam boiler menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa, sehingga air tersebut mendidih. Uap air yang terbentuk dikumpulkan hingga mencapai tekanan sekitar 5 bar sebelum dialirkan ke steam header untuk didistribusikan ke berbagai area proses produksi.

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik di pabrik biodiesel ini dipenuhi oleh PLN, dan untuk mengatasi gangguan pasokan listrik dari PLN, pabrik juga memiliki generator

internal yang menggunakan bahan bakar solar. Generator ini menghasilkan energi listrik dengan memanfaatkan putaran poros engkol yang didorong oleh panas dari bahan bakar solar. Tujuannya adalah untuk memastikan kelangsungan pasokan tenaga listrik yang stabil dan berkelanjutan meskipun terjadi gangguan pada pasokan listrik dari PLN. Spesifikasi generator yang digunakan pada pabrik ini adalah :

Kapasitas : 94,9 kW

Jenis : *Boiler Steam Generator*

Jumlah : 1 buah

Berikut merupakan rincian kebutuhan listrik pabrik Biodiesel:

a. Kebutuhan Listrik unit proses

Tabel 5. 3 Kebutuhan Listrik unit proses

No.	Nama Alat	Kode Alat	Hp	kW
1	Mixer 1	M-101	1,5	1,11
2	Mixer 2	M-102	3	2,24
3	Reaktor 1	R-201	2	1,49
4	Reaktor 2	R-202	1	0,74
5	Reaktor 3	R-203	1	0,74
6	Tangki Pencuci	M-201	5	3,73
7	Pompa 1	P-101	0,05	0,04
8	Pompa 2	P-102	0,167	0,12

9	Pompa 3	P-103	0,05	0,04
10	Pompa 4	P-104	0,083	0,06
11	Pompa 5	P-105	0,05	0,04
12	Pompa 6	P-106	0,125	0,09
13	Pompa 7	P-201	0,083	0,06
14	Pompa 8	P-202	0,083	0,06
15	Pompa 9	P-203	0,083	0,06
16	Pompa 10	P-204	0,05	0,04
17	Pompa 11	P-205	0,167	0,12
18	Pompa 12	P-206	0,25	0,19
19	Pompa 13	P-207	0,25	0,19
20	Pompa 14	P-208	0,25	0,19
21	Pompa 15	P-209	0,125	0,09
22	Pompa 16	P-301	0,5	0,37
23	Pompa 17	P-302	0,5	0,37
Total			16,37	12,2

b. Kebutuhan Listrik unit utilitas

Tabel 5. 4 Kebutuhan Listrik unit utilitas

No.	Nama Alat	Kode Alat	Hp	kW
1	Kompresor	C-01	0,167	0,12
2	<i>Coolint Tower Fan</i>	T-01	3	2,24
3	<i>Flokulator</i>	M-01	0,33	0,25
4	<i>Clarifier</i>	M-02	1,5	1,12
5	Tangki NaOH	M-03	1,5	1,12
6	Tangki NaCl	M-04	0,75	0,56
7	Pompa 1	PU-01	1	0,74
8	Pompa 2	PU-02	1	0,74
9	Pompa 3	PU-03	0,75	0,56
10	Pompa 4	PU-04	0,75	0,56
11	Pompa 5	PU-05	0,75	0,56
12	Pompa 6	PU-06	1	0,74
13	Pompa 7	PU-07	0,05	0,04
14	Pompa 8	PU-08	0,05	0,04
Total			12,6	9,39

Sehingga kebutuhan total listrik unit Proses dan unit Utilitas sebesar 28,97 kW dan untuk alasan keamanan kemudian dilakukan over desain sebanyak 10%, sehingga kebutuhan total Listrik nya

sebesar 31,86 kW.

c. Kebutuhan Listrik alat control

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

$P : 7,96 \text{ kW}$

d. Kebutuhan Penerangan

Power yang dibutuhkan untuk penerangan diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor:

$P : 4,78 \text{ kW}$

e. Kebutuhan Listrik peralatan kantor

Power yang dibutuhkan untuk kantor (AC, komputer, dll) diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor:

$P : 4,78 \text{ kW}$

f. Kebutuhan Listrik Bengkel, Lab, dll.

Power yang dibutuhkan untuk kantor (AC, komputer, dll) diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor:

$P : 4,78 \text{ kW}$

g. Kebutuhan Listrik perumahan

Setiap rumah diperkirakan memerlukan listrik sebesar 1200 watt. Rumah yang akan disaluri Listrik dari pabrik berjumlah 10

rumah. Maka jumlah kebutuhan Listrik untuk perumahan adalah :

n : 10 buah

P : 1200 watt x 10

: 12 kW

Tabel 5. 5 Total kebutuhan Listrik pabrik Biodiesel

No.	Keperluan	kW
1	Unit Proses	18
2	Unit Utilitas	13,86
3	Alat Kontrol	7,97
4	Penerangan	4,78
5	Kantor	4,78
6	Bengkel, Lab, dll	4,78
7	Perumahan	12
Total		66.17

5.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Di pabrik ini, udara tekan dibutuhkan untuk mengoperasikan instrumen kontrol dan alat-alat yang berfungsi secara pneumatis. Tekanan udara yang digunakan adalah 4 bar. Pabrik biodiesel ini memiliki sekitar 26 alat kontrol yang memerlukan udara tekan untuk operasionalnya. Proses pembuatan udara tekan dimulai dengan mengambil udara lingkungan yang kemudian dikompresi menggunakan compressor yang dilengkapi dengan filter udara

hingga mencapai tekanan 4 bar. Udara tekan tersebut kemudian dialirkan ke alat-alat kontrol dan proses yang membutuhkannya. Total kebutuhan udara instrumen diperkirakan sekitar 57,2 m³/jam. Udara yang digunakan harus kering, sehingga setelah keluar dari blower, udara dilewatkan melalui sebuah tangki udara (bejana pengering) yang berisi silica gel untuk menghilangkan kelembaban.

5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit ini berfungsi untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada boiler. Bahan bakar yang digunakan adalah solar dengan jumlah 20.84 liter per jam. Solar digunakan sebagai sumber energi utama untuk memanaskan air di dalam boiler hingga berubah menjadi steam. Penggunaan solar yang tepat dan efisien sangat penting untuk menjaga kinerja optimal boiler dan memastikan bahwa proses produksi di pabrik biodiesel berjalan lancar. Oleh karena itu, unit penyedia bahan bakar ini dirancang untuk memastikan pasokan solar yang stabil dan sesuai dengan kebutuhan operasional boiler.

5.6 Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan

Pengelolaan limbah yang efektif sangat penting untuk mengurangi dampak lingkungan dari pabrik biodiesel dan mematuhi peraturan yang berlaku. Upaya untuk mengurangi, mendaur ulang, dan mengelola limbah dengan

benar membantu dalam menjaga keberlanjutan operasional pabrik dan mendukung praktek industri yang ramah lingkungan. Limbah yang dihasilkan dapat diklasifikasikan menjadi dua :

1. Limbah cair meliputi Blowdown Cooling Water, air backwash filter, dan air berminyak dari pompa. Air limbah domestik berasal dari toilet di sekitar pabrik dan perkantoran. Air tersebut dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi, dan injeksi gas klorin. Air limbah dari laboratorium diolah terlebih dahulu melalui beberapa proses sebelum dibuang ke lingkungan karena mengandung zat-zat kimia. Proses pengolahan limbah cair ini meliputi pengolahan fisik (pengendapan, penyaringan), pengolahan kimia (penambahan bahan kimia, pengontrolan pH), dan pengolahan biologis.
2. Bahan buangan udara dan padat dari unit proses memerlukan penanganan khusus untuk mencegah pencemaran lingkungan. Untuk mengatasi masalah ini, dibuat unit pengolahan limbah yang dirancang untuk mengelola bahan buangan padat dengan aman. Unit ini bertujuan untuk mengurangi dampak negatif pada lingkungan sekitar dengan memastikan bahwa semua limbah padat ditangani dengan cara yang aman dan sesuai dengan peraturan lingkungan. Langkah-langkah yang diambil mungkin termasuk penyaringan udara untuk

menghilangkan partikel berbahaya, penggunaan scrubber untuk mengurangi emisi gas berbahaya, dan pemantauan terus-menerus untuk memastikan bahwa kualitas udara di sekitar pabrik tetap dalam batas aman.

5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

Tabel 5. 6 Spesifikasi pompa utilitas

Kode	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04
Fungsi	Mengalirkan air dari Sungai	Mengalirkan air ke <i>Mixing Tank</i>	Mengalirkan air ke bak saringan pasir (<i>sand filter</i>)	Mengalirkan air ke bak air bersih
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>			
Bahan	<i>Comercial steel</i>			
Kapasitas (gph)	55.079	52.456	49.958	49.958
Spesifikasi				
IPS	10	10	10	10
Flow Area (in ²)	79	79	79	79
OD (in)	11	11	11	11
ID (in)	10	10	10	10
Efisiensi Pompa	0,90	0,90	0,90	0,90
Tenaga Pompa (Hp)	0,8	0,7	0,6	0,6
Tenaga Motor (Hp)	1	1	1	1
Kecepatan putar (rpm)	46.377	50.007	52.217	52.217
Viskositas (cP)	0,8	0,8	0,8	0,8

Tabel 5. 7 Lanjutan spesifikasi pompa utilitas

Kode	PU-05	PU-06	PU-07	PU-08
Fungsi	Mengalirkan air ke <i>cooling tower</i> dan tangki klorinasi	Mengalirkan air ke unit proses sebagai media pendingin	Mengalirkan air ke umpan boiler	Mengalirkan kondensat sebagai umpan boiler
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>			
Bahan	<i>Comercial steel</i>			
Kapasitas (gph)	48.978	42.247	874	770
Spesifikasi				
IPS	10	10	2	2
Flow Area (in ²)	79	79	2	2
OD (in)	11	11	2	2
ID (in)	10	10	2	2
Efisiensi Pompa	0.90	0,90	0,90	0,90
Tenaga Pompa (Hp)	0,6	0,7	0,02	0,01
Tenaga Motor (Hp)	1	1	0,05	0,05
Kecepatan putar (rpm)	52.189	35.625	4.566	4.892
Viskositas (cP)	0,8	0,8	0,8	0,6

Tabel 5. 8 Spesifikasi tangki utilitas

Tangki	Tangki Klorinasi (V-01)	Tangki Kation (V-02 A/B)	Tangki Anion (V-03 A/B)	Tangki Dearator (V-04)	Tangki Kondensat (V-05)
Fungsi	Menghilangkan bakteri pada air menggunakan kaporit (klorin)	Menghilangkan mineral yang masih terkandung di dalam air	Menghilangkan mineral yang masih terkandung di dalam air	Menghilangkan gas CO ₂ dan O ₂ yang terikat dalam feed water	Mengumpulkan kondensat
Jenis	Tangki silinder tegak	Tangki Silinder tegak	Tangki Silinder tegak	Tangki Silinder horizontal	Tangki silinder horizontal
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Spesifikasi					
Tinggi (m)	1,6	3,5	2,3	1,7	3,3
Diameter (m)	1,3	2,9	1,9	1,7	1,6
Volume (m ³)	1,4	19,9	5,3	3,7	3,7
Jenis Impeller	-	-	-	-	-
Jumlah Impeller	-	-	-	-	-
Diameter impeller (m)	-	-	-	-	-
Power Motor (Hp)	-	-	-	-	-
Kapasitas (kg/jam)	1.491	3.187	3.187	3.187	3.187
Jumlah	1	2	2	1	1

Tabel 5. 9 Lanjutan spesifikasi tangki utilitas

Tangki	Tangki Tawas (V-06)	Tangki CaOH (V-07)	Tangki NaOH (M-03)	Tangki NaCl (M-04)
Fungsi	Menyimpan larutan alum 5% untuk 2 minggu operasi	Menyiapkan dan menyimpan larutan CaOH 5 % untuk 1 minggu Operasi	Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar anion	Melarutkan NaCl sebagai umpan regenerasi penukar anion
Jenis	Tangki silinder	Tangki Silinder	Tangki silinder berpengaduk	Tangki Silinder berpengaduk
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Spesifikasi				
Tinggi (m)	4,5	3,6	1,7	1,1
Diameter (m)	2,2	1,8	1,7	1,1
Volume (m^3)	17,8	9,8	4,2	1
Jenis Impeller	-	-	<i>Propeller standard</i>	<i>Propeller standard</i>
Jumlah Impeller	-	-	1	1
Diameter impeller (m)	-	-	0,58	0,35
Power Motor (Hp)	-	-	1,50	0,8
Kapasitas (kg)	-	-	3.585	823
Jumlah	1	1	1	1

Tabel 5. 10 Spesifikasi bak pengendapan awal

Kode	Bak pengendapan awal (TK-01)
Fungsi	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai
Jenis	Bak persegi yang diperkuat beton bertulang
Spesifikasi	
Panjang (m)	16,1
Lebar (m)	16,1
Tinggi (m)	8
Volume (m^3)	2.087

Tabel 5. 11 Spesifikasi bak penampungan air bersih

Kode	Bak penampungan air bersih (TK-02)
Fungsi	Menampung sementara <i>raw water</i> setelah disaring
Jenis	Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselin
Spesifikasi	
Panjang (m)	7,2
Lebar (m)	7,2
Tinggi (m)	3,6
Volume (m^3)	189

Tabel 5. 12 Spesifikasi tangki air bersih rumah tangga

Kode	Tangki air bersih rumah tangga (TK-03)
Fungsi	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga
Jenis	Tangki silinder tegak
Spesifikasi	
Diameter (m)	3,3
Tinggi (m)	3,3
Volume (m^3)	29,3

Tabel 5. 13 Spesifikasi *mixing tank*

Kode	<i>Mixing tank (M-01)</i>
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambkan koagulan
Jenis	Tangki silinder berpengaduk
Spesifikasi	
Diameter (m)	3,9
Tinggi (m)	3,9
Volume (m^3)	99,3
Jenis Impeller	<i>Marine propeller 3 blade</i>
Jumlah Impeller	1
Diameter impeller (m)	1,3
Power Motor (Hp)	0,33

Tabel 5. 14 Spesifikasi klarifer

Kode	Klarifier (M-02)
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan koloid yang terbawa oleh air dan pengendap awal
Jenis	Tangki silinder conical bottom berpengaduk
Spesifikasi	
Diameter (m)	8,5
Tinggi (m)	5,3
Volume (m^3)	496,2
Jenis Impeller	<i>Marine propeller 3 blade</i>
Jumlah Impeller	1
Diameter impeller (m)	3
Power Motor (Hp)	1,50

Tabel 5. 15 Spesifikasi *cooling tower*

Kode	<i>Cooling Tower (CT-01)</i>
Fungsi Sistem	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan Kontak langsung dengan udara didalam cooling tower (fan)
Jenis	<i>Induced draft cooling tower</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Spesifikasi	
Panjang (m)	2,48
Lebar (m)	2,48
Tinggi (m)	7,96

Tabel 5. 16 Spesifikasi *blower cooling tower*

Kode	<i>Blower Cooling Tower (BL-01)</i>
Fungsi	Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan
Jenis	<i>Cetrifugal Blower</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Spesifikasi	
Kapasitas (m^3 /jam)	116.976
Efisiensi	0,8
Power (Hp)	3

Tabel 5. 17 Spesifikasi *sand filter*

Kode	<i>Sand filter F-01</i>
Fungsi	Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai.
Jenis	Tangki Silinder
Bahan	Carbon Steel
Ukuran pasir (mesh)	28
Spesifikasi	
Volume (m^3)	20,3
Lebar (m)	1,7
Tinggi (m)	3,4

Tabel 5. 18 Spesifikasi *compressor*

Kode	<i>Compressor (C-01)</i>
Fungsi	Menekan udara sebanyak jumlah yang ditentukan dan mengubah tekanan menjadi yang diinginkan
Jenis	<i>Compressor cetrifugal</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Spesifikasi	
Kapasitas (kmol/jam)	0,09
Efisiensi	0,8
Power (Hp)	0,17

Tabel 5. 19 Spesifikasi boiler

Kode	Boiler (B-01)
Fungsi	Membuat <i>saturated steam</i>
Jenis	Tangki silinder horizontal
Spesifikasi	
Diameter (m)	1,5
Tinggi (m)	2,9
Volume (m^3)	2,4

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Dalam tahap perencanaan awal pembangunan pabrik, penting untuk melakukan analisis ekonomi guna memperoleh estimasi mengenai kelayakan investasi modal dalam kegiatan produksi tersebut. Analisis ini mencakup penilaian terhadap kebutuhan modal investasi, proyeksi laba yang dapat dihasilkan, periode pengembalian modal, dan penentuan titik impas di mana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu, tujuan analisis ekonomi adalah untuk mengevaluasi apakah pendirian pabrik tersebut akan menghasilkan keuntungan serta apakah secara ekonomis layak untuk didirikan. Dalam proses evaluasi ini, beberapa faktor yang dipertimbangkan mencakup :

1. *Return On Investment*
2. *Pay Out Time*
3. *Discounted Cash Flow Rate*
4. *Break Even Point*
5. *Shut Down Point*

Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima faktor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut:

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*) meliputi :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)

2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*) meliputi :

- a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
- b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)

3. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap :

- a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya variable (*Variable Cost*)
- c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

6.1 Penafsiran Harga Alat

Menentukan harga peralatan setiap tahun dapat menjadi tantangan karena fluktuasi kondisi ekonomi yang memengaruhinya. Untuk mengatasi kesulitan ini, diperlukan suatu metode atau pendekatan untuk memproyeksikan harga peralatan pada tahun-tahun tertentu, dengan mempertimbangkan indeks peralatan operasi pada periode tersebut. Dalam analisis ekonomi, harga-harga peralatan dan faktor-faktor lainnya diperhitungkan berdasarkan tahun analisis. Untuk menentukan harga pada tahun tertentu, indeks pada tahun tersebut harus diidentifikasi. Proses ini sering melibatkan estimasi kasar harga indeks pada tahun tertentu dengan menggunakan data indeks dari periode sebelumnya, misalnya dari tahun 1995 hingga 2020, yang kemudian dicari dengan menggunakan persamaan regresi linear.

Analisa harga alat dilakukan pada tahun 2020 untuk pembelian alat pada tahun pembangunan yaitu 2028. Dalam analisa ekonomi harga-harga alat maupun harga-harga kebutuhan pabrik lainnya diperhitungkan pada tahun analisa. Berikut adalah indeks harga yang di dalam teknik kimia disebut CEP indeks atau *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)*.

Tabel 6. 1 Indeks harga alat pada tahun 1996 – 2023

Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
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	561,7
2017	567,5
2018	614,6
2019	607,5
2020	596,2

Harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi Peters dan Timmerhaus pada tahun 1990 dan Aries & Newton pada tahun 1955. Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan sebagai berikut:

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

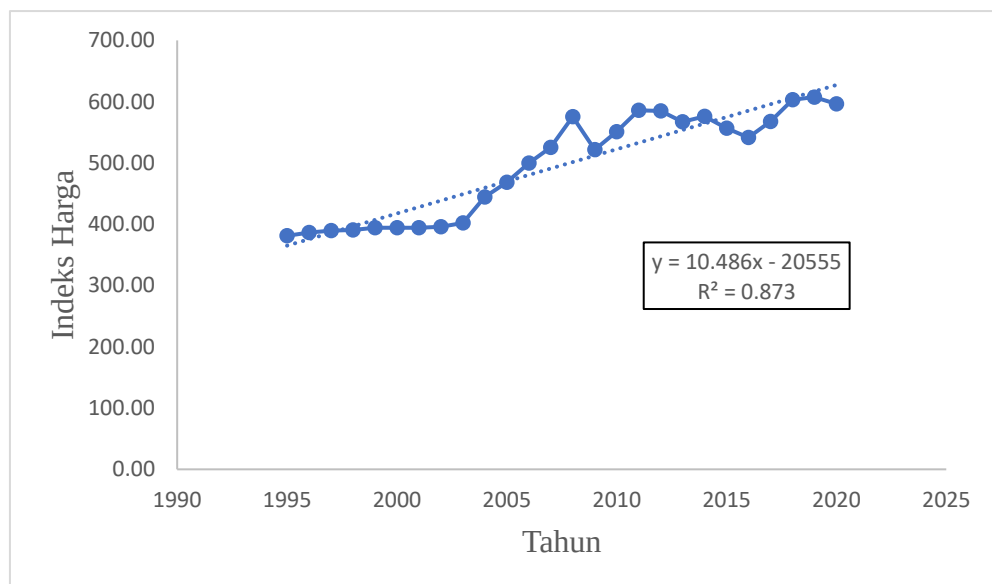
Dalam hubungan ini :

Ex : Harga pembelian pada tahun 2028

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi 2014

Nx : Indeks harga tahun 2028

Ny : Indeks harga pada tahun referensi 2014



Gambar 6. 1 Grafik regresi linear

Persamaan yang diperoleh dari grafik adalah $y = 10,486x - 20555$.

Dengan menggunakan persamaan ini, dapat dihitung nilai CEP Indeks pada tahun referensi dan tahun perancangan. Nilai CEP Indeks pada tahun referensi 2014 adalah 576,10, sedangkan nilai CEP Indeks pada tahun perancangan 2028 adalah 710,61. Berdasarkan nilai CEP indeks tersebut, dapat ditentukan harga alat proses dan alat utilitas sebagai berikut :

Tabel 6. 2 Harga alat proses

Nama	Kode	Jumlah	Ey	Ex
			2014	2028
Tangki NaOH	TK-101	1	\$ 12.400	\$ 15.295
Tangki Metanol	TK-102	1	\$ 50.800	\$ 62.661
Tangki H ₂ SO ₄	TK-103	1	\$ 8.900	\$ 10.978
Tangki Minyak Biji Kapuk	TK-104	1	\$ 32.800	\$ 40.458
Tangki Biodiesel	TK-401	1	\$ 31.700	\$ 39.101
Tangki Gliserol	TK-402	1	\$ 13.600	\$ 16.775
Mixer	M-101	1	\$ 2.850	\$ 3.515
Mixer	M-102	1	\$ 3.370	\$ 4.157
Reaktor	R-201	1	\$ 33.150	\$ 40.890
Reaktor	R-202	1	\$ 21.500	\$ 26.520
Reaktor	R-203	1	\$ 21.500	\$ 26.520
Dekanter	V-201	1	\$ 1.600	\$ 1.974
Dekanter	V-202	1	\$ 1.700	\$ 2.097

Tangki Pencuci	M-201	1	\$ 5.100	\$ 6.291
Evaporator	V-301	1	\$ 43.400	\$ 53.533
Kondenser	E-302	1	\$ 1.800	\$ 2.220
Menara Distilasi	T-301	1	\$ 91.785	\$ 113.215
Reboiler	E-305	1	\$ 5.300	\$ 6.537
Kondenser	E-304	1	\$ 1.300	\$ 1.604
Heater	E-101	1	\$ 1.600	\$ 1.974
Heater	E-102	1	\$ 1.000	\$ 1.233
Heater	E-103	1	\$ 1.600	\$ 1.974
Heater	E-301	1	\$ 1.200	\$ 1.480
Cooler	E-201	1	\$ 2.300	\$ 2.837
Cooler	E-303	1	\$ 2.400	\$ 2.960
Cooler	E-306	1	\$ 2.300	\$ 2.837
Pompa	P-101	2	\$ 2.800	\$ 3.454
Pompa	P-102	2	\$ 2.800	\$ 3.454
Pompa	P-103	2	\$ 2.800	\$ 3.454
Pompa	P-104	2	\$ 2.800	\$ 3.454
Pompa	P-105	2	\$ 2.800	\$ 3.454
Pompa	P-106	2	\$ 3.200	\$ 3.947
Pompa	P-201	2	\$ 3.200	\$ 3.947
Pompa	P-202	2	\$ 2.800	\$ 3.454

Pompa	P-203	2	\$ 2.800	\$ 3.454
Pompa	P-204	2	\$ 2.800	\$ 3.454
Pompa	P-205	2	\$ 3.200	\$ 3.947
Pompa	P-206	2	\$ 3.200	\$ 3.947
Pompa	P-207	2	\$ 3.200	\$ 3.947
Pompa	P-208	2	\$ 3.200	\$ 3.947
Pompa	P-209	2	\$ 2.800	\$ 3.454
Pompa	P-301	2	\$ 3.200	\$ 3.947
Pompa	P-302	2	\$ 3.200	\$ 3.947
Total			\$ 447.755	\$ 552.297

Tabel 6. 3 Harga alat Utilitas

Nama	Kode	Jumlah	Ey	Ex
			2014	2028
Pompa	PU-01	1	\$ 3.300	\$ 4.070
Pompa	PU-02	1	\$ 3.300	\$ 4.070
Pompa	PU-03	1	\$ 3.300	\$ 4.070
Pompa	PU-04	1	\$ 3.300	\$ 4.070
Pompa	PU-05	1	\$ 3.300	\$ 4.070
Pompa	PU-06	1	\$ 3.300	\$ 44.070
Pompa	PU-07	1	\$ 2.800	\$ 3.454
Pompa	PU-08	1	\$ 2.800	\$ 5.454
Bak Pengendapan awal	TK-01	1	\$ 1.150	\$ 12.520
Tangki Tawas	V-06	1	\$ 1.500	\$ 1.850

Tangki CaOH	V-07	1	\$ 1.200	\$ 1.480
Tangki Kation	V-02 A/B	2	\$ 1.000	\$ 1.233
Tangki Anion	V-03 A/B	2	\$ 1.000	\$ 1.233
Tangki NaOH	M-03	1	\$ 1.200	\$ 1.480
Tangki NaCl	M-04	1	\$ 1.000	\$ 1.233
<i>Mixing Tank</i>	M-01	1	\$ 1.800	\$ 2.220
Klarifier	M-02	1	\$ 15.900	\$ 19.612
<i>Sand Filter</i>	F-02	1	\$ 1.000	\$ 1.233
Bak Penampungan air bersih	TK-02	1	\$ 10.000	\$ 12.335
<i>Cooling Tower</i>	T-01	1	\$ 35.600	\$ 43.912
Tangki Klorinasi	V-01	1	\$ 1.100	\$ 1.357
Tangki Air Bersih	TK-03	1	\$ 1.200	\$ 1.480
Kompresor	C-01	1	\$ 1.500	\$ 1.850
Boiler	B-01	1	\$ 3.800	\$ 4.687
Tangki Dearator	V-04	1	\$ 1.000	\$ 1.233
Tangki Kondensat	V-05	1	\$ 1.000	\$ 1.233
Total			\$ 114.35	\$ 143.515

6.2 Dasar Perhitungan

Pabrik biodiesel berkapasitas 6.000 ton/tahun yang menggunakan minyak biji kapuk (*kapok seed oil*) dapat dianggap sebagai pabrik dengan risiko rendah. Hal ini dapat disimpulkan dari kondisi operasional dan bahan baku yang digunakan. Kondisi operasionalnya stabil pada suhu 60°C dan

tekanan 1 atm, sementara bahan bakunya, utamanya senyawa organik, tidak membahayakan pekerja. Meskipun ada beberapa bahan baku pendukung yang bersifat beracun dan mudah terbakar, namun jika pabrik dioperasikan sesuai dengan standar operasional, risiko tersebut dapat diminimalkan.

Analisis kelayakan pabrik dilakukan untuk menilai sejauh mana keuntungan yang dapat diperoleh, sehingga dapat diidentifikasi apakah pabrik tersebut memiliki potensi ekonomi yang tinggi atau tidak. Dalam analisis kelayakan ekonomi rancangan pabrik ini, dilakukan perhitungan dengan menggunakan metode tertentu untuk mengevaluasi faktor-faktor seperti investasi modal, estimasi laba, periode pengembalian modal, serta titik impas antara biaya produksi dan keuntungan yang diperoleh.

- Kapasitas pabrik biodiesel : 6.000 ton/tahun
- Satu tahun operasi : 330 hari
- Umur Pabrik : 10 tahun
- Pabrik didirikan pada tahun : 2028
- Kurs mata uang : 1 US \$ = Rp 16.197,15

6.3 Komponen Biaya

a. Modal (*Capital Investment*)

Capital investment adalah jumlah pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. *Capital investment* terdiri dari :

1. *Fixed Capital Investment*

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

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

No.	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1	<i>Purchasing Equipment Cost (PEC)</i>	695.812	11.270.177.876
2	<i>Purchasing Equipment Installation (PEI)</i>	299.199	4.846.176.486
3	<i>Instrumen and Control</i>	104.371	1.690.526.681
4	<i>Piping</i>	598.398	9.692.352.973
5	<i>Electrical Equipment and Material</i>	104.371	1.690.526.681
6	<i>Insulation</i>	55.664	901.614.230
7	<i>Building Cost</i>	2.715.539	43.984.008.000
8	<i>Land and Yard</i>	924.854	14.980.000.000
	Total	5.498.213	89.055.382.930

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

No.	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1.	<i>Engineering and Constructions</i>	1.099.642	17.811.076.586
2.	<i>Direct Plan Cost (DPC)</i>	6.597.855	106.866.459.516
	Total	7.697.498	124.677.536.102

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

No.	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1.	<i>Direct Plant Cost</i>	6.597.855	106.866.459.516
2.	<i>Contractor Fee</i>	263.914	4.274.658.380
3.	<i>Contingency Cost</i>	659.785	10.686.645.951
	Total	7.521.555	121.827.763.848

2. *Working Capital Investment*

Working capital investment merupakan biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu. Beberapa sumber modal untuk mendirikan pabrik meliputi pinjaman bank, dana pribadi, atau investasi dari pihak ketiga. Tujuan utama dari investasi adalah untuk memperoleh keuntungan dari modal yang telah ditanamkan. Beberapa karakteristik investasi yang baik antara lain:

- Mampu menghasilkan keuntungan maksimal
- Memiliki periode pengembalian investasi yang cepat
- Mematuhi regulasi yang baik, menggunakan teknologi yang memadai, serta aman dan terpercaya.

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

No.	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1.	<i>Raw Material Inventory</i>	45.519	737.282.553
2.	<i>In process inventory</i>	160.590	2.601.106.072
3.	<i>Product inventory</i>	74.942	1.213.849.500
4.	<i>Extended Inventory</i>	518.493	8.398.113.119
5.	<i>Available cash</i>	321.180	5.202.212.145

Total	1.120.725	18.152.563.392
-------	-----------	----------------

b. Biaya Produksi (*Manufacturing cost*)

Manufacturing cost adalah jumlah *direct*, *indirect*, dan *fixed manufacturing cost*, yang selalu berkaitan dengan pembuatan produk yang berhubungan dengan memproduksi suatu produk dalam pabrik, *Manufacturing cost* meliputi :

a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Direct cost merupakan pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk yang berhubungan dengan memproduksi suatu produk dalam pabrik.

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

No.	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1.	<i>Raw Material</i>	500.712	8.110.108.086
2.	<i>Labor Cost</i>	703.383	11.392.800.000
3.	<i>Supervision</i>	70.338	1.139.280.000
4.	<i>Maintenance</i>	451.293	7.309.665.830
5.	<i>Plant Supplies</i>	67.694	1.096.449.874
6.	<i>Royalty and Patents</i>	57.034	923.792.443
7.	<i>Utilities</i>	117.668	1.905.898.769
	Total	1.985.097	32.877.995.005

b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Indirect cost merupakan pengeluaran-pengeluaran tidak langsung terkait unit produksi dalam operasi pabrik.

Tabel 6. 9 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No.	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1.	<i>Payoll Overhead</i>	105.507	1.708.920.000
2.	<i>Laboratory</i>	70.338	1.139.280.000
3.	<i>Plant Overhead</i>	351.691	5.696.400.000
4.	<i>Packaging and Shipping</i>	285.171	4.618.962.215
	Total	812.708	13.163.562.215

c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

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

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

No.	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1.	<i>Depreciation</i>	601.724	9.746.221.107
2.	<i>Property tax</i>	75.215	1.218.277.638
3.	<i>Insurance</i>	75.215	1.218.277.638
	Total	752.155	12.182.776.384

Tabel 6. 11 *Total manufacturing cost*

No.	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1.	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	1.985.097	32.877.995.005
2.	<i>Inderect Manufacturing Cost</i>	812.708	13.163.562.215
3.	<i>Fixed Manufacturing cost</i>	752.155	12.182.776.384
	Total	3.532.987	57.224.333.605

c. Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

Pengeluaran umum, atau *General Expenses*, mencakup biaya-biaya yang terkait dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk dalam biaya produksi (*Manufacturing cost*). Biaya ini dikeluarkan untuk mendukung kelancaran operasional perusahaan secara keseluruhan.

Tabel 6. 12 *General expense* (GE)

No.	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1.	Administrasi	105.989	1.716.730.008
2.	<i>Sales Expense</i>	176.649	2.861.216.680
3.	<i>Research</i>	123.654	2.002.851.676
4.	<i>Finance</i>	172.845	2.799.606.544
	Total	579.139	9.380.404.909

Tabel 6. 13 Total *production cost*

No.	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1.	<i>Manufacturing Cost</i> (MC)	3.532.987	57.224.333.605
2.	<i>General Expense</i> (GE)	579.139	9.380.404.909
	Total	4.112.127	66.604.738.515

6.4 Analisa Keuntungan

- Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp 92.379.244.314

Total *Production cost* : Rp 66.604.738.515

Keuntungan : Total Penjualan – Total biaya produksi

: Rp 92.379.244.314 – 66.604.738.515

: Rp 25.774.505.799

- Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak 20% dari keuntungan : Rp 5.154.901.159

Keuntungan : Keuntungan Sebelum Pajak – Pajak
: Rp 20.619.604.639

6.5 Analisa Kelayakan

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

a. *Return on Investment* (ROI)

Return on Investment (ROI) adalah ukuran keuntungan yang diperoleh setiap tahun dari investasi yang dilakukan. Pabrik dengan risiko rendah memiliki ROI sebelum pajak minimum sebesar 11%, sementara pabrik dengan risiko tinggi memiliki ROI sebelum pajak minimum sebesar 44%. Uang yang diperoleh atau hilang dari investasi tersebut dikenal sebagai laba/rugi atau bunga.

$$\%ROI = \frac{\text{Profit}}{\text{Fixed capital investment}} \times 100\%$$

1. ROI sebelum pajak (ROI b)

$$ROI\ b = 21,16\%$$

2. ROI setelah pajak (ROI a)

$$ROI\ a = 16,93\%$$

b. *Pay Out Time* (POT)

Pay Out Time adalah durasi waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini berguna untuk menentukan berapa lama waktu yang dibutuhkan agar investasi yang telah dilakukan dapat kembali.

$$POT = \frac{\text{Fixed capital investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresant}}$$

1. POT Sebelum Pajak (POT b)

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

$$POT\ b = 3,43\ \text{tahun}$$

2. POT setelah pajak (POT a)

$$POT\ a = 4,01\ \text{tahun}$$

c. *Break Even Point* (BEP)

Break even point adalah titik di mana total biaya dan total pendapatan adalah sama. Dengan mengetahui *break even point*, kita dapat menentukan harga jual minimum dan jumlah unit yang harus dijual untuk mencapai titik impas, serta harga per unit yang diperlukan untuk meraih keuntungan. Umumnya, nilai BEP untuk pabrik kimia berada dalam kisaran 40-60%.

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

Dimana :

Fa = *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum Annual

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

No.	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1.	<i>Depreciation</i>	601.724	9.746.221.107
2.	<i>Property tax</i>	75.215	1.218.277.638
3.	<i>Insurance</i>	75.215	1.218.277.638
	Total	752.155	12.182.776.384

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

No.	Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Labor Cost</i>	703.383	11.392.800.000
2.	<i>Payroll Overhead</i>	105.507	1.708.920.000
3.	<i>Supervision</i>	70.338	1.139.280.000
4.	<i>Plant Overhead</i>	351.691	5.696.400.000
5.	<i>Laboratory</i>	70.338	1.139.280.000
6.	<i>General Expenses</i>	579.139	9.380.404.909
7.	<i>Maintennace</i>	451.293	7.309.665.830
8.	<i>Plant Supplies</i>	67.694	1.096.449.874
	Total	2.399.385	38.863.200.615

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

No.	Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Raw Material</i>	500.712	8.110.108.086
2.	<i>Packaging and Shipping</i>	285.171	4.618.962.215
3.	<i>Utilities</i>	117.668	1.905.898.769
4.	<i>Royalties And Patens</i>	57.034	923.792.443

Total	960.586	15.558.761.515
-------	---------	----------------

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

No.	Jenis Biaya	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Annual Sales Value</i>	5.703.425	92.379.244.314
	Total	5.703.425	92.379.244.314

Dengan menggunakan data yang sudah didapatkan pada tabel diatas, maka didapatkan nilai BEP sebesar :

$$BEP = 48,05\%$$

d. *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point adalah kondisi atau titik di mana keputusan untuk menghentikan aktivitas produksi harus diambil. Penyebabnya bisa berupa biaya variabel yang terlalu tinggi atau keputusan manajemen yang menganggap aktivitas produksi tidak ekonomis karena tidak menghasilkan keuntungan. Hal ini terjadi karena biaya melanjutkan operasi pabrik lebih besar dibandingkan dengan biaya untuk menutup pabrik dan membayar biaya tetap.

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

$$\text{Didapatkan } SDP = 23,50\%$$

e. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Discounted Cash Flow Rate of Return adalah estimasi keuntungan

yang diharapkan diperoleh setiap tahun dari investasi, yang tidak dikembalikan pada akhir setiap tahun selama masa operasional pabrik.

Batasan untuk DCFR adalah 1,5 kali tingkat bunga bank.

$$\frac{(WC + FCI)X(1 + i)^{10}}{CF} = ((1 + i)^9 + 1 + i)^8 + \dots + (1 + i)1) \frac{WC + SC}{CV}$$

Dimana :

FCI = Fixed capital investment

WC = Working capital investment

SV = Salvage value = depresiasi

n = Umur pabrik 10 tahun

i = Nilai DCFR

Sebagai perhitungan digunakan data sebagai berikut :

FCI = Rp 121.827.763.848

WCI = Rp 18.152.563.392

SV = Rp 9.746.221.107

n = 10 tahun

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

DCFR = 22,78%

Bunga bank Indonesia pada 2024 = 7,0%

1,5x dari bunga bank Indonesia = 10,50%

6.6 Analisis Resiko Pabrik

Analisis risiko pabrik dilakukan untuk mengukur sejauh mana risiko yang dihadapi sebuah pabrik, apakah termasuk risiko tinggi (*high risk*) atau rendah (*low risk*), serta untuk mencari solusi terhadap setiap risiko yang teridentifikasi. Berdasarkan analisis risiko yang dilakukan, diketahui bahwa pabrik biodiesel termasuk dalam kategori risiko rendah (*low risk*) dengan alasan sebagai berikut :

a. Kondisi Operasi

Perancangan pabrik biodiesel dirancang untuk beroperasi pada rentang suhu yang bervariasi antara 30°C hingga 100°C, dengan tekanan operasi sekitar 1 atmosfer. Kondisi operasi yang relatif rendah ini menunjukkan bahwa risiko terkait proses termal dan tekanan dalam pabrik berada pada tingkat yang minimal. Operasi pada suhu dan tekanan yang moderat mengurangi potensi bahaya seperti ledakan atau kebocoran yang seringkali lebih terkait dengan operasi pada suhu dan tekanan tinggi.

b. Bahan Baku dan Produk

Bahan baku dan produk dari prarancangan pabrik biodiesel memiliki sifat kimia yang tidak mudah terbakar dan toksisitas yang rendah. Selain itu, proses reaksi tidak menghasilkan limbah yang dibuang ke lingkungan, sehingga dianggap cukup ramah lingkungan.

Nama	Sifat Fisis	Sifat Kimia	Status
------	-------------	-------------	--------

Minyak Biji Kapuk	• Tidak mudah terbakar • Tidak mudah menguap	• Tidak Beracun • Tidak reaktif	Tidak Berbahaya
Metanol	• Mudah terbakar • Mudah menguap	• Beracun • Reaktif	Berbahaya
Natrium Hidroksida	• Dapat menyebabkan luka bakar kulit	• Tidak beracun • Korosif	Berbahaya
Asam Sulfat	• Dapat menyebabkan iritasi kulit	• Beracun • Sangat Korosif	Bebahaya
Biodiesel	• Mudah terbakar • Tidak	• Tidak reaktif	Tidak Berbahaya

	mudah menguap		
Gliserol	• Tidak mudah berbakar	• Tidak reaktif	Tidak Bebahaya
Air	• Tidak mudah menguap	• Tidak reaktif	Tidak Bebahaya

c. Jarak Material

Lokasi bahan baku minyak nabati yang berdekatan dengan pabrik memberikan keuntungan strategis yang signifikan dalam mengurangi risiko operasional. Jarak yang lebih dekat memungkinkan pengurangan biaya logistik dan waktu pengiriman, sehingga memastikan ketersediaan bahan baku yang lebih konsisten dan efisien. Selain itu, pengurangan waktu transportasi juga meminimalkan risiko kerusakan bahan baku selama perjalanan, yang pada akhirnya dapat menjaga kualitas produk akhir.

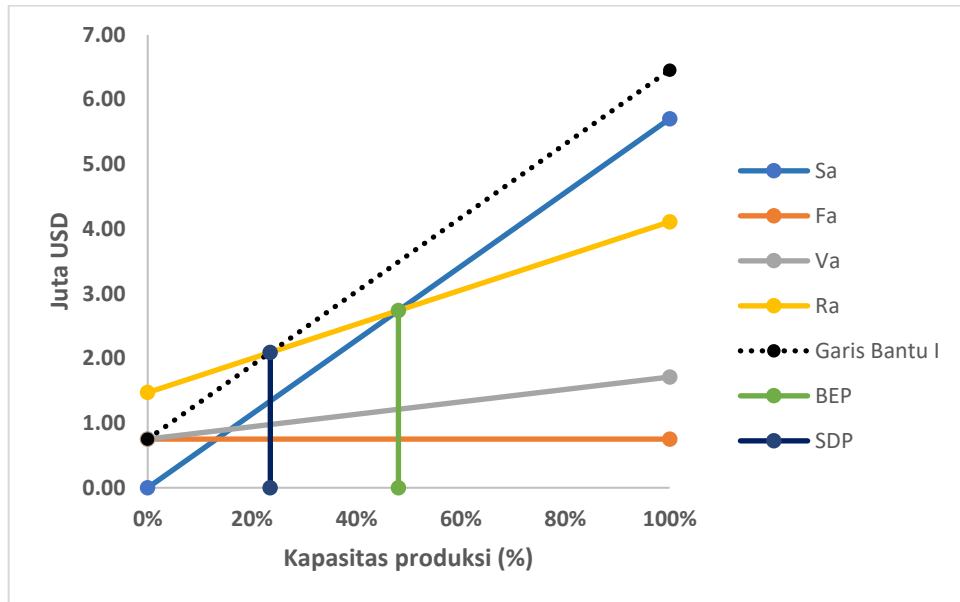
d. Keberadaan Pabrik Biodiesel dari Minyak Biji Kapuk

Meskipun hingga saat ini belum terdapat pabrik biodiesel yang secara khusus menggunakan minyak biji kapuk sebagai bahan baku (*well*

established), namun banyaknya pabrik biodiesel di berbagai tempat yang memanfaatkan minyak nabati sebagai bahan baku menunjukkan bahwa teknologi dan proses produksi biodiesel dari sumber minyak nabati telah mapan. Pengalaman dan pengetahuan yang diperoleh dari operasi pabrik-pabrik tersebut dapat menjadi acuan dalam merancang dan mengoperasikan pabrik biodiesel yang menggunakan minyak biji kapuk.

Dapat disimpulkan bahwa perancangan pabrik Biodiesel dari Minyak Biji Kapuk merupakan pabrik dengan risiko rendah (*low risk*) berdasarkan beberapa parameter yang telah digunakan.

Dengan beberapa analisa ekonomi didapatkan grafik evaluasi ekonomi sebagai berikut



Gambar 6. 2 Grafik evaluasi ekonomi

BAB VII

PENUTUP

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil perhitungan untuk perancangan pabrik biodiesel melalui proses esterifikasi dan transesterifikasi dengan kapasitas 6.000 ton per tahun, baik dari segi teknis maupun ekonomi, dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

- a. Pendirian pabrik biodiesel dengan kapasitas 6.000 ton per tahun bertujuan untuk memenuhi permintaan biodiesel domestik, mengurangi ketergantungan pada impor, serta menciptakan lapangan pekerjaan dan mendorong pertumbuhan ekonomi.
- b. Pabrik biodiesel, yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT), akan didirikan di Sidoarjo, Jawa Timur, dengan luas lahan total sebesar 11.885 m² dan mempekerjakan sebanyak 135 orang.
- c. Dari perspektif evaluasi ekonomi dan analisis kelayakan, pabrik ini dianggap menarik dan layak untuk didirikan, dengan berbagai parameter kelayakan sebagai berikut :
 1. *Return On Investment* (ROI)
 - a. ROI sebelum pajak = 21,16%
 - b. ROI setelah pajak = 16,93%

2. *Pay Out Time* (POT)

a. POT sebelum pajak = 3,43 tahun

b. POT setelah pajak = 4,01 tahun

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

3. *Break Even Point* (BEP) = 48,05%

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

4. *Shut Down Point* (SDP) = 23,50%

5. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) = 22,78%

Syarat minimum untuk DCFR adalah lebih tinggi dari suku bunga pinjaman bank, yakni sekitar 1,5 kali suku bunga tersebut. Berdasarkan hasil ini, pabrik biodiesel yang menggunakan minyak biji kapuk serta proses esterifikasi dan transesterifikasi dengan kapasitas 6.000 ton per tahun dinilai layak dari segi teknis dan menarik untuk dianalisis lebih lanjut.

- d. Berdasarkan keseluruhan tinjauan yang mencakup ketersediaan bahan baku, kondisi operasi proses, dan hasil evaluasi ekonomi, dapat disimpulkan bahwa pabrik biodiesel dengan kapasitas 6.000 ton per tahun layak untuk didirikan.

7.2 Saran

Perancangan pabrik kimia memerlukan pemahaman tentang konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian pabrik, di antaranya sebagai berikut:

- a. Dalam perancangan pabrik kimia, penting untuk memiliki pengetahuan dan pemahaman yang didukung oleh referensi dan pertimbangan terkait konsep dasar pendirian pabrik. Dengan mempelajari konsep-konsep tersebut secara mendalam, diharapkan pabrik biodiesel dapat direalisasikan untuk memenuhi kebutuhan domestik dan meningkatkan ekspor di masa depan, seiring dengan meningkatnya permintaan.
- b. Penting untuk mengoptimalkan pemilihan alat utama dan alat penunjang serta bahan baku guna memaksimalkan keuntungan yang diperoleh.

DAFTAR PUSTAKA

- Soerawidjaja, T. H. 2006. Fondasi-Fondasi Ilmiah dan Keteknikan dari Teknologi Pembuatan Biodiesel. Handout Seminar Nasional “Biodiesel Sebagai Energi Alternatif Masa Depan”. UGM. Yogyakarta.
- Asosiasi Produsen Biofuel Indonesia. 2020. Konsumsi dan produksi biodiesel <https://www.aprobi.or.id/id/data-facts/>
- Heny Dewajani. 2008. Potensi Minyak Biji Randu (Ceiba pentandra) sebagai Alternatif Bahan Baku Biodiesel. Distilat-Jurnal teknologi Separasi. 1.(2): 101-117.
- Widyatmoko Kurniawan. 2004. Optimasi Rasio Berat Kalium Hidroksida terhadap Minyak Biji Kapuk (Ceiba pentandra L. Gaertn) dalam Reaksi Transesterifikasi menggunakan Etanol. Skripsi. Semarang: FMIPA UNDIP
- Widyatmoko Kurniawan. 2004. Optimasi Rasio Berat Kalium Hidroksida terhadap Minyak Biji Kapuk (Ceiba pentandra L. Gaertn) dalam Reaksi Transesterifikasi menggunakan Etanol. Skripsi. Semarang: FMIPA UNDIP
- Cristian Sinaga. 2008. Studi Pembuatan Biodiesel dari Minyak Jelantah. Skripsi. Medan: Fakultas Pertanian Universitas Sumatera Utara.
- Edi Mulyadi. 2011. Metil Ester Production in Aslant Sealed Transesterification Reactor. Jurnal Teknik Kimia. 5(2): 439- 443.
- S. Ketaren. (1986). Pengantar Teknologi Minyak dan Lemak Pangan, Jakarta : UIPress.

- Knothe, Gerhard. Gerpen, J van. Jurgen, Krah. (2005). *The Biodiesel Handbook*.
- D. Clements. Knothe, Gerhard. (2004). *Biodiesel Production Technology*.
- Vyas, A.P., Verma, J.L., Subrahmanyam, N. (2010). *A review on FAME production processes. Fuel*.
- Boehman, A.L. (2005). *Biodiesel production and processing. Fuel Process. Technol.*
- Istadi, I., Yudhistira, A.D., Anggoro, D.D., Buchori, L. (2014). *Electro-catalysis system for biodiesel synthesis from palm oil over dielectric-barrier discharge plasma reactor. Bull. Chem. React. Eng. Catal.*
- Sharp, C.A., Ryan, T.W. (2006). *Exhaust emissions of biodiesel, petrodiesel, neat methyl esters, and alkanes in a new technology engine. Energy & Fuels*.
- Carmen, S., Vinatoru, M., Nishimura, R., Maeda, Y. (2005). *Fatty acids methyl esters from vegetable oil by means of ultrasonic energy. Ultrason. Sonochem.*
- Van Gerpen, J., 2005, *Biodiesel Processing and Production, Fuel Processing Technology*, 86(10), 1097-1107.
- Demirbas, A., 2009, *Progress and Recent Trends in Biodiesel Fuels, Energy Conversion and Management*, 50(1), 14-34.
- FOGLER, S, 1992, *Element of Chemical Reaction Engineering*, 3 ed., John Wiley and Sons, New York.
- Legowo, E,H. (2008). *Kebijakan dan Program Pengembangan Bahan Bakar*

Nabati. *Workshop on Dissemination Biofuels Development*.
Kementarian ESDM.

Optimized Process”, Biomass and Bioenergy, 31, hal. 569–575.

Demirbas A., (2003), “*Biodiesel fuels from vegetable oils via catalytic and non-catalytic supercritical alcohol transesterifications and other methods: a survey*”, Energy Convers. Manage., 44, hal. 2093–109.

Peters, M., Timmerhause, K., and West, R. 2003. Plant Design and Economics For Chemical Engineers. Mc Graw Hill Companies Inc.

Smith, J.M., Van Ness, H.C., & Abbot, M.M., 1987, *Introduction to Chemical Enigineering Thermodynamics*, 5 th ed, Mc Graw Hill Book CompanyInc., New York

Yaws, C.L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. Mc Graw Hill Handbooks. NewYork.

Wallas, S.M *Chemical Process Equipment*. Mc.Graw Hill Koagakusha Company.
Tokyo

LAMPIRAN A

PERANCANGAN REAKTOR

Reaktor-201

Reaktor Esterifikasi

Kode	: R-201
Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi antara methanol dan FFA dengan katalis asam sulfat menjadi metil ester.
Jenis	: Reaktor Tangki Alir Berpengaduk (RATB) dengan jaket pendingin
Bahan	: <i>Stainless Steel SA Grade 3</i>
Bentuk	: Tangki Silinder
Kondisi Operasi	: $T = 60\text{ }^{\circ}\text{C}$ $P = 1\text{ atm}$ Jenis Reaksi = Eksotermis Konversi = 88,30

1. Neraca Massa dan Densitas Reaktor

Komponen yang masuk dalam reaktor

Komponen	BM	Kmol	Massa	Rho (g/mL)	Fv (m ³ /jam)	fraksi massa	rho campuran (kg/L)
TriPalmitin acid	806	0,30	241,78	0,85	0,29	0,22	0,18
TriLinoleic acid	878	0,57	501,21	0,88	0,60	0,45	0,39
Oleic acid	282	0,05	14,59	0,87	0,02	0,01	0,01
CH ₄ O	32	11,07	354,26	0,75	0,42	0,32	0,24
H ₂ SO ₄	98	0,04	3,79	1,79	0,00	0	0,01
H ₂ O	18	0,44	7,98	0,99	0,01	0	0,01
Total masuk			1123,61	6,14	1,34	1	837,60

2. Design Equation

a. Menghitung Kecepatan Alir Volumetrik

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

$$= 1,34 \text{ m}^3/\text{jam}$$

b. Menghitung Konsentrasi

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

$$\text{Total Umpan Mula- mula } C_{ao} = 0,0386 \text{ mol/m}^3$$

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

$$\text{Total Umpan Mula - mula } C_{bo} = 8,2527 \text{ mol/m}^3$$

$$C_a = C_{ao} \times (1 - X)$$

$$\text{Total Umpan Konsentrasi } C_a = 0.0045 \text{ mol/m}^3$$

$$C_b = C_{bo} - (C_{ao} \times X)$$

$$\text{Total Umpan Konsentrasi } C_b = 8,2186 \text{ mol/m}^3$$

3. Menghitung Waktu Tinggal

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

4. Menentukan Volume Reaktor

Input – output + generation – konsumsi = Accumulation

Input – output – konsumsi = 0

Input = output + konsumsi

Dimana :

$$FA_o = FA + (-rA)$$

$$FA_o = FA_o (1-x) + (-rA) V$$

$$FA_o = FA_o - FA_o \cdot x + (-rA) V$$

$$(-rA) V = FA_o - FA_o + FA_o \cdot x$$

$$(-rA) V = FA_o \cdot x$$

Maka :

$$V = \frac{FA_o \cdot X}{(-rA)}$$

$$V = \frac{FA_o \cdot X}{k \cdot Ca}$$

$$V = 1,3386 \text{ m}^3$$

5. Menghitung Dimensi Reaktor

Perancangan reaktor dibuat dengan faktor keamanan sebesar 20%, sehingga volume reaktor menjadi

$$\text{Volume reaktor} = 1,2 \times 1,3386 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume reaktor} = 1,6063 \text{ m}^3$$

Reaktor berbentuk silinder vertikal terdiri dari dinding (*shell*) dan tutup atas serta bawah (*head*) yang berbentuk *torispherical*.

Ditetapkan

D : H = 1 (Brownell,1959)

D = Diameter reaktor H =

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 H \text{ (nilai } D = H, \text{ Perbandingan 1:1)}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 V_{\text{shell}}}{\pi}}$$

D = 1,26 m, atau 49,98 in

H = 1,26 m

$$V_{\text{dish}} = 0,000049 D s^3$$

V dish = 6,12 ft³

$$V_{\text{sf}} = \frac{\pi}{4} D^2 \frac{\text{sf}}{144}$$

Dipilih sf : 2 in

Vsf = 27,24 in³, atau 0,015 ft³

$$V_{\text{Head}} = 2 (V_{\text{Dish}} + V_{\text{sf}})$$

V_{Head} = 12,27 ft³, atau 0,347 m³

$$V_{\text{Reaktor}} = V_{\text{shell}} + V_{\text{Head}}$$

Vreaktor = 1,954 m³

$$V_{\text{Bottom}} = 0,5 V_{\text{Head}}$$

Vbottom = 6,136 ft³, atau 0,173 m³

6. Menghitung Ketinggian Cairan dalam Reaktor

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

$$V_{\text{cairan}} = 1,433 \text{ m}^3$$

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

$$h_{\text{cairan}} = 1,269 \text{ m}$$

7. Menghitung Tekanan Desain

Tekanan operasi = 1 atm atau 14,695 psia

$$P_{\text{Hidrostatic}} = \frac{\rho g h}{g_c}$$

P hidrostatic = 1,5127 psi

P total = 16,2086 psi, Tekanan over design 20%

Maka P desain = 19,450 psi atau 1,318 atm

8. Menghitung Tebal Dinding Reaktor

$$t_s = \frac{P_r}{(fE - 0,6P)} + c$$

Pers. 14.34, Brownell & young, 1959 ; hal 275

Diketahui :

Max allowable stress (f)	=	18750 psi
Efisiensi sambungan (E)	=	85%
Faktor korosi (c)	=	0,125
Jari-jari (r)	=	24,994 in
P desain	=	19,450 psi
Maka ts	=	0,155 in

Berdasarkan tabel 5.6 maka dipilih ts standar adalah 3/16 atau 0,1875 in

9. Menghitung Tebal Head

$$W = \frac{1}{4} (3 + \sqrt{r_c/r_1}) \quad (7.76)$$

$$t = \frac{Pr_c W}{2fE - 0,2p} + c \quad (7.77)$$

(Brownell hal 138, 1959)

$$P = P_{\text{Design}} + P_{\text{Lingkungan}}$$

$$P = 4,754 \text{ psi}$$

$$\text{OD} = \text{ID shell} + 2 \text{ ts}$$

$$\text{OD} = 50,364 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell maka dipilih OD standar sebesar :

$$\text{OD standar} = 54 \text{ in}$$

$$r_{cr} = 3,25 \text{ in}$$

$$r = 54 \text{ in}$$

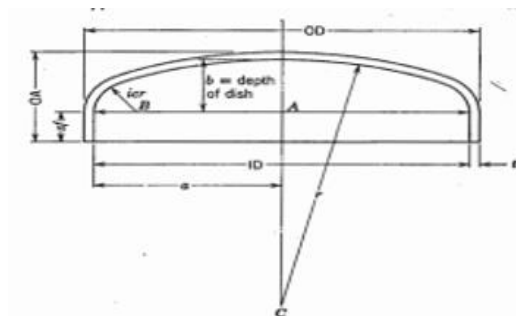
$$W = 0,811 \text{ in}$$

$$t_h = 0,151 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.7 buku brownell, tebal head untuk ukuran 0,151 in mendekati

nilai standar 3/16 atau 0,1875 in

10. Menghitung Tinggi Head



Gambar dimensi pada tutup reaktor

$$a = 24,894 \text{ in}$$

$$b = 8,096843638 \text{ in atau } 0,2056 \text{ m}$$

$$AB = 21,644 \text{ in}$$

$$BC = 50,75 \text{ in}$$

$$AC = 45,90315636 \text{ in}$$

$$OA = 10,24811825 \text{ in atau } 0,2476 \text{ m}$$

Pada tabel 5.4 hal 87 buku Brownell dengan $th \frac{3}{16}$ maka nilai sf nya

$$\text{adalah } 1 \frac{1}{2} - 2$$

$$sf = 2 \text{ in}$$

$$ID = 49,989 \text{ in}$$

$$h_{Reaktor} = 2 h_{head} + h_{shell}$$

$$h \text{ reaktor} = 1,794 \text{ m}$$

11. Menghitung Dimensi Pengaduk

Komponen	BM	Kmol	Massa	xi	miu (cP)	xi.miu
TriPalmitin acid	806	0.3000	241.7831	0.2152	9.5454	2.0540
TriLinoleic acid	878	0.5708	501.2059	0.4461	13.1542	5.8677
Oleic acid	282	0.0061	1.7066	0.0015	10.3310	0.0157
CH4O	32	11.0250	352.7994	0.3140	0.3572	0.1121
H2SO4	98	0.0387	3.7879	0.0034	6.9267	0.0234
H2O	18	0.4893	8.8069	0.0078	0.4671	0.0037
M-Oleate	296	0.0457	13.5195	0.0120	2.4801	0.0298
Total Keluar			1123.6094	1.0000		8.1064

$$\text{Viskositas campuran} = 8,106 \text{ cP atau } 0,0081 \text{ Ns/m}^2$$

Dari data viskositas dan berdasarkan gambar 10.57 hal 472, Coulson digunakan pengaduk jenis turbin

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

Diameter pengaduk (D_i) = $ID/3$	=	0,423 m
Tinggi pengaduk (W) = $D_i/5$	=	0,084 m
Lebar pengaduk (L) $D_i/4$	=	0,105 m
Lebar baffle (B) = $ID/12$	=	0,105 m
Jarak pengaduk dengan dasar tangki (E)	=	0,423 m
Tinggi cairan (Z_L)	=	1,269 m

12. Menghitung Kecepatan Pengaduk

$$N = \frac{600}{\pi D_i} \sqrt{\frac{WELH}{2D_i}}, WELH = Z_L \times Sg$$

Dimana:

N = kecepatan putar pengaduk, rpm

d = diameter pengaduk, ft

Z_L = tinggi cairan dalam tangki, m

Sg = specific gravity

$WELH$ = Water Equivalent Liquid Height, ft

Sg (specific gravity) = $\rho_{\text{cairan}}/\rho_{\text{air}}$

Sg = 0,837

$WELH$ = 1,063 m atau 3,489 ft

N = 154 rpm atau 2,570 rps

13. Menghitung Power Pengaduk

$$P = \frac{N_p \rho N^3 D_i^5}{g_c}$$

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

Rho	=	Densitas campuran	=	52,266 lb/ft ³
N	=	Kecepatan putar pengaduk	=	2,570 rps
Di	=	Diameter pengaduk	=	1,388 ft
gc	=	Gravitasi	=	32,2 ft.lbm/s ² .lbf
miu	=	Viskositas campuran	=	0,0054 lb/ft.s

NRe (Reynold number) = 47559,713

Np = 6

P = 854,239 ft.lb/s atau 1,553 Hp

Efisiensi daya motor adalah kurang lebih 83%

Daya motor = 1,871 Hp

Dipilih standarisasi daya = 2 Hp

Pemilihan Curve		
S1 (Di/ID)	=	0,333
S2 (E/ID)	=	0,333
S3 (L/Di)	=	0,25
S4 (W/Di)	=	0,2
S5 (B/ID)	=	0,083
S6 (H/ID)	=	1
Jumlah baffle	=	4
Curve	=	A

14. Jaket Pendingin

Neraca Panas di Reaktor

Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH in (kj/jam)	ΔH out (kj/jam)
TriPalmitin acid	6937,339036	6937,339036
TriLinoleic acid	12266,29946	12266,29946

Oleic acid	1257,74411	147,1560609
CH ₄ O	31602,98859	31472,60479
H ₂ SO ₄	385,3730963	385,3730963
H ₂ O	1170,546921	1290,859399
M-Oleate	0	638,4439886
TOTAL	53620,29121	53138,07583

$Q_{in} > Q_{out}$ Reaktor sehingga diperlukan pendingin. Kebutuhan pendingin yang digunakan berupa water

$$T_1 = 30^{\circ}\text{C} = 86^{\circ}\text{F} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_2 = 45^{\circ}\text{C} = 113^{\circ}\text{F} = 318,15 \text{ K}$$

a. Sifat fisis air

$$C_p \text{ (Kapasitas Panas Larutan)} = 2,07 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F}$$

$$\rho \text{ (Densitas)} = 1018,27 \text{ kg/m}^3 = 63,54 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ (Viskositas)} = 51,20 \text{ cP} = 12,38 \text{ lb/ft.jam}$$

$$k \text{ (Konduktivitas)} = 5,19 \text{ Btu/jam.ft. }^{\circ}\text{F}$$

b. Kebutuhan air pendingin

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

$$Q = 8556,8817 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H = 62,9 \text{ kJ/kg}$$

$$m = 136,039 \text{ kg/jam}$$

c. Menghitung ΔT LMTD

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)}$$

Diketahui :

$$\Delta T_1 = 27$$

$$\Delta T_2 = 54$$

$$\text{Maka, } \Delta T \text{ LMTD} = 104,9055 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dari tabel.8 Kern didapatkan Overall heat transfer UD Nilai UD untuk heavy organics (hot) dan air (cold) sebesar 5-75 btu/ft².F untuk (*Heavy Organics*)

$$\text{Viskositas} = 8.1023 \text{ cP}$$

$$\text{Maka, } U_d = 75 \text{ btu/ft}^2.\text{F}$$

d. Menentukan Jenis Pendingin

$$D_o = 54 \text{ in}$$

$$H_s = 49,9824 \text{ in}$$

$$A = (\pi \cdot D_o \cdot H_s) + \frac{\pi}{4} D_o^2$$

$$\text{Maka, } A = 74,7499 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan panas yang dibutuhkan :

Luas transfer panas

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T}$$

$$\text{Maka, } A = 1,0308 \text{ ft}^2$$

Luas selubung

$$A^\theta = \pi \cdot D_R \cdot h_R + \frac{1}{4} \pi \cdot D_R^2$$

$$\text{Maka, } A^\theta = 90,6119 \text{ ft}^2$$

Jika luas transfer panas (A) < luas selubung = menggunakan pendingin jacket

Jika luas transfer panas (A) > luas selubung = menggunakan pendingin coil

Maka dipilih jacket sebagai pendingin reaktor untuk menjaga suhu tetap stabil

e. Menghitung Diameter Jacket

$$\text{ID jacket} = \text{OD shell} + 2 \times T_j$$

Maka, ID jacket = 58 in

f. Menghitung Tebal Jacket

$$t_s = \frac{P_r}{(fE - 0,6P)} + c$$

Maka, $t_s = 0,1555$ in

Berdasarkan tabel 5.6 Brownell (1959), maka dipilih t_s standar adalah 3/16

atau 0,1875 in.

g. Menghitung Tebal Head Jacket

$$W = \frac{1}{4} (3 + \sqrt{r_c/r_1}) \quad (7.76)$$

$$t = \frac{Pr_c W}{2fE - 0,2p} + c \quad (7.77)$$

(Brownell hal 138, 1959)

$$P = P_{\text{Design}} + P_{\text{Lingkungan}}$$

$P = 4,7611$ psi

$$\text{OD} = \text{ID shell} + 2 t_s$$

$\text{OD} = 58,375$ in

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell maka dipilih OD standar sebesar :

OD standar = 60 in

rcr = 3,625 in

r = 60 in

W = 0,8114 in

th = 0,1254 in

Berdasarkan tabel 5.7 buku brownell, tebal head untuk ukuran 0,1254 in mendekati nilai standar 3/16 atau 0,1875 in

h. Menghitung Tinggi Head Jacket

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - (icr)$$

$$BC = r - (icr)$$

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

$$OA = t + b + sf$$

a = 29,8125 in

b = 10,0765 in

AB = 26,1875 in

BC = 56,3750 in

AC = 49,9235 in

$$OA = 12,2640$$

i. Menentukan Tinggi Total Jacket

$$H_{total} = H_{cairan} - H_{head}$$

$$\text{Maka, } H_{total} = 1,5811 \text{ m}$$

j. Menghitung Luas Transfer Panas Jacket

$$\text{Volume Pemanas} = \text{Luas selimut} \times \text{Tebal jacket}$$

(Brownell & Young, 5.12, P88)

$$D_{e1} = OD + \frac{OD}{42} + (2 \times sf) + \frac{2}{3} icr$$

$$\text{Maka, } D_{e1} = 1,7233 \text{ m}$$

$$D_{e2} = (OD - th) + \frac{(OD - th)}{42} + (2 \times sf) + \frac{2}{3} icr$$

$$\text{Maka, } D_{e2} = 1,7184 \text{ m}$$

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

$$A_1 = 18953,8976 \text{ in}^2$$

$$A_2 = 18876,41298 \text{ in}^2$$

$$\text{Maka, Luas yang dialiri hot/cold fluid} = 77,4847 \text{ in}^2$$

k. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas antara Reaktor dan Jacket

$$\frac{h_i D_i}{k} = 0,36 \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{C \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_{10}} \right)^{0,14}$$

(Kern, 1965. Pers 20.1)

Maka $h_i = 581,2267 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{F}$

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

$$h_o = 0,87 \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{L p^2 N \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{C p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,4}$$

(Pers. 6.5 Kern, Page : 105)

Maka, $H_{io} = 523,1041 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{f}$

$h_o = 98,1482 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{f}$

1. Menghitung Clean Overall Coefficient (UC) dan Designed Overall Coefficients (Ud)

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

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

$U_c = 82,6423 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{f}$

$U_d = 66,2237 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{f}$

$R_d = 0,0030$

Reaktor-202

Reaktor Tranesterifikasi

Kode : R-202

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi antara metanol dan Trigliserida dengan katalis natrium hidroksida menjadi metil ester dan gliserol.

Jenis : Reaktor Tangki Alir Berpengaduk (RATB) dengan jaket pendingin

Bahan : *Stainless Steel SA Grade 3 Type 204*

Bentuk : Tangki Silinder

Kondisi Operasi :

T = 60 °C

P = 1 atm

Jenis Reaksi = Eksotermis

Konversi = 70,52 %

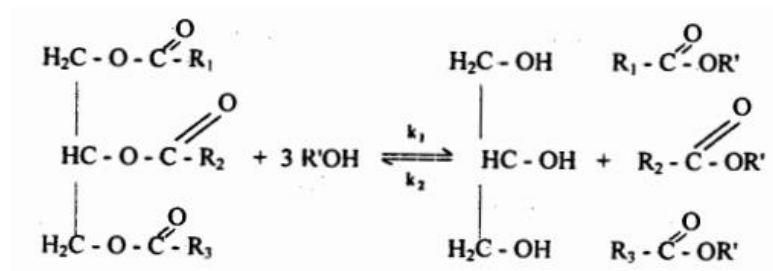
1. Neraca Massa dan Densitas Reaktor

Komponen yang masuk dalam reaktor

Komponen	BM	Kmol	Massa	Rho (kg/L)	Fv (m ³ /jam)	fraksi massa	rho campuran
TriPalmitin acid	806	0.3000	241.7831	0.8539	0.3018	0.1138	97.1795

TriLinoleic acid	878	0.5708	501.2059	0.8784	0.6256	0.2359	207.2254
Oleic acid	282	0.0061	1.7066	0.8661	0.0021	0.0008	0.6957
CH4O	32	41.5150	1328.4797	0.7539	1.6581	0.6253	471.4393
NAOH	40	0.0947	3.7879	1.8962	0.0047	0.0018	3.3808
H2O	18	1.8886	33.9949	0.9948	0.0424	0.0160	15.9185
M-Oleate	296	0.0457	13.5195	0.8453	0.0169	0.0064	5.3789
Total Masuk			2124.4777		2.6516	1.0000	801.2182

Reaksi :



2. Design Equation

a. Menghitung Kecepatan Alir Volumetrik

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

$$= 2,6516 \text{ m}^3/\text{jam}$$

b. Menghitung Konsentrasi

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

$$\text{Total Umpan Mula- mula } C_{ao} = 0,1131 \text{ mol/m}^3$$

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

$$\text{Total Umpan Mula - mula } C_{bo} = 15,6568 \text{ mol/m}^3$$

$$C_a = C_{ao} \times (1 - X)$$

$$\text{Total Umpan Konsentrasi } C_a = 0.0232 \text{ mol/m}^3$$

$$C_b = C_{bo} - (C_{ao} \times X)$$

$$\text{Total Umpan Konsentrasi } C_b = 15.5769 \text{ mol/m}^3$$

3. Menghitung Waktu Tinggal

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

Waktu tinggal = 60,1950 menit

4. Menentukan Volume Reaktor

Input – output + generation – konsumsi = Accumulation

Input – output – konsumsi = 0

Input = output + konsumsi

Dimana :

$$F_{Ao} = F_A + (-r_A)V$$

$$F_{Ao} = F_{Ao}(1-x) + (-r_A)V$$

$$F_{Ao} = F_{Ao} - F_{Ao}x + (-r_A)V$$

$$(-r_A)V = F_{Ao} - F_{Ao} + F_{Ao}x$$

$$(-r_A)V = F_{Ao}x$$

Maka :

$$V = \frac{FA_o \cdot X}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{FA_o \cdot X}{k \cdot C_a}$$

ataupun bisa juga menggunakan rumus : $Fv \cdot \tau$

$$Fv \cdot \tau = 2,652 \text{ m}^3$$

5. Menghitung Dimensi Reaktor

Perancangan reaktor dibuat dengan faktor keamanan sebesar 20%, sehingga volume reaktor menjadi

Volume reaktor yang digunakan adalah volume yang telah di optimasi

$$\text{Volume reaktor} = 1,2 \times 0,6397 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume reaktor} = 0,7676 \text{ m}^3$$

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

Ditetapkan

$$D : H = 1 \text{ (Brownell, 1959)}$$

D = Diameter reaktor H =

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 H \text{ (nilai } D = H, \text{ Perbandingan 1:1)}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 V_{\text{shell}}}{\pi}}$$

$$D = 0,9926 \text{ m, atau } 39,0786 \text{ in}$$

$$H = 0,9926 \text{ m}$$

$$V_{\text{dish}} = 0,000049 D_s^3$$

$$V_{\text{dish}} = 2,9242 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{sf}} = \frac{\pi}{4} D^2 \frac{\text{sf}}{144}$$

Dipilih sf : 2 in

$$V_{sf} = 16,65 \text{ in}^3, \text{ atau } 0,0096 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{Head}} = 2 (V_{\text{Dish}} + V_{sf})$$

$$V_{\text{Head}} = 5,8677 \text{ ft}^3, \text{ atau } 0,1661 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{Reaktor}} = V_{\text{shell}} + V_{\text{Head}}$$

$$V_{\text{reaktor}} = 0,9339 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{Bottom}} = 0,5 V_{\text{Head}}$$

$$V_{\text{bottom}} = 2,9338 \text{ ft}^3, \text{ atau } 0,083 \text{ m}^3$$

6. Menghitung Ketinggian Cairan dalam Reaktor

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

$$V_{\text{cairan}} = 0,6846 \text{ m}^3$$

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

$$h_{\text{cairan}} = 0,9926 \text{ m}$$

7. Menghitung Tekanan Desain

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm atau } 14,695 \text{ psia}$$

$$P_{\text{Hidrostatic}} = \frac{\rho g h}{g_c}$$

$$P_{\text{hidrostatic}} = 1,1311 \text{ psi}$$

$$P_{\text{total}} = 15,8271 \text{ psi, Tekanan over design } 20\%$$

Maka P desain = 18,9925 psi atau 1,318 atm

8. Menghitung Tebal Dinding Reaktor

$$ts = \frac{P_r}{(fE - 0,6P)} + c$$

Pers. 14.34, Brownell & young, 1959 ; hal 275

Diketahui :

Max allowable stress (f)	=	18750 psi
Efisiensi sambungan (E)	=	85%
Faktor korosi (c)	=	0,125
Jari-jari (r)	=	19,5393 in
P desain	=	18,9925 psi
Maka ts	=	0,1483 in

Berdasarkan tabel 5.6 maka dipilih ts standar adalah 3/16 atau 0,1875 in

9. Menghitung Tebal Head

$$W = \frac{1}{4} (3 + \sqrt{r_c/r_1}) \quad (7.76)$$

$$t = \frac{Pr_c W}{2fE - 0,2p} + c \quad (7.77)$$

(Brownell hal 138, 1959)

$$P = P_{\text{Design}} + P_{\text{Lingkungan}}$$

$$P = 4,2965 \text{ psi}$$

$$OD = ID_{\text{shell}} + 2 ts$$

$$OD = 39,453 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell maka dipilih OD standar sebesar :

$$OD_{\text{standar}} = 40 \text{ in}$$

$$i_{cr} = 2,5 \text{ in}$$

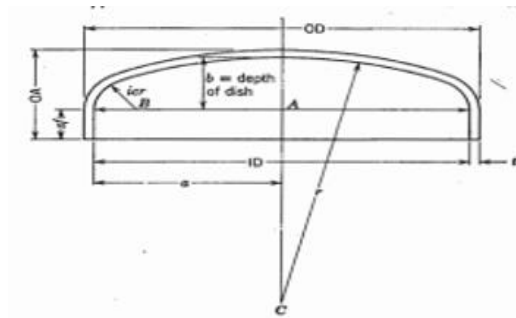
$$r = 40 \text{ in}$$

$$W = 0,8125 \text{ in}$$

$$th = 0,1257 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.7 buku brownell, tebal head untuk ukuran 0,1257 in mendekati nilai standar 3/16 atau 0,1875 in

10. Menghitung Tinggi Head



Gambar dimensi pada tutup reaktor

$$a = 19,5393 \text{ in}$$

$$b = 6,5947 \text{ in}$$

$$AB = 17,039 \text{ in}$$

$$BC = 37,5 \text{ in}$$

$$AC = 33,405 \text{ in}$$

$$OA = 8,7822 \text{ in}$$

Pada tabel 5.4 hal 87 buku Brownell dengan th 3/16 maka nilai sf nya

$$\text{adalah } 1 \frac{1}{2} - 2$$

$$sf = 2 \text{ in}$$

$$ID = 39,078 \text{ in}$$

$$h_{Reaktor} = 2 h_{head} + h_{shell}$$

$$h_{reaktor} = 1,4387 \text{ m}$$

11. Menghitung Dimensi Pengaduk

Komponen	BM	Kmol	Massa	xi	miu (cP)	xi.miu
TriPalmitin acid	806	0.0884	71.2875	0.0336	9.5454	0.3203
TriLinoleic acid	878	0.1683	147.7758	0.0696	13.1542	0.9150
Oleic acid	282	0.0061	1.7066	0.0008	10.3310	0.0083
CH4O	32	39.6728	1269.5286	0.5976	0.3572	0.2134
NAOH	40	0.0947	3.7879	0.0018	669.1486	1.1931
H2O	18	1.8886	33.9949	0.0160	0.4671	0.0075
M-Oleate	296	0.0457	13.5195	0.0064	2.4801	0.0158
M-Palmitate	810	0.2115	171.3418	0.0807	2.4801	0.2000
M-Linoleate	882	0.4025	355.0403	0.1671	2.4801	0.4145
C3H8O3	92	0.6141	56.4947	0.0266	94.7142	2.5187
Total Keluar			2124.4777	1.0000		5.8065

$$\text{Viskositas campuran} = 5,8065 \text{ cP atau } 0,0058 \text{ Ns/m}^2$$

Dari data viskositas dan berdasarkan gambar 10.57 hal 472, Coulson digunakan pengaduk jenis turbin

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

$$\text{Diameter pengaduk (Di)} = ID/3 = 0,3309 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi pengaduk (W)} = Di/5 = 0,0661 \text{ m}$$

$$\text{Lebar pengaduk (L)} = Di/4 = 0,0827 \text{ m}$$

Lebar baffle (B) = ID/12	=	0,0827 m
Jarak pengaduk dengan dasar tangki (E)	=	0,3309 m
Tinggi cairan (ZL)	=	0,9926 m

12. Menghitung Kecepatan Pengaduk

$$N = \frac{600}{\pi Di} \sqrt{\frac{WELH}{2Di}}, WELH = Z_L \times Sg$$

Dimana:
 N = kecepatan putar pengaduk, rpm
 d = diameter pengaduk, ft
 Z_L = tinggi cairan dalam tangki, m
 Sg = *specific gravity*
 WELH = *Water Equivalent Liquid Height*, ft

Sg (specific gravity) = rho cairan/rho air

Sg = 0,8012

WELH = 0,7952 m atau 2,6092 ft

N = 193 rpm atau 3,2162 rps

13. Menghitung Power Pengaduk

$$P = \frac{N_p \rho N^3 D_i^5}{g_c}$$

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

Rho	=	Densitas campuran	=	49,9960 lb/ft ³
N	=	Kecepatan putar pengaduk	=	3,2162 rps
Di	=	Diameter pengaduk	=	1,0855 ft
gc	=	Gravitasi	=	32,2 ft.lbm/s ² .lbf
miu	=	Viskositas campuran	=	0,0039 lb/ft.s

NRe (Reynold number) = 48560,0269

Np = 6

$$P = 467,1734 \text{ ft.lb/s atau } 0,8493 \text{ Hp}$$

Efisiensi daya motor adalah kurang lebih 83%

$$\text{Daya motor} = 1,0485 \text{ Hp}$$

Dipilih standarisasi daya = 1 Hp

Pemilihan Curve		
S1 (Di/ID)	=	0,333
S2 (E/ID)	=	0,333
S3 (L/Di)	=	0,25
S4 (W/Di)	=	0,2
S5 (B/ID)	=	0,083
S6 (H/ID)	=	1
Jumlah baffle	=	4
Curve	=	A

14. Jaket Pendingin

Neraca Panas di Reaktor

Komponen	Masuk	Keluar
	$\Delta H \text{ in (kJ/jam)}$	$\Delta H \text{ out (kJ/jam)}$
TriPalmitin acid	6937.3390	40.9082
TriLinoleic acid	12266.2995	72.3320
Oleic acid	147.1561	147.1561
CH ₄ O	118511.3073	111097.5173
H ₂ SO ₄	284.0322	284.0322
H ₂ O	4974.8912	4974.8912
M-Oleate	638.4440	638.4440
M-Palmitate	0.0000	4168.4673
M-Linoleate	0.0000	7932.4472
C ₃ H ₈ O ₃	0.0000	7989.7672
TOTAL	143759.4693	137345.9628

$Q_{in} > Q_{out}$ Reaktor sehingga diperlukan pendingin. Kebutuhan pendingin

yang digunakan berupa water

$$T_1 = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_2 = 45^\circ\text{C} = 113^\circ\text{F} = 318,15 \text{ K}$$

a. Sifat fisis air

$$C_p \text{ (Kapasitas Panas Larutan)} = 2,07 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$\rho \text{ (Densitas)} = 1018,27 \text{ kg/m}^3 = 63,54 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ (Viskositas)} = 51,20 \text{ cP} = 12,38 \text{ lb/ft.jam}$$

$$k \text{ (Konduktivitas)} = 5,19 \text{ Btu/jam.ft. }^\circ\text{F}$$

b. Kebutuhan air pendingin

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

$$Q = 91034,424 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H = 62,9 \text{ kJ/kg}$$

$$m = 1447,288 \text{ kg/jam}$$

c. Menghitung ΔT LMTD

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)}$$

Diketahui :

$$\Delta T_1 = 27$$

$$\Delta T_2 = 54$$

$$\text{Maka, } \Delta T \text{ LMTD} = 104,9055 ^\circ\text{F}$$

Dari tabel.8 Kern didapatkan Overall heat transfer UD Nilai UD untuk heavy organics (hot) dan air (cold) sebesar 5-75 btu/ft².F untuk (*Heavy Organics*)

Viskositas = 5,8065 cP

Maka, $U_d = 75 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{F}$

d. Menentukan Jenis Pendingin

$D_o = 40 \text{ in}$

$H_s = 39,0786 \text{ in}$

$$A = (\pi \cdot D_o \cdot H_s) + \frac{\pi}{4} D_o^2$$

Maka, $A = 42,8071 \text{ ft}^2$

Luas perpindahan panas yang dibutuhkan :

Luas transfer panas

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T}$$

Maka, $A = 10,9665 \text{ ft}^2$

Luas selubung

$$A^\theta = \pi \cdot D_R \cdot h_R + \frac{1}{4} \pi \cdot D_R^2$$

Maka, $A^\theta = 56,5921 \text{ ft}^2$

Jika luas transfer panas (A) < luas selubung = menggunakan pendingin jacket

Jika luas transfer panas (A) > luas selubung = menggunakan pendingin coil

Maka dipilih jacket sebagai pendingin reaktor untuk menjaga suhu tetap stabil

e. Menghitung Diameter Jacket

$$\text{ID jaket} = \text{OD shell} + 2 \times T_j$$

Maka, ID jaket = 44 in

f. Menghitung Tebal Jaket

$$t_s = \frac{P_r}{(fE - 0,6P)} + c$$

Maka, $t_s = 0,1483$ in

Berdasarkan tabel 5.6 Brownell (1959), maka dipilih t_s standar adalah 3/16 atau 0,1875 in.

g. Menghitung Tebal Head Jaket

$$W = \frac{1}{4} (3 + \sqrt{r_c/r_1}) \quad (7.76)$$

$$t = \frac{Pr_c W}{2fE - 0,2p} + c \quad (7.77)$$

(Brownell hal 138, 1959)

$$P = P_{\text{Design}} + P_{\text{Lingkungan}}$$

$P = 4,2966$ psi

$$OD = ID_{\text{shell}} + 2 t_s$$

$OD = 44,375$ in

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell maka dipilih OD standar sebesar :

OD standar = 48 in

icr = 3 in

r = 48 in

$W = 0,8125$ in

$t_h = 0,1253$ in

Berdasarkan tabel 5.7 buku brownell, tebal head untuk ukuran 0,1253 in mendekati nilai standar 3/16 atau 0,1875 in

h. Menghitung Tinggi Head Jaket

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - (icr)$$

$$BC = r - (icr)$$

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

$$OA = t + b + sf$$

$$a = 23,8125 \text{ in}$$

$$b = 8,1021 \text{ in}$$

$$AB = 20,8125 \text{ in}$$

$$BC = 45,0000 \text{ in}$$

$$AC = 39,8979 \text{ in}$$

$$OA = 10,2896 \text{ in}$$

i. Menentukan Tinggi Total Jaket

$$H \text{ total} = H \text{ cairan} - H \text{ head}$$

$$\text{Maka, } H \text{ total} = 1,2540 \text{ m}$$

j. Menghitung Luas Transfer Panas Jaket

Volume Pemanas = Luas selimut x Tebal jaket

(Brownell & Young, 5.12, P88)

$$D_{e1} = OD + \frac{OD}{42} + (2 \times sf) + \frac{2}{3} icr$$

Maka, $De_1 = 1,4006 \text{ m}$

$$D_{e2} = (OD - th) + \frac{(OD - th)}{42} + (2 \times sf) + \frac{2}{3} icr$$

Maka, $De_2 = 1,3957 \text{ m}$

$$A_{total \text{ jaket}} = A_{shell} + A_{head}$$

$$A_1 = 12214,7384 \text{ in}^2$$

$$A_2 = 12152,4923 \text{ in}^2$$

Maka, Luas yang dialiri hot/cold fluid = 62,2460 in²

k. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas antara Reaktor dan Jaket

$$\frac{h_i D_i}{k} = 0,36 \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{C \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_{10}} \right)^{0,14}$$

(Kern, 1965. Pers 20.1)

Maka $h_i = 835,2036 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{F}$

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

$$h_o = 0,87 \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{L p^2 N \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{C p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,4}$$

(Pers. 6.5 Kern, Page : 105)

Maka, $H_{io} = 696,0030 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{f}$

$h_o = 99,7827 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{f}$

I. Menghitung Clean Overall Coefficient (UC) dan Designed Overall Coefficients (Ud)

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

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

$U_c = 87,2710 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{f}$

$U_d = 69,1632 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{f}$

$R_d = 0,0030$

Reaktor-203

Reaktor Tranesterifikasi

Kode : R-203

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi antara metanol dan Trigliserida dengan katalis natrium hidroksida menjadi metil ester dan gliserol.

Jenis : Reaktor Tangki Alir Berpengaduk (RATB) dengan

jaket pendingin

Bahan : *Stainless Steel SA Grade 3 Type 204*

Bentuk : Tangki Silinder

Kondisi Operasi :

T = 60 °C

P = 1 atm

Jenis Reaksi = Eksotermis

Konversi = 92,93 %

1. Neraca Massa dan Densitas Reaktor

Komponen yang masuk dalam reaktor

Komponen	BM	Kmol	Massa	Rho (kg/L)	Fv (m ³ /jam)	fraksi massa	rho campuran
TriPalmitin acid	806	0.0884	71.2875	853.8880	0.0882	0.0336	28.6525
TriLinoleic acid	878	0.1683	147.7758	878.3730	0.1829	0.0696	61.0984
Oleic acid	282	0.0061	1.7066	866.0544	0.0021	0.0008	0.6957
CH ₄ O	32	39.6728	1269.5286	753.9162	1.5713	0.5976	450.5193
NAOH	40	0.0947	3.7879	1896.1742	0.0047	0.0018	3.3808
H ₂ O	18	1.8886	33.9949	994.8078	0.0421	0.0160	15.9185
M-Oleate	296	0.0457	13.5195	845.2504	0.0167	0.0064	5.3789
M-Palmitat	810	0.2115	171.3418	845.2504	0.2121	0.0807	68.1705
M-Linoleat	882	0.4025	355.0403	845.2504	0.4394	0.1671	141.2573
C ₃ H ₈ O ₃	92	0.6141	56.4947	1235.5848	0.0699	0.0266	32.8570
Totak masuk	0.000	0.0000	2124.4777		2.6295	1.0000	807.9290

Reaksi :

2. Design Equation

a. Menghitung Kecepatan Alir Volumetrik

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

$$= 2,6524 \text{ m}^3/\text{jam}$$

b. Menghitung Konsentrasi

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

$$\text{Total Umpan Mula- mula } C_{ao} = 0,1131 \text{ mol/m}^3$$

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

$$\text{Total Umpan Mula - mula } C_{bo} = 15,6568 \text{ mol/m}^3$$

$$C_a = C_{ao} \times (1 - X)$$

$$\text{Total Umpan Konsentrasi } C_a = 0,0232 \text{ mol/m}^3$$

$$C_b = C_{bo} - (C_{ao} \times X)$$

$$\text{Total Umpan Konsentrasi } C_b = 15,5517 \text{ mol/m}^3$$

3. Menghitung Waktu Tinggal

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

Waktu tinggal = 60,1950 menit

4. Menentukan Volume Reaktor

Input – output + generation – konsumsi = Accumulation

Input – output – konsumsi = 0

Input = output + konsumsi

Dimana :

$FA_o = FA + (-r_A)$

$FA_o = FA_o(1-x) + (-r_A) V$

$FA_o = FA_o - FA_o \cdot x + (-r_A) V$

$(-r_A) V = FA_o - FA_o + FA_o \cdot x$

$(-r_A) V = FA_o \cdot x$

Maka :

$$V = \frac{FA_o \cdot X}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{FA_o \cdot X}{k \cdot Ca}$$

ataupun bisa juga menggunakan rumus : $Fv * \tau$

$$Fv * \tau = 2,652 \text{ m}^3$$

5. Menghitung Dimensi Reaktor

Perancangan reaktor dibuat dengan faktor keamanan sebesar 20%, sehingga volume reaktor menjadi

Volume reaktor yang digunakan adalah volume yang telah di optimasi

Volume reaktor = $1,2 \times 0,6397 \text{ m}^3$

Volume reaktor = $0,7676 \text{ m}^3$

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

Ditetapkan

D : H = 1 (Brownell,1959)

D = Diameter reaktor H =

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 H \text{ (nilai } D = H, \text{ Perbandingan 1:1)}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 V_{\text{shell}}}{\pi}}$$

D = 0,9926 m, atau 39,0786 in

H = 0,9926 m

$$V_{\text{dish}} = 0,000049 D_s^3$$

$$V_{\text{dish}} = 2,9242 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{sf}} = \frac{\pi}{4} D^2 \frac{\text{sf}}{144}$$

Dipilih sf : 2 in

$$V_{\text{sf}} = 16,65 \text{ in}^3, \text{ atau } 0,0096 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{Head}} = 2 (V_{\text{Dish}} + V_{\text{sf}})$$

$$V_{\text{Head}} = 5,8677 \text{ ft}^3, \text{ atau } 0,1661 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{Reaktor}} = V_{\text{shell}} + V_{\text{Head}}$$

$$V_{\text{reaktor}} = 0,9339 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{Bottom}} = 0,5 V_{\text{Head}}$$

$$V_{\text{bottom}} = 2,9339 \text{ ft}^3, \text{ atau } 0,083 \text{ m}^3$$

6. Menghitung Ketinggian Cairan dalam Reaktor

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

$$V_{\text{cairan}} = 0,6846 \text{ m}^3$$

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

$$h_{\text{cairan}} = 0,9926 \text{ m}$$

7. Menghitung Tekanan Desain

Tekanan operasi = 1 atm atau 14,695 psia

$$P_{\text{Hidrostatic}} = \frac{\rho g h}{g_c}$$

P hidrostatic = 1,5127 psi

P total = 16,2086 psi, Tekanan over design 20%

Maka P desain = 19,0039 psi atau 1,318 atm

8. Menghitung Tebal Dinding Reaktor

$$ts = \frac{P_r}{(fE - 0,6P)} + c$$

Pers. 14.34, Brownell & young, 1959 ; hal 275

Diketahui :

Max allowable stress (f)	=	18750 psi
Efisiensi sambungan (E)	=	85%
Faktor korosi (c)	=	0,125
Jari-jari (r)	=	19,5393 in
P desain	=	19,0039 psi
Maka ts	=	0,1483 in

Berdasarkan tabel 5.6 maka dipilih ts standar adalah 3/16 atau 0,1875 in

9. Menghitung Tebal Head

$$W = \frac{1}{4} (3 + \sqrt{r_c/r_1}) \quad (7.76)$$

$$t = \frac{Pr_c W}{2fE - 0,2p} + c \quad (7.77)$$

(Brownell hal 138, 1959)

$$P = P_{\text{Design}} + P_{\text{Lingkungan}}$$

$$P = 4,3079 \text{ psi}$$

$$\text{OD} = \text{ID shell} + 2 \text{ ts}$$

$$\text{OD} = 39,453 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell maka dipilih OD standar sebesar :

$$\text{OD standar} = 40 \text{ in}$$

$$r_{cr} = 2,5 \text{ in}$$

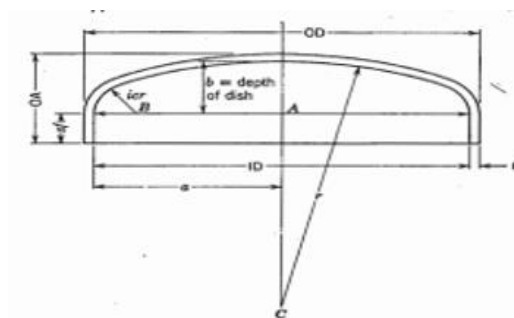
$$r = 40 \text{ in}$$

$$W = 0,8125 \text{ in}$$

$$t_h = 0,1257 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.7 buku brownell, tebal head untuk ukuran 0,1257 in mendekati nilai standar 3/16 atau 0,1875 in

10. Menghitung Tinggi Head



Gambar dimensi pada tutup reaktor

$$a = 19,539 \text{ in}$$

$$b = 6,5947 \text{ in}$$

$$AB = 17,039 \text{ in}$$

$$BC = 37,5 \text{ in}$$

$$AC = 33,405 \text{ in}$$

$$OA = 8,7822 \text{ in}$$

Pada tabel 5.4 hal 87 buku Brownell dengan $th \frac{3}{16}$ maka nilai sf nya

$$\text{adalah } 1 \frac{1}{2} - 2$$

$$sf = 2 \text{ in}$$

$$ID = 39,0786 \text{ in}$$

$$h_{Reaktor} = 2 h_{head} + h_{shell}$$

$$h \text{ reaktor} = 1,4387 \text{ m}$$

11. Menghitung Dimensi Pengaduk

Komponen	BM	Kmol	Massa	xi	miu (cP)	xi.miu
TriPalmitin acid	806	0.0018	1.4257	0.0007	9.5454	0.0064
TriLinoleic acid	878	0.0034	2.9555	0.0014	13.1542	0.0183
Oleic acid	282	0.0061	1.7066	0.0008	10.3310	0.0083
CH4O	32	38.9179	1245.3731	0.5862	0.3572	0.2094
NAOH	40	0.0947	3.7879	0.0018	669.1486	1.1931
H2O	18	1.8886	33.9949	0.0160	0.4671	0.0075
M-Oleate	296	0.0457	13.5195	0.0064	2.4801	0.0158
M-Palmitate	810	0.2982	241.5502	0.1137	2.4801	0.2820
M-Linoleate	882	0.5675	500.5204	0.2356	2.4801	0.5843
C3H8O3	92	0.8657	79.6438	0.0375	94.7142	3.5507

Total Keluar	2124.4777	1.0000		5.8757
--------------	-----------	--------	--	--------

Viskositas campuran = 5,8757 cP atau 0,0058 Ns/m²

Dari data viskositas dan berdasarkan gambar 10.57 hal 472, Coulson digunakan pengaduk jenis turbin

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

Diameter pengaduk (Di) = ID/3	=	0,3309 m
Tinggi pengaduk (W) = Di/5	=	0,0661 m
Lebar pengaduk (L) Di/4	=	0,0827 m
Lebar baffle (B) = ID/12	=	0,0827 m
Jarak pengaduk dengan dasar tangki (E)	=	0,3309 m
Tinggi cairan (ZL)	=	0,9226 m

12. Menghitung Kecepatan Pengaduk

$$N = \frac{600}{\pi Di} \sqrt{\frac{WELH}{2Di}}, WELH = Z_L \times Sg$$

Dimana:

N = kecepatan putar pengaduk, rpm

d = diameter pengaduk, ft

Z_L = tinggi cairan dalam tangki, m

Sg = specific gravity

WELH = Water Equivalent Liquid Height, ft

Sg (specific gravity) = rho cairan/rho air

Sg = 0,8079

WELH = 0,8019 m atau 2,6310 ft

N = 194 rpm atau 3,2297 rps

13. Menghitung Power Pengaduk

$$P = \frac{N_p \rho N^3 D_i^5}{g_c}$$

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

Rho	=	Densitas campuran	=	50,4147 lb/ft ³
N	=	Kecepatan putar pengaduk	=	3,2297 rps
Di	=	Diameter pengaduk	=	1,0855 ft
gc	=	Gravitasi	=	32,2 ft.lbm/s ² .lbf
miu	=	Viskositas campuran	=	0,0039 lb/ft.s

NRe (Reynold number) = 48592,3762

Np = 6

P = 477,0173 ft.lb/s atau 0,8672 Hp

Efisiensi daya motor adalah kurang lebih 83%

Daya motor = 1,0706 Hp

Dipilih standarisasi daya = 1 Hp

Pemilihan Curve		
S1 (Di/ID)	=	0,333
S2 (E/ID)	=	0,333
S3 (L/Di)	=	0,25
S4 (W/Di)	=	0,2
S5 (B/ID)	=	0,083
S6 (H/ID)	=	1
Jumlah baffle	=	4
Curve	=	A

14. Jaket Pendingin

Neraca Panas di Reaktor

Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH in (kj/jam)	ΔH out (kj/jam)
TriPalmitin acid	2045.4086	40.9082
TriLinoleic acid	3616.6020	72.3320
Oleic acid	147.1561	147.1561
CH ₄ O	113252.3921	111097.5173
H ₂ SO ₄	284.0322	284.0322
H ₂ O	4974.8912	4974.8912
M-Oleate	638.4440	638.4440
M-Palmitate	2956.8704	4168.4673
M-Linoleate	5626.8208	7932.4472
C ₃ H ₈ O ₃	5667.4803	7989.7672
TOTAL	139210.0976	137345.9628

$Q_{in} > Q_{out}$ Reaktor sehingga diperlukan pendingin. Kebutuhan pendingin yang digunakan berupa water

$$T_1 = 30^{\circ}\text{C} = 86^{\circ}\text{F} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_2 = 45^{\circ}\text{C} = 113^{\circ}\text{F} = 318,15 \text{ K}$$

a. Sifat fisis air

$$C_p \text{ (Kapasitas Panas Larutan)} = 2,07 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F}$$

$$\rho \text{ (Densitas)} = 1018,27 \text{ kg/m}^3 = 63,54 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ (Viskositas)} = 51,20 \text{ cP} = 12,38 \text{ lb/ft.jam}$$

$$k \text{ (Konduktivitas)} = 5,19 \text{ Btu/jam.ft. }^{\circ}\text{F}$$

b. Kebutuhan air pendingin

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

$$Q = 36538,107 \text{ kj/jam}$$

$$\Delta H = 62,9 \text{ kJ/kg}$$

$$m = 580,892 \text{ kg/jam}$$

c. Menghitung ΔT LMTD

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)}$$

Diketahui :

$$\Delta T_1 = 27$$

$$\Delta T_2 = 54$$

$$\text{Maka, } \Delta T \text{ LMTD} = 104,9055 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dari tabel.8 Kern didapatkan Overall heat transfer UD Nilai UD untuk heavy organics (hot) dan air (cold) sebesar 5-75 btu/ft².F untuk (*Heavy Organics*)

$$\text{Viskositas} = 5,8756 \text{ cP}$$

$$\text{Maka, } U_d = 75 \text{ btu/ft}^2.\text{F}$$

d. Menentukan Jenis Pendingin

$$D_o = 40 \text{ in}$$

$$H_s = 39,0786 \text{ in}$$

$$A = (\pi \cdot D_o \cdot H_s) + \frac{\pi}{4} D_o^2$$

$$\text{Maka, } A = 3,9769 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan panas yang dibutuhkan :

Luas transfer panas

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T}$$

Maka, $A = 4,4016 \text{ ft}^2$

Luas selubung

$$A^\theta = \pi \cdot D_R \cdot h_R + \frac{1}{4} \pi \cdot D_R^2$$

Maka, $A^\theta = 56,5921 \text{ ft}^2$

Jika luas transfer panas (A) < luas selubung = menggunakan pendingin jacket

Jika luas transfer panas (A) > luas selubung = menggunakan pendingin coil

Maka dipilih jacket sebagai pendingin reaktor untuk menjaga suhu tetap stabil

e. Menghitung Diameter Jacket

$$\text{ID jacket} = \text{OD shell} + 2 \times T_j$$

Maka, ID jacket = 44 in

f. Menghitung Tebal Jacket

$$t_s = \frac{P_r}{(fE - 0,6P)} + c$$

Maka, $t_s = 0,1483 \text{ in}$

Berdasarkan tabel 5.6 Brownell (1959), maka dipilih t_s standar adalah 3/16

atau 0,1875 in.

g. Menghitung Tebal Head Jacket

$$W = \frac{1}{4} (3 + \sqrt{r_c/r_1}) \quad (7.76)$$

$$t = \frac{Pr_c W}{2fE - 0,2p} + c \quad (7.77)$$

(Brownell hal 138, 1959)

$$P = P_{\text{Design}} + P_{\text{Lingkungan}}$$

$$P = 4,2966 \text{ psi}$$

$$OD = ID_{\text{shell}} + 2 t_s$$

$$OD = 44,375 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell maka dipilih OD standar sebesar :

$$OD_{\text{standar}} = 48 \text{ in}$$

$$i_{cr} = 3 \text{ in}$$

$$r = 48 \text{ in}$$

$$W = 0,8125 \text{ in}$$

$$t_h = 0,1303 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.7 buku brownell, tebal head untuk ukuran 0,1303 in mendekati nilai standar 3/16 atau 0,1875 in

h. Menghitung Tinggi Head Jacket

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - (i_{cr})$$

$$BC = r - (i_{cr})$$

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

$$OA = t + b + sf$$

a	=	23,8125 in
b	=	8,1021 in
AB	=	20,8125 in
BC	=	45,0000 in
AC	=	39,8979 in
OA	=	10,2896 in

i. Menentukan Tinggi Total Jacket

$$H_{total} = H_{cairan} - H_{head}$$

Maka, $H_{total} = 1,2540 \text{ m}$

j. Menghitung Luas Transfer Panas Jacket

Volume Pemanas = Luas selimut x Tebal jacket

(Brownell & Young, 5.12, P88)

$$D_{e1} = OD + \frac{OD}{42} + (2 \times sf) + \frac{2}{3} icr$$

Maka, $De_1 = 1,4006 \text{ m}$

$$D_{e2} = (OD - th) + \frac{(OD - th)}{42} + (2 \times sf) + \frac{2}{3} icr$$

Maka, $De_2 = 1,3957 \text{ m}$

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

$$A_1 = 12214,7384 \text{ in}^2$$

$$A_2 = 12152,4923 \text{ in}^2$$

Maka, Luas yang dialiri hot/cold fluid = 62,2460 in²

k. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas antara Reaktor dan Jacket

$$\frac{h_i D_i}{k} = 0,36 \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{C \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_{10}} \right)^{0,14}$$

(Kern, 1965. Pers 20.1)

Maka $h_i = 844,1070 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{F}$

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

$$h_o = 0,87 \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{L p^2 N \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{C p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,4}$$

(Pers. 6.5 Kern, Page : 105)

Maka, $H_{io} = 703,4225 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{f}$

$h_o = 98,4993 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{f}$

l. Menghitung Clean Overall Coefficient (UC) dan Designed Overall Coefficients (Ud)

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

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

$U_c = 86,4012 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{f}$

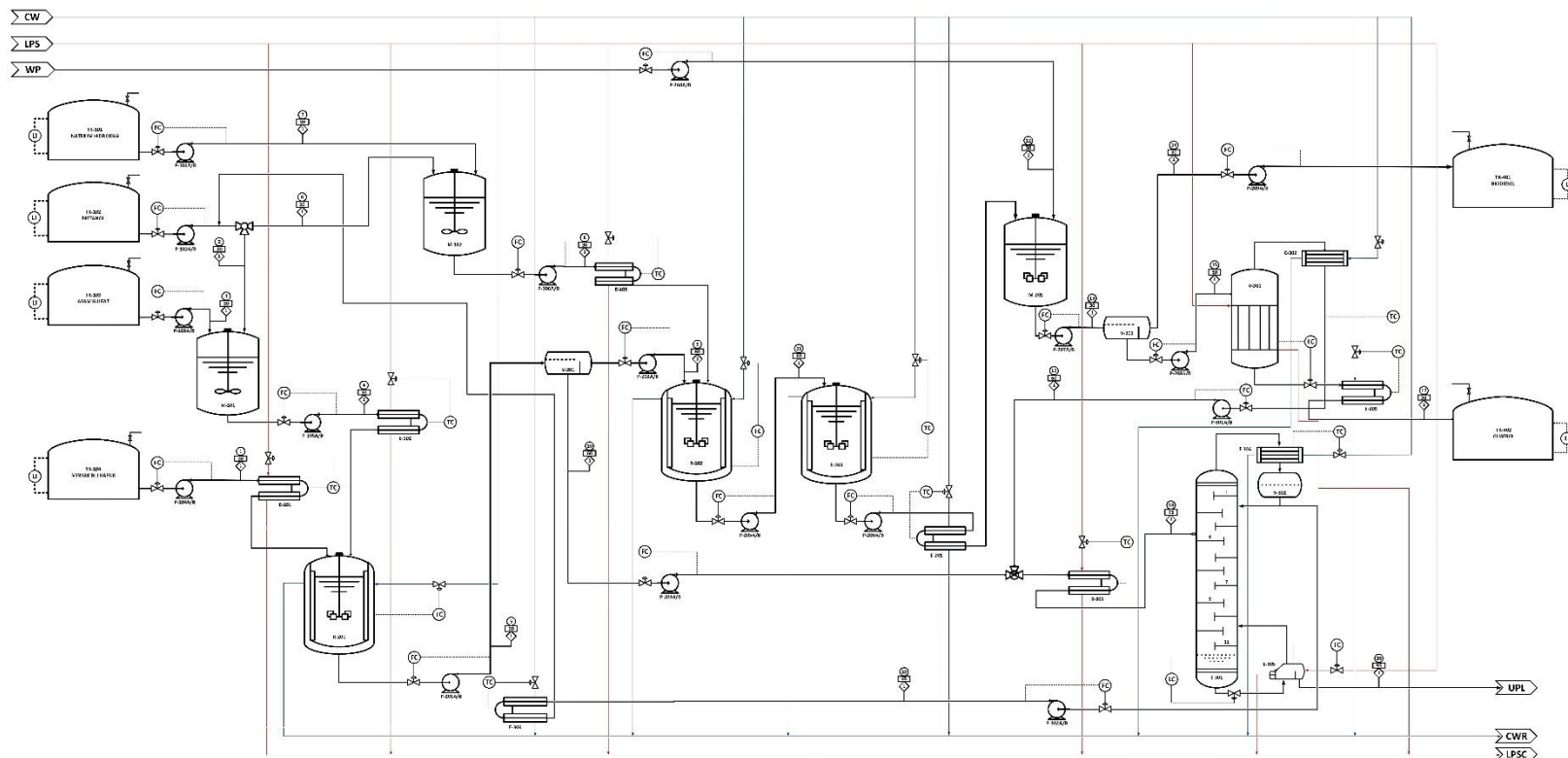
$U_d = 68,6158 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{f}$

$R_d = 0,003$

LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK BIJI KAPUK
DENGAN PROSES ESTERIFIKASI DAN TRANSESTERIFIKASI KAPASITAS PRODUKSI 6.000 TON/TAHUN



Kategori	Rincian Spesifikasi																				Aksi	Keterangan	Status	Kategori	Kategori		Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	Kategori	K
----------	---------------------	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	------	------------	--------	----------	----------	--	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	----------	---

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN PABRIK

1. Nama Mahasiswa	:	Bagus Ridwan Wibisono
NIM	:	20521075
2. Nama Mahasiswa	:	Fiqran Mau Ratu Wara
NIM	:	20521219
Judul Prarancangan	:	Prarancangan Pabrik Biodiesel dari Minyak Biji Kapuk dengan Proses Esterifikasi dan Transesterifikasi Kapasitas 6.000 Ton/Tahun
Mulai Masa Bimbingan	:	14 September 2023
Batas Akhir Bimbingan	:	13 September 2024

[illegible]

Ilfa Puspasari

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan Pra Rancangan Pabrik
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy