

**PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK KELAPA (COCONUT
OIL) DAN METANOL DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

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



Disusun oleh:

Nama : Muhammad Irfan Hasan Ratu Wara Nama : Salsabiylaa Shobron Jamiylaa

NIM : 21521028

NIM : 21521029

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

2025

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN
PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK KELAPA (COCONUT OIL)
DAN METANOL DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN
PRA-RANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Muhammad Irfan Hasan Ratu Wara	Nama : Salsabiylaa Shobron Jamiylaa
NIM : <u>21521028</u>	NIM : <u>21521029</u>

Yogyakarta, Juli 2025

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

Tanda Tangan
Mahasiswa 1

Tanda Tangan
Mahasiswa 2



Muhammad Irfan Hasan Ratu Wara
NIM. 21521028



Salsabiylaa Shobron Jamiylaa
NIM. 21521029

LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING
PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK KELAPA (*COCONUT OIL*)
DAN METANOL DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK KELAPA
(*COCONUT OIL*) DAN METANOL KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Disusun Oleh:

Nama	: Muhammad Irfan Hasan Ratu Wara	Nama	: Salsabiytaa Shobron Jamiylaa
NIM	: 21521028	NIM	: 21521029

Yogyakarta, 01 Juli 2025

Pembimbing,


Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.
NIK. 005220101

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK KELAPA (COCONUT OIL)
DAN METANOL DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK KELAPA (COCONUT
OIL) DAN METANOL DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

Oleh:

Nama : Salsabiyaa Shobron Jamiylaa

NIM : 21521029

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

Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

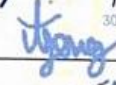
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 30 Juli 2025

Tim Penguji,
Ketua Penguji
Dr. Arif Hidavat, S.T., M.T.

Anggota I
Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.

Anggota II
Alinda Fitrotun Nisva, S.T., M.Eng.


01/08/25

30 Juli 2025

3/7

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia – Program Sarjana

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



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

NIM. 995200445

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 Kelapa (Coconut Oil) dan Metanol Dengan Kapasitas 50.000 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. 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. Pak Arif Hidayat, S.T., M.T. 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 2021 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, 01 Juli 2025

Penyusun

LEMBAR PERSEMBAHAN



Alhamdulillahirabbilamin

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 semua saudara 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 paman dan bibi saya terima kasih atas dukungannya selama ini, yang telah membantu saya dari dulu hingga sekarang. Semoga doa dan kebaikan yang kalian berikan akan menjadi hal yang baik pula bagi kalian. Terima kasih banyak.

4. Kepada Pak Arif Hidayat, S.T., M., selaku dosen pembimbing tugas akhir saya, saya ucapkan terima kasih yang mendalam atas segala dukungan dan motivasi yang bapak berikan. Semoga Allah SWT senantiasa memberkahi Bapak dan keluarga dengan kesehatan, kebahagiaan, dan kesuksesan yang melimpah.
5. Kepada semua teman terbaik dan seperjuangan (Tadika Mesra) terima kasih atas kebaikan kalian selama ini. Semoga kita selalu dimudahkan dalam segala urusan kita kedepannya. Semoga kita selalu kompak dalam menghadapi segala tantangan yang ada. Semoga kita dapat bertemu kembali di masa depan dengan kondisi yang sudah sukses. Segala doa dan cita-cita kalian tercapai. Terima kasih karena telah menjadi bagian dari perjalanan hidupku.
6. Kepada Salsabiylaa Shobron Jamiylaa, partner dalam 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.
7. Kepada diriku sendiri terima kasih telah berjuang selama ini, kamu hebat dan pasti kamu akan menjadi dimasa depan, cita-cita dan impian mu tercapai.
8. Dan terakhir, kepada teman saya semua yang tidak dapat saya sebutkan satu per satu, TERIMA KASIH SEMUANYA.

Muhammad Irfan Hasan Ratu Wara

Teknik Kimia 2021

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 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 Mamah dan Bapak tercinta, sebagai wujud bakti, hormat, dan rasa terima kasih yang mendalam, saya persembahkan laporan tugas akhir ini kepada Mamah dan Bapak. 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 Mamah dan Bapak. Saya menyadari bahwa saya belum bisa memberikan yang lebih baik selama ini. Untuk Mamah dan Bapak yang selalu mendoakan, menasihati, dan

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

2. Kepada kakak kakaku, sebagai ungkapan terima kasih, aku persembahkan laporan tugas akhir ini untuk Fawzan IzzulHaq yang jauh di perantauan sana dan Rini Lisaana Shidqin, S.ST. 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 Pak Arif Hidayat S.T., M.T, selaku dosen pembimbing tugas akhir saya, saya ucapkan terima kasih yang mendalam atas segala dukungan dan motivasi yang Bapak berikan. Tanpa bimbingan bapak, mungkin saya tidak akan mampu melewati tantangan dalam menyelesaikan tugas akhir ini. Semoga Allah SWT senantiasa memberkahi Bapak dan keluarga dengan kesehatan, kebahagiaan, dan kesuksesan yang melimpah.
4. Kepada Muhammad Irfan Hasan Ratu Wara, partner dalam 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 teman seperjuangan saya (Tadika Mesra) 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.
6. Kepada teman-teman terdekat saya yang sudah menemani saya disaat suka dan duka perkuliahan ini yaitu Alya Said Bamusa, Shefira Angelia Putri, Beby Aprilia Hasan saya ucapkan terima kasih atas perhatian yang sudah diberikan dan memberi saya semangat ketika saya *down*. Semoga kita semua dapat mencapai kesuksesan dan meraih impian kita masing-masing. Aamiin.
7. Kepada diriku sendiri, Salsabiylaa Shobron Jamiylaa. 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. Terima kasih telah memilih untuk merayakan diri sendiri, baik dalam kelebihan maupun kekuranganmu
8. Dan terakhir, kepada teman saya semua yang tidak dapat saya sebutkan satu per satu, TERIMA KASIH SEMUANYA.

Salsabiylaa Shobron Jamiylaa

Teknik Kimia UII 2021

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN	2
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING	3
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	4
KATA PENGANTAR.....	5
LEMBAR PERSEMBAHAN.....	8
DAFTAR ISI	ii
DAFTAR TABEL	v
DAFTAR GAMBAR	vii
DAFTAR LAMPIRAN	viii
DAFTAR LAMBANG/NOTASI SINGKATAN.....	ix
ABSTRAK	xi
ABSTRACT	xiii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas.....	3
1.2.1 Kebutuhan Biodiesel dalam Negeri.....	3
1.2.2 Ekspor Biodiesel di Indonesia	6
1.2.3 Konsumsi Biodiesel di Indonesia	8
1.2.4 Jumlah Ketersediaan Bahan Baku	10
1.3 Tinjauan Pustaka	12
1.3.1 Minyak Kelapa	12
1.3.2 Biodiesel	14
1.3.2 Macam-Macam Proses Pembuatan Biodiesel	16
1.4 Pemilihan Proses	23
1.5 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika	25
1.5.1 Tinjauan Kinetika	25
1.5.2 Tinjauan Termodinamika	27
BAB II PERANCANGAN PRODUK	30
2.1 Spesifikasi Produk.....	30
2.1.1 Biodiesel	30
2.1.2 Gliserol ($C_3H_8O_3$).....	30
2.2 Spesifikasi Bahan Baku.....	31
2.2.1 Minyak Kelapa	31
2.3 Spesifikasi Bahan Pendukung	32
2.3.1 Metanol (CH_3OH)	32

2.3.2 Asam Klorida (HCl)	33
2.3.3 Natrium Hidroksida (NaOH).....	33
2.3.4 Air (H ₂ O).....	34
2.4 Pengendalian Kualiatas	34
2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku.....	34
2.4.2 Pengendaluan Kualitas Produk.....	35
2.5 Pengendalian Proses	36
2.5.1 Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan	41
BAB III PERANCANGAN PROSES	46
3.1 Diagram lir Proses Material.....	46
3.1.1 Diagram Alir Kualitatif	46
3.1.2 Diagram Alir Luantitatif.....	46
3.2 Uraian Proses.....	47
3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku.....	47
3.2.2 Tahal Reaksi Transesterifikasi.....	47
3.2.3 Tahap Pemurnian dan Penyimpanan Produk.....	48
3.3 Spesifikasi Alat.....	48
3.4 Neraca Massa	67
3.4.1 Neraca Massa Mixer (M-01)	68
3.4.2 Neraca Massa Reaktor (R-01)	68
3.4.3 Neraca Massa Reaktor (R-02)	69
3.4.4 Neraca Massa Reaktor (R-03)	69
3.4.5 Neraca Massa Netralizer (N-01).....	70
3.4.6 Neraca Massa Washing Tower (WT-01).....	71
3.4.7 Neraca Massa Decanter (DC-01).....	71
3.4.8 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01).....	72
3.4.9 Neraca Massa Condensor (CD-01).....	72
3.4.10 Neraca Massa Reboiler (RB-01)	73
3.4.11 Neraca Massa Total	73
3.5 Neraca Panas	74
3.5.1 Neraca Panas <i>Mixer</i> (M-01)	74
3.5.2 Neraca Panas Reaktor (R-01)	74
3.5.3 Neraca Panas Reaktor (R-02).....	75
3.5.4 Neraca Panas Reaktor (R-03).....	75
3.5.5 Neraca Panas Netralizer (N-01).....	76
3.5.6 Neraca Panas Washing Tower (WT-01).....	77
3.5.7 Neraca Panas Decanter (DC-01)	77
3.5.8 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)	78
BAB IV PERANCANGAN PABRIK.....	79
4.1 Lokasi Pabrik.....	79
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>).....	84
4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (<i>Machines Layout</i>).....	93
4.4 Organisasi Perusahaan.....	97

4.4.1 Bentuk Organisasi	97
4.4.2 Struktur Organisasi	98
4.4.3 Tugas dan Wewenang	100
4.4.4 Pengaturan Jam Kerja	105
4.4.5 Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji	107
4.4.6 Fasilitas dan Hak Karyawan	109
BAB V UTILITAS	112
5.1 Unit Penyedia dan Pengolahan Air (Water Treatment System)	113
5.1.1 Unit Penyediaan Air	113
5.1.2 Unit Pengelolaan Air	116
5.2 Unit Pembangkit Sistem	121
5.3 Unit Pembangkit Listrik	122
5.4 Unit Penyedia Udara Tekan	125
5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar	126
5.6 Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan	126
5.7 Spesifikasi Alat Utilitas	127
BAB VI EVALUASI EKONOMI	134
6.1 Penafsiran Harga Peralatan	135
6.2 Dasar Perhitungan	139
6.3 Komponen Biaya	140
6.4 Analisa Keuntungan	144
6.3 Analisa Kelayakan	145
6.4 Analisis Resiko Pabrik	149
BAB VII PENUTUP	151
7.1 Kesimpulan	151
7.2 Saran	152
DAFTAR PUSTAKA	153
LAMPIRAN	205

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Produksi Biodiesel Indonesia Tahun 2019–2024	5
Tabel 1.2 Data Produksi Biodiesel di Indonesia	6
Tabel 1.3 Data Ekspor Biodiesel di Indonesia (2019–2023).....	7
Tabel 1.4 Data Konsumsi Biodiesel di Indonesia	9
Tabel 1.5 Data Ketersediaan Bahan Baku Biodiesel di Indonesia (2019–2024)....	11
Tabel 3.1 Neraca Massa Mixer 01.....	75
Tabel 3.2 Neraca Massa Reaktor 01.....	75
Tabel 3.3 Neraca Massa Reaktor 02.....	75
Tabel 3.4 Neraca Massa Reaktor 03.....	76
Tabel 3.5 Neraca Massa Netralizer 03	76
Tabel 3.6 Neraca Massa Washing Tower 01.....	77
Tabel 3.7 Neraca Massa Decanter 01	77
Tabel 3.8 Neraca Massa Menara Distilasi 01.....	78
Tabel 3.9 Neraca Massa Condensor 01	78
Tabel 3.10 Neraca Massa Reboiler 01.....	78
Tabel 3.11 Neraca Massa Total	79
Tabel 3.12 Neraca Panas Mixer-01	79
Tabel 3.13 Neraca Panas Reaktor (R-01).....	80
Tabel 3.14 Neraca Panas Reaktor (R-02).....	80
Tabel 3.15 Neraca Panas Reaktor (R-03).....	81
Tabel 3.16 Neraca Panas Netralizer (N-01)	81
Tabel 3.17 Neraca Panas Washing Tower (WT-01)	82
Tabel 3.18 Neraca Panas Decanter (DC-01)	82
Tabel 3.18 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)	82
Tabel 4.1 Perincian Luas Bangunan Pabrik Biodiesel	91
Tabel 4.2 Jadwal jam kerja karyawan non shift	105
Tabel 4.3 Jadwal jam kerja karyawan shift	106
Tabel 4.4 Jadwal Kerja setiap kelompok.....	107
Tabel 4.5 Jadwal Kerja setiap kelompok (lanjutan)	107
Tabel 4.6 Jumlah tenaga kerja dan sistem pengganjian.....	107
Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pendingin.....	115
Tabel 5. 2 Kebutuhan air pemanas (steam)	116
Tabel 5. 3 Kebutuhan Listrik unit proses	123
Tabel 5. 4 Kebutuhan Listrik unit utilitas.....	123
Tabel 5. 5 Total kebutuhan listrik pabrik biodiesel	125
Tabel 5. 6 Spesifikasi pompa utilitas.....	127
Tabel 5. 7 Lanjutan spesifikasi pompa utilitas	128

Tabel 5. 8 Spesifikasi tangki utilitas	128
Tabel 5. 9 Lanjutan spesifikasi tangki utilitas	129
Tabel 5. 10 Spesifikasi bak pengendapan awal	130
Tabel 5. 11 Spesifikasi bak penampungan air bersih	130
Tabel 5. 12 Spesifikasi tangki air bersih rumah tangga	130
Tabel 5. 13 Spesifikasi mixing tank	131
Tabel 5. 14 Spesifikasi klarifer.....	131
Tabel 5. 15 Spesifikasi cooling tower	132
Tabel 5. 16 Spesifikasi blower cooling tower	132
Tabel 5. 17 Spesifikasi sand filter	132
Tabel 5. 18 Spesifikasi compressor	132
Tabel 5. 19 Spesifikasi boiler	133
Tabel 6.1 Indeks harga alat pada tahun 1995 – 2024	135
Tabel 6.2 Harga alat proses	137
Tabel 6.3 Harga alat utilitas	138
Tabel 6. 4 Physical plant cost (PPC)	140
Tabel 6. 5 Direct plant cost (DPC).....	141
Tabel 6. 6 Fixed capital investment (FCI).....	141
Tabel 6. 7 Working capital investment (WCI)	142
Tabel 6. 8 Direct manufacturing cost (DMC)	142
Tabel 6. 9 Indirect Manufacturing Cost (IMC)	143
Tabel 6. 10 Fixed manufacturing cost (FMC).....	143
Tabel 6. 11 Total manufacturing cost.....	143
Tabel 6. 12 General expense (GE)	144
Tabel 6. 13 Total production cost.....	144
Tabel 6. 14 Annual fixed manufacturing cost (Fa).....	146
Tabel 6. 15 Annual regulated expenses (Ra).....	147
Tabel 6. 16 Annual variable value (Va)	147
Tabel 6. 17 Annual sales value (Sa).....	147

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Produksi Biodiesel	5
Gambar 1.2 Grafik Ekspor Biodiesel	7
Gambar 1. 3 Grafik Konsumsi Biodiese	9
Gambar 3.1 Diagram alir kualitatif	43
Gambar 3.2 Diagram alir kuantitatif	43
Gambar 4.1 Lokasi Pabrik Biodiesel.....	84
Gambar 4. 2 Layout Pabrik Biodiesel	92
Gambar 4. 4 Struktur organisasi perusahaan pabrik biodiesel	100
Gambar 5.1 Diagram alir utilitas	113
Gambar 6.1 Grafik Regresi Linear	137
Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi.....	150

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran A Perancangan Reaktor	159
Lampiran B Process Engineering Flow Diagram	205
Lampiran C Kartu Konsultasi Bimbingan Prarancangan Pabrik.....	206

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

ABSTRAK

Biodiesel merupakan salah satu jenis bahan bakar alternatif yang bersifat terbarukan dan dapat digunakan pada mesin diesel, yang diproduksi dari minyak nabati maupun lemak hewani. Di Indonesia, telah didirikan sejumlah fasilitas produksi biodiesel untuk mendukung pengembangan energi terbarukan. Produksi biodiesel dilakukan melalui dua tahapan utama, yaitu proses esterifikasi dan transesterifikasi. Pabrik biodiesel ini direncanakan memiliki kapasitas produksi sebesar 50.000 ton per tahun dan beroperasi selama 330 hari dalam setahun. Pembangunan pabrik ini bertujuan untuk memenuhi kebutuhan domestik akan biodiesel.

Minyak kelapa dipilih sebagai bahan baku utama karena memiliki potensi penurunan emisi hingga 50%, menjadikannya sebagai alternatif yang layak secara lingkungan. Lokasi pembangunan pabrik direncanakan di Kabupaten Tembilahan, Indragiri Hilir, Provinsi Riau, dengan pertimbangan efisiensi distribusi bahan baku dan produk akhir karena ketersediaan pasar lokal yang memadai.

Proses produksi dilakukan pada suhu 60°C dan tekanan satu atmosfer menggunakan reaktor berjenis tangki alir berpengaduk (CSTR). Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi, pabrik ini tergolong rendah risiko dan layak secara finansial. Analisis kelayakan menunjukkan nilai *Return on Investment* (ROI) sebesar 21,67% sebelum pajak dan 17,34% setelah pajak. Waktu pengembalian investasi (*Pay Out Time*) tercatat selama 3,37 tahun sebelum pajak dan 3,95 tahun setelah pajak. Nilai *Break Even Point* (BEP) sebesar 54,44% dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 33,42%, sementara nilai *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) mencapai 16,90%.

Dengan mempertimbangkan seluruh parameter teknis dan ekonomi tersebut, dapat disimpulkan bahwa pembangunan pabrik biodiesel berbahan baku minyak kelapa ini bersifat menguntungkan dan layak untuk dikembangkan lebih lanjut.

ABSTRACT

Biodiesel is a type of renewable alternative fuel suitable for use in diesel engines, produced from vegetable oils or animal fats. In Indonesia, several biodiesel production facilities have been established to support the development of renewable energy sources. The production of biodiesel involves two main stages: esterification and transesterification. The planned biodiesel plant will have a production capacity of 50,000 tons per year and is expected to operate for 330 days annually. The main objective of this project is to meet domestic demand for biodiesel.

Coconut oil has been selected as the primary feedstock due to its potential to reduce emissions by up to 50%, making it an environmentally viable alternative. The plant is planned to be constructed in Tembilahan Regency, Indragiri Hilir, Riau Province. This location was chosen to optimize the distribution of raw materials and final products, supported by the availability of a well-established local market.

The production process will operate at a temperature of 60°C and atmospheric pressure, utilizing a Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR). Based on the results of the economic evaluation, the project is classified as low-risk and financially feasible. The feasibility analysis shows a Return on Investment (ROI) of 21.67% before tax and 17.34% after tax. The Pay Out Time (POT) is estimated at 3.37 years before tax and 3.95 years after tax. The Break Even Point (BEP) is calculated at 54.44%, while the Shut Down Point (SDP) is 33.42%. The Discounted Cash Flow Rate (DCFR) stands at 16.90%.

Considering all technical and economic parameters, it can be concluded that the development of this biodiesel plant using coconut oil as a raw material is profitable and feasible for further implementation.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Permasalahan energi merupakan isu strategis yang terus menjadi perhatian global, termasuk di Indonesia. Ketergantungan terhadap bahan bakar fosil seperti solar dan bensin tidak hanya berdampak pada aspek ekonomi karena fluktuasi harga internasional, tetapi juga membawa konsekuensi lingkungan yang signifikan, seperti peningkatan emisi gas rumah kaca dan pencemaran udara. Berdasarkan laporan Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (KESDM), konsumsi bahan bakar fosil di Indonesia terus meningkat setiap tahunnya seiring dengan pertumbuhan populasi, industrialisasi, dan urbanisasi. Sementara itu, cadangan energi fosil nasional cenderung menipis dan tidak sebanding dengan laju konsumsi, sehingga mendorong perlunya diversifikasi dan substitusi energi melalui pengembangan energi baru terbarukan (EBT).

Biodiesel sebagai salah satu bentuk EBT menjadi solusi penting dalam transisi menuju sistem energi yang berkelanjutan. Biodiesel adalah bahan bakar alternatif berbasis minyak nabati atau lemak hewani yang diproses melalui reaksi transesterifikasi dengan alkohol rantai pendek, seperti metanol, menghasilkan senyawa metil ester yang dapat digunakan sebagai substitusi solar dalam mesin diesel. Salah satu keunggulan utama dari biodiesel adalah sifatnya yang biodegradable, non-toksik, serta menghasilkan emisi karbon yang lebih rendah dibandingkan bahan bakar fosil konvensional (Jiang & Tan, 2012).

Di Indonesia, minyak kelapa (*Cocos nucifera*) merupakan komoditas yang tersebar luas terutama di wilayah timur Indonesia seperti Sulawesi, Maluku, dan

Nusa Tenggara. Minyak kelapa memiliki potensi besar sebagai bahan baku biodiesel karena kandungan asam lemak jenuh yang tinggi, terutama asam laurat, yang menjadikannya stabil terhadap oksidasi dan memiliki karakteristik pembakaran yang baik. Selain itu, kelapa merupakan tanaman tahunan yang berproduksi sepanjang tahun, menjamin ketersediaan bahan baku secara berkelanjutan (Budiprasojo & Zain, 2022).

Dari sisi ekonomi, pemanfaatan minyak kelapa sebagai bahan baku biodiesel mampu memberikan nilai tambah bagi petani dan pelaku usaha kecil, khususnya di daerah pedesaan dan pesisir. Produksi biodiesel skala kecil berbasis masyarakat terbukti mampu meningkatkan pendapatan petani dan mengurangi ketergantungan terhadap bahan bakar impor (Alamsyah et al., 2023). Hal ini sangat relevan mengingat Indonesia merupakan eksportir utama produk kelapa dunia, tetapi masih sangat bergantung pada impor BBM untuk sektor transportasi dan industri.

Dari sisi teknis, berbagai penelitian telah membuktikan efektivitas reaksi transesterifikasi minyak kelapa menggunakan metanol dan katalis basa seperti NaOH dan KOH. Dalam kondisi optimum, yield biodiesel dari minyak kelapa dapat mencapai lebih dari 96% (Alamsyah et al., 2023). Penggunaan teknologi bantu seperti ultrasonik dan microwave juga berhasil mempercepat waktu reaksi dari skala jam menjadi hanya beberapa menit dengan efisiensi konversi di atas 95% (Jabar, 2011). Sementara itu, metode superkritis dengan penambahan kosolven seperti eter juga telah menunjukkan potensi besar dalam meningkatkan kelarutan dan kecepatan reaksi metil esterifikasi (Jiang & Tan, 2012).

Limbah kelapa yang masih mengandung minyak juga dapat digunakan sebagai bahan baku alternatif biodiesel, memberikan kontribusi terhadap pengelolaan limbah dan ekonomi sirkular. Penelitian oleh Sulaiman et al. (2010) menemukan bahwa limbah kelapa memiliki kandungan minyak sekitar 10–11% yang mampu menghasilkan *yield* biodiesel hingga 64% dalam kondisi tertentu, menjadikannya bahan baku potensial untuk skala industri kecil hingga menengah (Sulaiman et al., 2010).

Melihat berbagai potensi tersebut, prarancangan pabrik biodiesel dari minyak kelapa dan metanol merupakan langkah strategis dalam mendukung transisi energi nasional. Perancangan ini tidak hanya berperan dalam menghasilkan energi alternatif, tetapi juga mendukung pembangunan ekonomi berkelanjutan berbasis potensi lokal, mengurangi ketergantungan pada energi impor, serta menurunkan emisi karbon dalam jangka panjang.

1.2 Penentuan Kapasitas

Penentuan kapasitas produksi biodiesel perlu memperhatikan beberapa hal. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan kapasitas pabrik yaitu konsumsi, produksi, dan jumlah ketersediaan bahan baku.

Bahan baku yang digunakan dalam proses pra rancangan pabrik ini yaitu minyak kelapa (*coconut oil*) yang menjadi pertimbangan untuk penentuan kapasitas pabrik.

1.2.1 Kebutuhan Biodiesel dalam Negeri

Permintaan biodiesel dalam negeri Indonesia menunjukkan peningkatan yang signifikan dalam beberapa tahun terakhir sebagai bagian dari strategi nasional menuju transisi energi terbarukan. Pemerintah telah menetapkan kebijakan

mandatori pencampuran biodiesel dengan bahan bakar minyak (BBM) jenis solar melalui program biodiesel berlabel “B”, seperti B20, B30, dan terbaru B35. Pada tahun 2023, Indonesia mengimplementasikan program B35, yakni campuran 35% biodiesel ke dalam solar, menggantikan program B30 yang telah diterapkan sebelumnya (Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral, 2022).

Untuk mendukung implementasi B35, Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM) menetapkan alokasi biodiesel sebesar 13,15 juta kiloliter (kL), naik dari 11,03 juta kL pada tahun 2022. Peningkatan sebesar hampir 19% ini mencerminkan komitmen kuat pemerintah dalam mendorong penggunaan bahan bakar nabati sebagai alternatif energi bersih dan berkelanjutan (Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral, 2022).

Kebutuhan ini juga selaras dengan proyeksi konsumsi solar nasional. Diperkirakan, pada tahun 2023 konsumsi BBM jenis solar (termasuk campuran biodiesel) mencapai 37,567 juta kL, naik sekitar 3% dari proyeksi tahun sebelumnya (Listrik Indonesia, 2023). Dengan asumsi pencampuran biodiesel sebesar 35%, maka kebutuhan biodiesel untuk mencukupi program B35 tersebut adalah sekitar 13,148 juta kL (Kompas, 2023).

Selain aspek konsumsi, kebijakan B35 memberikan dampak ekonomi yang signifikan. Salah satunya adalah penghematan devisa akibat pengurangan impor solar. Program mandatori biodiesel ini berhasil menurunkan ketergantungan impor solar dari 41% pada tahun 2011 menjadi hanya 18% pada tahun 2023 (Badan Pengelola Dana Perkebunan Kelapa Sawit, 2023). Tidak hanya itu, diperkirakan program ini mampu menghemat devisa negara hingga Rp140 triliun pada tahun yang sama (InfoSAWIT, 2023).

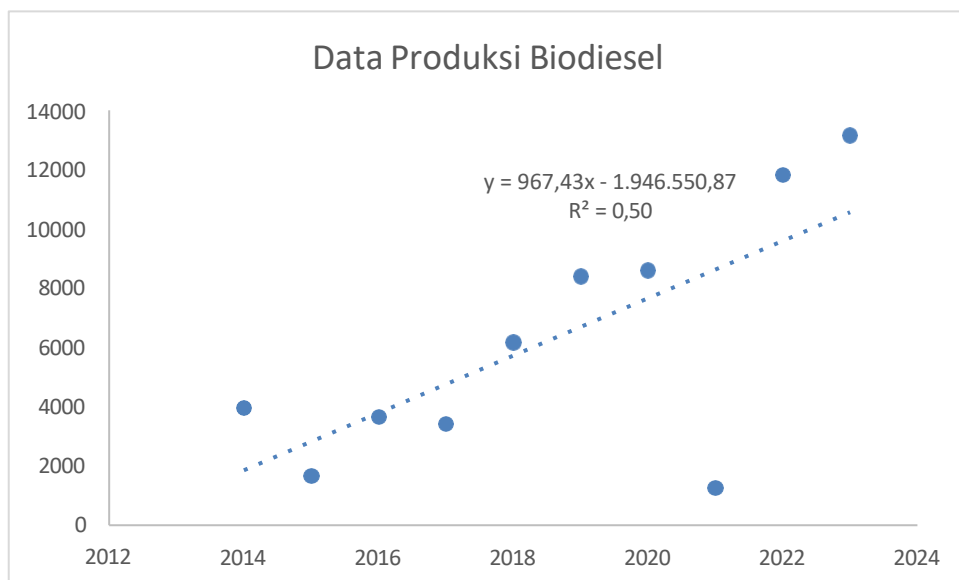
Kesiapan industri biodiesel nasional juga mendukung pemenuhan kebutuhan tersebut. Tercatat terdapat 21 Badan Usaha Bahan Bakar Nabati (BU BBN) yang telah memiliki kapasitas terpasang sebesar 16,65 juta kL, melebihi kebutuhan yang ditetapkan oleh pemerintah (Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral, 2022).

Tabel 1.1 Produksi Biodiesel Indonesia Tahun 2019–2024

Tahun	Produksi Biodiesel (kL)
2019	8.390.000
2020	8.590.000
2021	10.260.000
2022	11.810.000
2023	13.150.000
2024	14.000.000

Berikut merupakan grafik produksi biodiesel di Indonesia dapat dilihat pada

Gambar 1.1



Gambar 1.1 Grafik Produksi Biodiesel

Perkiraan produksi biodiesel pada tahun 20 saat pembangunan pabrik biodiesel pabrik dapat dihitung dengan menggunakan persamaan $y = 967,43x -$

1.946,550.87 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 :

$$P = 967,43x - 1.946,550.87$$

$$= 967,43 (2030) - 1.946,550.87$$

$$= 17.332.000 \text{ kL/tahun}$$

Tabel 1.2 Data Produksi Biodiesel di Indonesia

No	Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas Produksi (kL/tahun)
1	PT Wilmar Bioenergi Indonesia	Dumai, Riau	350.000
2	PT Musim Mas	Medan, Sumatera Utara	100.000
3	PT Prajona Nelayan	Riau	60.000
4	PT Eterindo Wahanatama	Gresik, Jawa Timur	60.000
5	PT Bukitmanikam Subur Persada	Lampung	93.282
6	PT Indo Acidama Chemical	Surabaya, Jawa Timur	93.282
7	PT PPKS	Medan, Sumatera Utara	60.000

(Biofuels by region, 2023)

Berdasarkan data dan kebijakan di atas, kebutuhan biodiesel dalam negeri tidak hanya menjadi indikator pertumbuhan permintaan energi terbarukan, tetapi juga merepresentasikan peluang besar dalam pembangunan industri biodiesel nasional, termasuk biodiesel berbasis minyak kelapa sebagai bahan baku alternatif yang berkelanjutan.

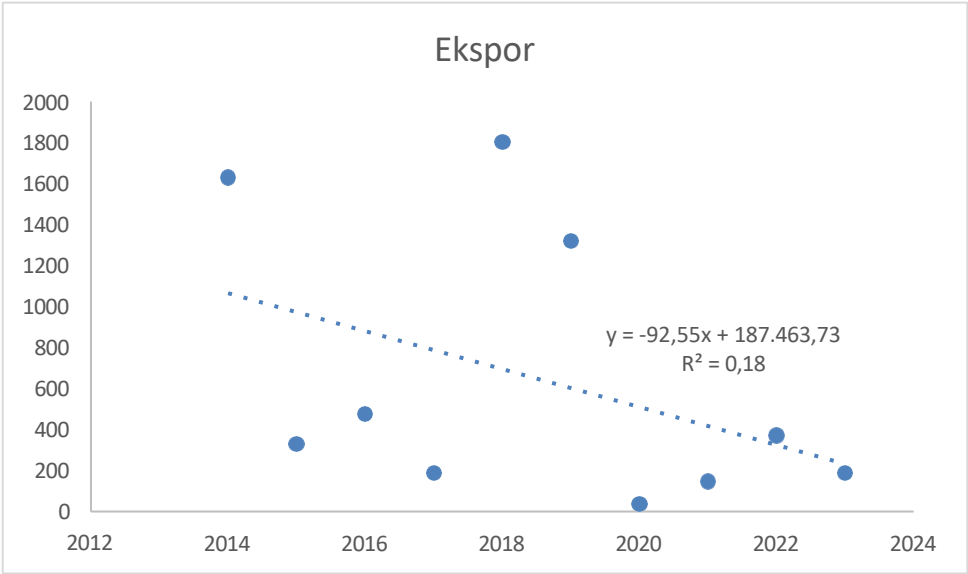
1.2.2 Ekspor Biodiesel di Indonesia

Ekspor biodiesel Indonesia telah mengalami fluktuasi dalam beberapa tahun terakhir, dipengaruhi oleh berbagai faktor seperti kebijakan perdagangan

internasional, permintaan global, dan kapasitas produksi domestik. Pada tahun 2020, ekspor biodiesel Indonesia mencapai sekitar 1,3 juta kiloliter, namun mengalami penurunan pada tahun-tahun berikutnya akibat adanya hambatan perdagangan dan peningkatan kebutuhan domestik seiring dengan implementasi program B30 dan B35. Meskipun demikian, Indonesia tetap menjadi salah satu eksportir utama biodiesel di dunia, dengan negara tujuan ekspor utama meliputi Uni Eropa, India, dan China. Upaya diversifikasi pasar dan peningkatan kualitas produk terus dilakukan untuk mempertahankan dan meningkatkan pangsa pasar ekspor biodiesel Indonesia.

Tabel 1.3 Data Ekspor Biodiesel di Indonesia (2019–2023)

Tahun	Volume Ekspor (kL)
2019	1.320.000
2020	40.000
2021	150.000
2022	370.000
2023	193.557
2024	150.000



Gambar 1.2 Grafik Ekspor Biodiesel

Perkiraan ekspor biodiesel pada tahun 2030 saat pembangunan pabrik biodiesel pabrik dapat dihitung dengan menggunakan persamaan $y = -92,55x + 187.463,73$ dimana x merupakan sebagai tahun dan y sebagai jumlah produksi biodiesel. Dengan menggunakan persamaan diatas, maka perkiraan ekspor biodiesel pada tahun 2030 adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} E &= -92,55x + 187.463,73 \\ &= -92,55 (2030) + 187.463,73 \\ &= -412.770 \text{ kL/tahun} \end{aligned}$$

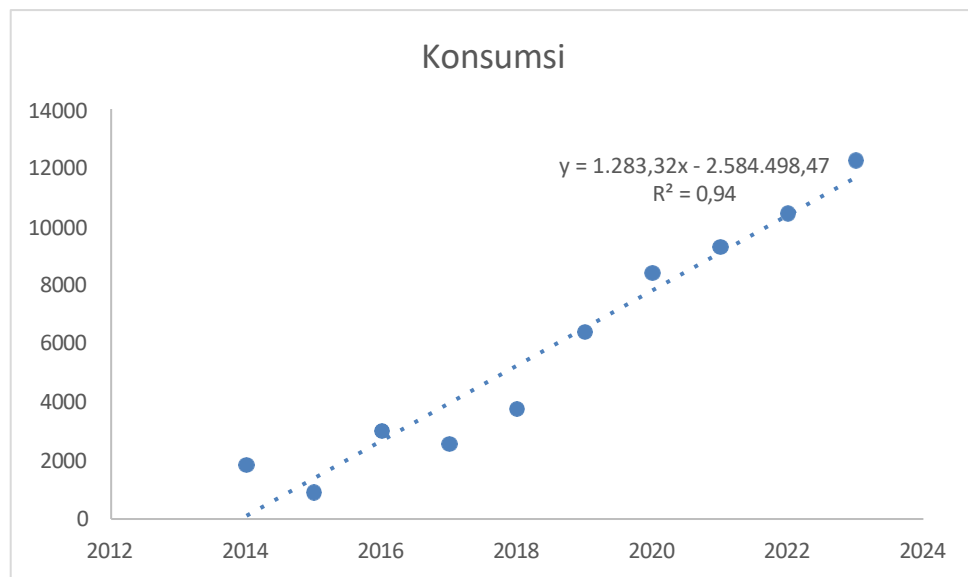
1.2.3 Konsumsi Biodiesel di Indonesia

Konsumsi biodiesel di Indonesia telah mengalami peningkatan yang signifikan dalam beberapa tahun terakhir, seiring dengan implementasi kebijakan mandatori pencampuran biodiesel ke dalam bahan bakar minyak (BBM) jenis solar. Program ini dimulai dengan B20 (20% biodiesel) dan terus berkembang menjadi B30 dan B35, yang bertujuan untuk mengurangi ketergantungan pada bahan bakar fosil dan mendukung energi terbarukan.

Pada tahun 2019, konsumsi biodiesel mencapai sekitar 6,39 juta kiloliter. Angka ini meningkat menjadi 8,4 juta kiloliter pada tahun 2020, seiring dengan implementasi program B30 secara nasional. Tren peningkatan ini berlanjut pada tahun-tahun berikutnya, dengan konsumsi mencapai 9,29 juta kiloliter pada 2021, 10,43 juta kiloliter pada 2022, dan diperkirakan mencapai 12,29 juta kiloliter pada 2023. Peningkatan konsumsi biodiesel ini tidak hanya berdampak pada pengurangan emisi gas rumah kaca, tetapi juga memberikan manfaat ekonomi, seperti penghematan devisa negara dan peningkatan nilai tambah industri kelapa sawit domestik.

Tabel 1.4 Data Konsumsi Biodiesel di Indonesia

Tahun	Volume Ekspor (kL)
2019	6.390.000
2020	8.400.000
2021	9.300.000
2022	10.420.000
2023	12.290.000
2024	13.150.000



Gambar 1. 3 Grafik Konsumsi Biodiesel

Perkiraan konsumsi biodiesel pada tahun 2030 saat pembangunan pabrik biodiesel pabrik dapat dihitung dengan menggunakan persamaan $y = 1.283,32x - 2.584.498,47$ dimana x merupakan sebagai tahun dan y sebagai jumlah konsumsi biodiesel. Dengan menggunakan persamaan diatas, maka perkiraan konsumsi biodiesel pada tahun 2030 adalah sebagai berikut :

Dengan nilai :

$$\begin{aligned}
 K &= 1.283,32x - 2.584.498,47 \\
 &= 1.283,32 (2030) - 2.584.498,47 \\
 &= 20.641.130 \text{ (kL/tahun)}
 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan rumus supply dan demand kita dapat menentukan perkiraan kapasitas kotor biodiesel pada tahun 2030 pada saat pabrik ini berdiri

Kapasitas kotor

= Demand - Supply

= (Ekspor + Konsumsi) – (Impor + Produksi)

= (-412.770 + 20.641.130) – (0 + 17.332.000)

= 2.896.360 kL/tahun

Selanjutnya kita harus mengkonversi kL/tahun ke ton/tahun. Dengan mengalikan kapasitas kotor biodiesel pada tahun 2030 dengan densitas biodiesel dari minyak kelapa 836 kg/m³ (Priyak Kaushik, Gurmeet Kaur dan Imran Hasan, 2024) dan dibagi 1000. Didapatkan kapasitas kotor biodiesel pada tahun 2030 sebesar 2.421.332 ton/tahun.

1.2.4 Jumlah Ketersediaan Bahan Baku

Minyak kelapa merupakan salah satu sumber minyak nabati potensial di Indonesia yang dapat digunakan sebagai bahan baku biodiesel. Berbeda dengan kelapa sawit, minyak kelapa berasal dari daging buah kelapa (*Cocos nucifera*) yang banyak dibudidayakan terutama di wilayah timur Indonesia seperti Sulawesi, Maluku, dan Nusa Tenggara. Berdasarkan data Badan Pusat Statistik (BPS), produksi kelapa Indonesia pada tahun 2023 mencapai sekitar 2,895 juta ton (BPS, 2023). Dengan asumsi rendemen minyak sekitar 20% dari berat kelapa, maka produksi minyak kelapa nasional diperkirakan mencapai ±579.000 ton per tahun. Dari jumlah ini, sekitar 50% berpotensi dialokasikan untuk kebutuhan non-pangan termasuk bahan bakar, yaitu sekitar 289.500 ton minyak kelapa yang dapat dikonversi menjadi biodiesel (Alamsyah et al., 2023).

Minyak kelapa memiliki keunggulan dari segi kestabilan oksidatif dan kandungan asam lemak jenuh yang tinggi, terutama asam laurat, sehingga cocok untuk diproses melalui reaksi transesterifikasi menjadi metil ester atau biodiesel (Budiprasojo & Zain, 2022). Pemanfaatan minyak kelapa sebagai bahan baku biodiesel juga mendukung kemandirian energi di wilayah yang tidak terjangkau distribusi BBM fosil, serta memberikan nilai tambah bagi petani kelapa yang selama ini tergantung pada pasar kopra (Sulaiman et al., 2010). Ketersediaan bahan baku yang stabil dan dapat diperbarui menjadi salah satu faktor utama yang menentukan keberhasilan perancangan pabrik biodiesel berbasis minyak kelapa. Dengan potensi produksi lebih dari 500.000 ton minyak per tahun, Indonesia memiliki landasan yang kuat untuk mengembangkan industri biodiesel dari kelapa secara berkelanjutan dan terdesentralisasi di wilayah penghasil kelapa.

Tabel 1.5 Data Ketersediaan Bahan Baku Biodiesel di Indonesia (2019–2024)

Tahun	Produksi Kelapa (ton)	Produksi Minyak Kelapa (ton)
2019	2.827.000	565.400
2020	2.853.000	570.600
2021	2.871.000	574.200
2022	2.880.000	576.000
2023	2.895.000	579.000
2024	2.866.759	716.690

Berdasarkan data proyeksi yang telah dilakukan dengan menggunakan data produksi, konsumsi dan ekspor untuk memprediksi kebutuhan biodiesel pada tahun 2030 yaitu sebesar 2.421.332 ton/tahun. Dengan mempertimbangkan kapasitas pabrik biodiesel yang telah berdiri di Indonesia maka dengan kapasitas 2.421.332 ton/tahun pabrik bisa didirikan, tetapi dengan mempertimbangkan ketersediaan bahan baku minyak biji kelapa yang ada di Indonesia maka dengan kapasitas

2.421.332 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 50.000 ton/tahun.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Minyak Kelapa

Minyak kelapa merupakan salah satu jenis minyak nabati yang berasal dari ekstraksi daging buah kelapa (*Cocos nucifera*). Tanaman kelapa dikenal sebagai “pohon kehidupan” karena hampir seluruh bagiannya dapat dimanfaatkan. Di Indonesia, kelapa banyak dibudidayakan di wilayah timur seperti Sulawesi, Maluku, dan Nusa Tenggara. Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik, Indonesia termasuk produsen kelapa terbesar kedua di dunia, setelah Filipina (BPS, 2023). Minyak kelapa dapat diperoleh melalui beberapa metode ekstraksi, di antaranya pengepresan mekanis (*cold press* dan *expeller press*), metode basah, maupun proses sentrifugasi. Secara umum, minyak kelapa diklasifikasikan menjadi dua jenis utama, yaitu *Virgin Coconut Oil* (VCO), yang diperoleh tanpa perlakuan panas berlebih, dan *Crude Coconut Oil* (CCO), yang merupakan produk hasil pengolahan kelapa kering (kopra). Dalam industri energi, khususnya biodiesel, CCO lebih sering digunakan karena harganya yang lebih murah dan proses ekstraksinya yang lebih sederhana.

Dari segi komposisi kimia, minyak kelapa memiliki kandungan asam lemak jenuh yang tinggi, yakni sekitar 82–92% dari total lemak. Asam lemak utama dalam minyak kelapa adalah asam laurat (C12:0) sekitar 45–53%, diikuti oleh asam

miristat (C14:0), asam palmitat (C16:0), asam kaprilat (C8:0), dan asam kaprat (C10:0) (Gervajio, 2005). Kandungan rantai menengah dan pendek dari asam lemak ini membuat minyak kelapa mudah terurai secara biologis, tahan terhadap oksidasi, dan memiliki titik leleh yang relatif tinggi ($\sim 24^{\circ}\text{C}$), sehingga cocok untuk digunakan dalam proses produksi biodiesel.

Dalam aplikasi biodiesel, minyak kelapa menjadi kandidat yang baik untuk diolah melalui proses transesterifikasi. Reaksi ini melibatkan interaksi antara trigliserida dalam minyak dengan alkohol rantai pendek (biasanya metanol) dengan bantuan katalis basa seperti NaOH atau KOH. Proses ini menghasilkan metil ester (biodiesel) dan gliserol sebagai produk samping (Budiprasojo & Zain, 2022). Penelitian menunjukkan bahwa biodiesel dari minyak kelapa memiliki karakteristik pembakaran yang baik dan menghasilkan emisi karbon yang lebih rendah dibandingkan dengan biodiesel dari minyak sawit maupun diesel berbasis fosil. Keunggulan lainnya adalah sifat fisik biodiesel dari minyak kelapa yang stabil terhadap penyimpanan dan mampu beroperasi dengan baik pada suhu tinggi. Namun demikian, titik nyala biodiesel dari minyak kelapa lebih rendah dibandingkan dengan minyak sawit, sehingga perlu perhatian dalam aspek keselamatan penyimpanan (Alamsyah et al., 2023). Pemanfaatan minyak kelapa untuk biodiesel tidak hanya mendukung pengembangan energi terbarukan, tetapi juga memberikan dampak ekonomi yang signifikan bagi petani kelapa. Proyek-proyek percontohan biodiesel berbasis kelapa di daerah seperti Papua Nugini dan Filipina telah menunjukkan bahwa bahan bakar dari kelapa dapat digunakan untuk mesin diesel di daerah terpencil, mengurangi ketergantungan pada BBM impor, dan meningkatkan kemandirian energi lokal (The Guardian, 2024). Banyak UMKM

menghasilkan minyak kelapa tanpa proses pemanasan ekstrim dengan FFA sangat rendah (bahkan $< 0,1\%$) dan cocok untuk transesterifikasi langsung tanpa esterifikasi awal. Beberapa UMKM juga telah dibina BPOM & dinas perindustrian

→ Menunjukkan adanya proses higienis dan standar mutu pangan

→ Semakin memperkuat kelayakan kualitas bahan baku

- Kualitas dapat distandardisasi di pabrik:
 - Saringan awal (filtrasi kotoran kasar)
 - Uji FFA sederhana (titrasi)
 - Sistem batch quality contro

Dari total kebutuhan minyak kelapa yaitu 52.500 ton/tahun maka persentase per Kecamatan dari total kebutuhan minyak adalah sebagai berikut :

Kecamatan	Minyak (ton/tahun)	% dari Total 52.500 ton
Mandah	31.800	60.6%
Kateman	20.165	38.4%
Pelangiran	11.100	21.1%
Tembilahan Hulu	2.600	5.0%

Untuk memenuhi kebutuhan kapasitas 50.000 ton biodiesel per tahun, pasokan harus digalang dari Mandah dan Kateman sebagai prioritas, didukung oleh Enok dan cadangan dari Pelangiran dan Tembilahan Hulu.

1.3.2 Biodisesel

Biodiesel merupakan bahan bakar nabati berbentuk ester dari asam lemak yang dihasilkan melalui reaksi transesterifikasi antara trigliserida (dari minyak nabati atau lemak hewani) dan alkohol rantai pendek seperti metanol atau etanol, dengan bantuan katalis basa atau asam. Secara umum, biodiesel dipandang sebagai alternatif bahan bakar diesel berbasis fosil yang lebih ramah lingkungan karena

bersifat terbarukan, biodegradable, dan memiliki emisi karbon yang lebih rendah (Abdelrahman & Abo El-Khair, 2024).

Proses produksi biodiesel dapat dilakukan melalui beberapa metode, antara lain transesterifikasi konvensional, transesterifikasi superkritis, pyrolysis, serta metode inovatif seperti penggunaan gelombang mikro (microwave-assisted) dan kavitasi hidrodinamik. Proses transesterifikasi menjadi metode paling umum karena efisiensinya tinggi dan peralatannya relatif sederhana. Dalam proses ini, minyak nabati direaksikan dengan alkohol menggunakan katalis basa seperti NaOH atau KOH. Reaksi ini menghasilkan metil ester (biodiesel) dan gliserol sebagai produk samping (Malabadi et al., 2023).

Biodiesel memiliki sifat fisik yang sedikit berbeda dari diesel konvensional, seperti viskositas yang lebih tinggi dan titik nyala yang lebih tinggi. Kelebihannya adalah biodiesel menghasilkan emisi karbon monoksida (CO), hidrokarbon tak terbakar (HC), dan partikel lebih rendah, meskipun emisi nitrogen oksida (NO_x) cenderung meningkat, terutama pada rasio campuran tinggi (Kumbar, 2019). Dari sisi lingkungan, biodiesel memiliki potensi besar untuk mengurangi emisi gas rumah kaca. Analisis daur hidup (*life cycle assessment*) menunjukkan bahwa produksi dan penggunaan biodiesel secara keseluruhan menghasilkan jejak karbon lebih rendah dibandingkan bahan bakar fosil. Salah satu studi menunjukkan bahwa penggunaan limbah minyak goreng sebagai bahan baku memberikan pengurangan dampak lingkungan hingga 74% dibandingkan minyak non-edibel seperti *Jatropha* (Sajid et al., 2016).

Penggunaan minyak nabati non-edibel, limbah minyak goreng, dan minyak hewani dianggap sebagai solusi yang lebih berkelanjutan (Malabadi et al., 2023).

Selain itu, pemilihan teknologi produksi dan pemurnian memiliki dampak besar terhadap keberlanjutan biodiesel. Misalnya, teknologi seperti filtrasi membran dan pencucian kering (dry washing) dapat meningkatkan kualitas produk akhir sekaligus mengurangi konsumsi air dan limbah cair dalam proses produksi (Abdelrahman & Abo El-Khair, 2024). Secara global, biodiesel dianggap sebagai salah satu solusi penting dalam transisi energi bersih. Dengan dukungan kebijakan pemerintah dan riset berkelanjutan, biodiesel berpotensi menjadi bagian penting dari bauran energi nasional di banyak negara berkembang, termasuk Indonesia.

1.3.2 Macam-Macam Proses Pembuatan Biodiesel

Produksi biodiesel merupakan proses kimia yang mengubah minyak nabati atau lemak hewani menjadi ester metil (biodiesel) dan gliserol melalui reaksi transesterifikasi atau metode alternatif lainnya. Seiring perkembangan teknologi, berbagai metode produksi biodiesel telah dikembangkan dengan efisiensi, kualitas produk, serta dampak lingkungan yang beragam.

1. Transesterifikasi Konvensional (Alkali dan Asam)

Transesterifikasi konvensional merupakan metode paling banyak digunakan dalam produksi biodiesel. Metode ini melibatkan reaksi antara trigliserida (dari minyak nabati atau lemak hewani) dengan alkohol (biasanya metanol atau etanol) di bawah pengaruh katalis basa atau asam untuk menghasilkan ester metil (biodiesel) dan gliserol sebagai produk samping.

a. Transesterifikasi Alkali

Reaksi transesterifikasi dengan katalis basa seperti natrium hidroksida (NaOH) atau kalium hidroksida (KOH) adalah metode paling efisien dan paling umum digunakan secara komersial. Metode ini bekerja

optimal dengan minyak yang memiliki kandungan asam lemak bebas (FFA) rendah, karena FFA dapat bereaksi dengan katalis basa membentuk sabun yang mengganggu proses pemisahan produk (Granjo et al., 2009).

Kondisi optimal untuk reaksi ini biasanya melibatkan suhu 60– 65 °C, rasio molar metanol terhadap minyak sebesar 6:1, dan konsentrasi katalis sekitar 1% berat dari minyak. Dalam studi oleh Fadhil (2013), biodiesel yang dihasilkan dari lemak sapi menggunakan metode alkali menunjukkan hasil reaksi tinggi dan sifat bahan bakar yang memenuhi standar ASTM. Namun, transesterifikasi alkali memiliki keterbatasan ketika bahan baku mengandung FFA tinggi seperti minyak goreng bekas, karena pembentukan sabun akan mengganggu efisiensi proses. Oleh karena itu, untuk bahan baku seperti ini, diperlukan tahap awal pra-esterifikasi asam untuk menurunkan kadar FFA sebelum dilakukan transesterifikasi basa (Elsheikh et al., 2014).

b. Transesterifikasi Asam

Transesterifikasi dengan katalis asam, biasanya asam sulfat (H_2SO_4), lebih efektif untuk mengolah minyak dengan kadar FFA tinggi. Reaksi ini berlangsung lebih lambat dibandingkan reaksi basa dan membutuhkan rasio metanol terhadap minyak yang jauh lebih tinggi, bisa mencapai 30:1 (Didar, 2015). Namun, keunggulannya adalah tidak terjadi pembentukan sabun sehingga pemisahan produk lebih mudah. Dalam banyak kasus, proses transesterifikasi dilakukan dalam dua tahap: tahap pertama adalah esterifikasi dengan katalis asam untuk menurunkan kadar FFA, kemudian dilanjutkan dengan transesterifikasi basa untuk mengubah

trigliserida menjadi ester metil (Elsheikh et al., 2014). Studi oleh Hossain (2015) menggunakan kombinasi katalis basa dan asam pada alga *Spirogyra* menunjukkan bahwa campuran katalis (NaOH, KOH, dan H_2SO_4) memberikan hasil konversi hingga 96,9%, menunjukkan bahwa pendekatan campuran katalis dapat meningkatkan efisiensi produksi biodiesel dari bahan baku dengan karakteristik kompleks.

c. Efisiensi dan Aplikasi

Transesterifikasi konvensional baik dengan katalis basa maupun asam masih menjadi pilihan utama dalam produksi biodiesel skala besar karena kesederhanaan, efisiensi biaya, dan kemudahan operasionalnya. Namun, efisiensi sangat bergantung pada kualitas bahan baku dan pemilihan parameter reaksi yang tepat. Pengembangan proses dua tahap (acid–base) saat ini menjadi tren untuk mengatasi keterbatasan metode tunggal pada bahan baku non-konvensional. Transesterifikasi enzimatik merupakan salah satu metode yang semakin populer dalam produksi biodiesel karena menawarkan pendekatan ramah lingkungan dan efisien secara selektif. Metode ini menggunakan enzim lipase sebagai biokatalis untuk mengkonversi trigliserida atau asam lemak bebas menjadi ester alkil (biodiesel) melalui reaksi dengan alkohol, umumnya metanol atau etanol (Norjannah et al., 2016).

2. Enzimetik

Dibandingkan dengan transesterifikasi kimiawi (asam atau basa), pendekatan enzimatik memiliki beberapa keunggulan signifikan. Proses ini dapat dilakukan pada suhu dan tekanan yang rendah, tidak menghasilkan

limbah sabun, serta mempermudah pemisahan gliserol sebagai produk samping. Selain itu, metode ini mampu menangani minyak dengan kadar FFA tinggi tanpa tahap pra-esterifikasi, yang menjadi kendala pada metode basa konvensional (Shah et al., 2003; Fjerbaek et al., 2009).

Kualitas biodiesel hasil enzimatik umumnya lebih tinggi karena tingkat kemurniannya yang lebih baik. Produk samping gliserol pun lebih murni dan tidak mengandung kontaminan saponifikasi, sehingga dapat digunakan lebih lanjut dalam industri farmasi atau kosmetik (Moazeni et al., 2019).

Lipase yang umum digunakan berasal dari mikroorganisme seperti *Candida antarctica* (Novozym® 435), *Rhizomucor miehei*, dan *Thermomyces lanuginosus*. Agar enzim dapat digunakan berulang kali, lipase biasanya diimobilisasi pada matriks padat, yang juga meningkatkan stabilitas dan aktivitasnya. Imobilisasi dilakukan melalui berbagai teknik seperti adsorpsi, pengikatan kovalen, atau perangkap dalam matriks polimer (Ranganathan et al., 2008). Dalam studi oleh Choi et al. (2016), kombinasi lipase imobilisasi dua tahap pada minyak asam dari rice bran menghasilkan konversi biodiesel hingga 92%, menunjukkan efektivitas pendekatan ini. Untuk mengatasi hal ini, beberapa teknik telah dikembangkan seperti penambahan alkohol secara bertahap, penggunaan pelarut organik seperti tert-butanol, serta penghilangan gliserol secara kontinu dari medium reaksi (Makarevičienė et al., 2017).

Penelitian terus dilakukan untuk mengurangi biaya proses dan meningkatkan efisiensi enzim. Penggunaan mikroreaktor, teknologi ultrasonik, serta kombinasi pelarut ramah lingkungan menjadi area riset yang menjanjikan (Gusniah et al., 2018). Enzim rekayasa genetika juga mulai dikembangkan agar

lebih tahan terhadap kondisi proses dan bisa digunakan dalam produksi skala besar secara komersial (Pasha et al., 2021).

3. Proses superkritik

Proses superkritik (*supercritical method*) merupakan salah satu inovasi terdepan dalam produksi biodiesel yang tidak menggunakan katalis. Reaksi ini memanfaatkan pelarut alkohol (umumnya metanol) dalam kondisi superkritik—yakni suhu dan tekanan yang melebihi titik kritisnya untuk langsung mengubah trigliserida menjadi ester metil (FAME) dan gliserol. Titik kritis metanol adalah 239 °C dan 8,09 MPa. Namun dalam praktiknya, kondisi optimal proses superkritik biasanya berada pada suhu 270–400 °C dan tekanan 10–45 MPa (Marulanda, 2012; Tao, 2013).

Berbeda dengan metode konvensional yang memerlukan katalis basa atau asam, proses superkritik mengandalkan kemampuan pelarut superkritik untuk meningkatkan kelarutan, viskositas rendah, dan difusivitas tinggi, sehingga mempercepat reaksi transesterifikasi dan esterifikasi dalam satu tahap. Reaksi berlangsung cepat (5–30 menit) dan menghasilkan biodiesel dengan kemurnian tinggi, bahkan dari bahan baku dengan kadar air dan asam lemak bebas (FFA) tinggi, seperti minyak jelantah, lemak hewani, dan mikroalga (Tan et al., 2010; Farobie & Matsumura, 2015).

Kelebihan lain dari proses superkritik adalah kesederhanaan tahap pemurnian, tidak adanya pembentukan sabun, serta fleksibilitas dalam jenis bahan baku. Hal ini menjadikan proses ini sangat menarik untuk produksi biodiesel dari limbah industri dan sumber non-edibel (Kiwjaroun et al., 2009). Proses superkritik awalnya dikritik karena konsumsi energi tinggi akibat suhu

dan tekanan ekstrem. Namun, perkembangan teknologi reaktor dan sistem rekoveri energi seperti pemanfaatan heat integration dan pemanasan ulang metanol telah menurunkan kebutuhan energi secara signifikan (Manuale et al., 2015). Marulanda (2012) menunjukkan bahwa proses superkritik pada rasio molar 9:1 dan suhu 400 °C menghasilkan biodiesel dengan efisiensi energi yang lebih tinggi dibanding proses konvensional, serta dampak lingkungan (PEI) yang lebih rendah.

4. Reaktor dan Variasi Teknologi

Proses ini biasanya dijalankan dalam reaktor tubular atau batch reactor dengan kontrol suhu dan tekanan tinggi. Farobie dan Matsumura (2015) membandingkan efektivitas metanol, etanol, dan MTBE dalam kondisi superkritik dan menemukan bahwa metanol memberikan hasil konversi tertinggi. Saka dan Kusdiana (2006) mengembangkan dua pendekatan: (1) proses satu tahap (Saka process), dan (2) proses dua tahap (Saka-Dadan process), yang melibatkan hidrolisis subkritis diikuti esterifikasi superkritik. Proses ini sangat efektif untuk bahan baku bermutu rendah karena mampu memecah trigliserida menjadi asam lemak bebas dan langsung mengubahnya menjadi ester. Proses intensifikasi dalam produksi biodiesel merujuk pada penerapan teknik dan desain reaktor yang bertujuan untuk mempercepat reaksi, mengurangi penggunaan energi, meminimalkan limbah, dan meningkatkan kualitas serta kuantitas hasil biodiesel. Konsep ini berangkat dari kebutuhan untuk menjawab tantangan utama dalam produksi biodiesel konvensional, yakni waktu reaksi yang lama, keterbatasan perpindahan massa, dan inefisiensi dalam pemisahan fasa produk.

a. Reaktor Alir Dua Fasa dan Mikroreaktor

Oak Ridge National Laboratory mengembangkan reaktor alir dua fasa yang memaksimalkan transfer massa antara metanol dan minyak melalui pencampuran intensif. Teknologi ini memungkinkan penggunaan rasio alkohol terhadap minyak yang lebih rendah dan waktu reaksi yang jauh lebih singkat, sehingga menurunkan biaya pascaproses dan penggunaan pelarut (Mcfarlane et al., 2008). Reaktor mikro (microreactor) juga menjadi salah satu teknologi terdepan dalam proses intensifikasi. Dengan rasio luas permukaan terhadap volume yang sangat tinggi, reaktor mikro mampu mempercepat reaksi transesterifikasi dalam hitungan detik hingga menit. Elemen statis dalam saluran mikro menciptakan pencampuran mikro (micromixing) yang mengatasi keterbatasan difusi pada skala molekuler (Santana et al., 2017).

b. Reaktor Hidrodinamik dan Kavitasi Akustik

Cavitation reactor, baik hidrodinamik maupun ultrasonik, menjadi metode unggulan dalam mempercepat reaksi biodiesel. Prinsip dasar cavitation adalah terbentuknya gelembung mikro yang kolaps dan menghasilkan suhu dan tekanan lokal tinggi secara sementara, sehingga meningkatkan kecepatan reaksi dan efisiensi perpindahan massa (Kelkar et al., 2008). Penelitian menunjukkan bahwa proses esterifikasi dalam cavitation reactor menghasilkan konversi hingga 90% dalam waktu kurang dari 3 jam dengan kondisi suhu dan tekanan ambien.

c. Reaktor Putar dan Reaktor Tabung Berotasi (RTR)

Reaktor tabung berotasi atau rotating tube reactor (RTR) bekerja berdasarkan efek gaya sentrifugal dan aliran Taylor vortex, yang meningkatkan turbulensi dan kontak antar reaktan. Dalam studi oleh Chanthon et al. (2021), RTR mampu menghasilkan biodiesel dengan efisiensi konversi hingga 97,5% hanya dalam waktu singkat dan pada suhu ruang, menjadikannya teknologi hemat energi yang sangat menjanjikan untuk industri skala kecil dan menengah.

d. Reaktor Ekstraktif dan Membran

Reaktor ekstraktif, seperti extractive reaction column (XRC), mengintegrasikan reaksi dan pemisahan dalam satu unit. Reaktor ini memisahkan gliserol secara kontinu dari fasa reaktif sehingga mempercepat kesetimbangan ke arah produk. Hasil simulasi menunjukkan bahwa XRC mampu mencapai efisiensi konversi tinggi dengan rasio pelarut minimum dan kualitas produk yang superior (Chesterfield et al., 2013). Reaktor membran, di sisi lain, memanfaatkan membran selektif untuk memisahkan ester metil dari reaktan dan gliserol. Integrasi reaksi dan pemisahan ini mengurangi kebutuhan unit operasi terpisah dan mempercepat laju reaksi karena efek penghilangan produk secara simultan (Biniaz et al., 2019).

1.4 Pemilihan Proses

Pemilihan proses merupakan tahapan penting dalam perancangan pabrik biodiesel, karena metode produksi yang dipilih akan menentukan efisiensi konversi bahan baku, kualitas biodiesel, investasi alat, hingga dampak lingkungan dari operasional pabrik. Untuk produksi biodiesel dari minyak kelapa (*Cocos nucifera*),

beberapa metode yang tersedia meliputi transesterifikasi konvensional (katalis basa atau asam), transesterifikasi enzimatis, proses superkritik, serta proses intensifikasi berbasis gelombang mikro atau ultrasonik.

1. Aspek Kimia dan Kualitas Bahan Baku

Minyak kelapa memiliki kadar asam lemak bebas (FFA) rendah dan stabilitas oksidatif tinggi berkat kandungan asam laurat yang dominan, sehingga ideal untuk proses transesterifikasi alkali (Ahmad et al., 2022). Proses ini juga sederhana dan umum digunakan pada skala industri, menjadikannya kandidat utama untuk produksi skala besar. Namun, untuk minyak kelapa kualitas rendah atau dari limbah (*waste coconut oil*), kadar FFA dapat melebihi 5%, sehingga proses satu tahap basa tidak lagi efisien. Dalam kasus ini, metode dua tahap menggunakan esterifikasi asam diikuti transesterifikasi basa atau pendekatan non-katalitik seperti superkritik menjadi lebih sesuai (Punsuvon, 2015).

2. Pertimbangan Ekonomi dan Energi

Proses alkali menawarkan biaya investasi dan operasional yang rendah namun memiliki tantangan berupa kebutuhan air untuk pencucian produk dan manajemen limbah sabun. Di sisi lain, metode enzimatis menjanjikan kemurnian produk yang tinggi, tetapi biayanya mahal karena harga enzim dan waktu reaksi yang lebih lama (Jabar, 2011). Proses superkritik dan *microwave-assisted transesterification* menunjukkan efisiensi waktu sangat tinggi, dengan konversi hingga 98% dalam waktu kurang dari 10 menit (Suryanto et al., 2015). Namun, metode ini menuntut investasi alat tinggi dan kontrol suhu-tekanan

ekstrem, yang cocok untuk skala besar tetapi kurang optimal untuk skala komunitas.

3. Aspek Lingkungan dan Keberlanjutan

Metode berbasis katalis heterogen, ultrasonik, dan gelombang mikro dinilai lebih ramah lingkungan karena mengurangi konsumsi pelarut dan air, serta limbah cair. Penelitian oleh Jabar (2011) menunjukkan bahwa proses kombinasi ultrasonik dan microwave tidak hanya mempercepat reaksi tetapi juga menurunkan energi spesifik yang dibutuhkan, dari 1361 kJ/kg (proses konvensional) menjadi 315 kJ/kg.

1.5 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika

1.5.1 Tinjauan Kinetika

Kinetika reaksi transesterifikasi merupakan aspek kunci dalam merancang proses produksi biodiesel yang efisien. Studi kinetika membantu memahami laju reaksi, mekanisme reaksi, dan pengaruh parameter proses seperti suhu, waktu reaksi, konsentrasi katalis, serta rasio molar alkohol terhadap minyak. Dalam konteks biodiesel dari minyak kelapa (*Cocos nucifera*), studi kinetika memberikan gambaran tentang bagaimana reaksi berlangsung secara termodinamika dan dinamis dalam berbagai metode produksi, baik dengan katalis basa, asam, maupun enzimatik.

1. Kinetika Transesterifikasi Basa (Alkali Catalysis)

Proses transesterifikasi dengan katalis basa (misalnya NaOH atau KOH) umumnya mengikuti model kinetika orde kedua, khususnya saat katalis dan metanol didispersikan secara homogen dalam minyak. Studi oleh Ofoefule et al. (2014) menunjukkan bahwa dengan katalis KOH 0,65% dan rasio molar

metanol terhadap minyak 6:1, suhu optimum reaksi adalah 45°C dan waktu reaksi optimal adalah 45 menit, menghasilkan konversi biodiesel hingga 88%. Kondisi ini mencerminkan bahwa laju reaksi sangat sensitif terhadap suhu dan durasi, serta bahwa peningkatan suhu di atas titik optimum justru menurunkan efisiensi karena potensi dekomposisi produk (Ofoefule et al., 2014).

2. Kinetika Transesterifikasi Enzimatik

Dalam proses enzimatik, reaksi dikatalisis oleh lipase, seringkali dari *Candida antarctica*. Studi oleh Tupufia et al. (2013) menunjukkan bahwa laju reaksi enzimatik jauh lebih lambat dibandingkan metode basa, sekitar dua kali orde lebih rendah. Namun, proses ini memiliki keuntungan karena dapat menghindari pembentukan sabun bahkan pada bahan baku dengan kadar FFA tinggi. Nilai konstanta laju menunjukkan bahwa reaksi esterifikasi FFA berlangsung 1,5–2,5 kali lebih cepat daripada transesterifikasi trigliserida. Rasio kinetik antara pembentukan ester terhadap gliserol dan etanol menunjukkan kesesuaian dengan stoikiometri reaksi (Tupufia et al., 2013).

Penggunaan gelombang ultrasonik dengan frekuensi 43 kHz dilaporkan meningkatkan laju konversi hingga 20 kali lipat, menjadikan proses enzimatik lebih kompetitif secara waktu dibandingkan metode kimiawi (Tupufia et al., 2013).

3. Kinetika pada Metode Multifeedstock

Dalam studi terbaru oleh Aulia (2024), reaksi transesterifikasi menggunakan campuran enam minyak nabati, termasuk minyak kelapa, menunjukkan bahwa reaksi mengikuti model kinetika orde dua. Konversi maksimal (lebih dari 90%) diperoleh pada suhu 60°C dan waktu reaksi 60

menit. Model ini penting sebagai acuan perancangan reaktor skala industri untuk produksi biodiesel dari sumber bahan baku campuran (Aulia, 2024).

4. Parameter-Penentu dan Model Kinetik

Model kinetik yang umum digunakan mencakup pendekatan reaksi elemen tunggal dan pseudo-orde dua. Parameter yang menentukan laju reaksi mencakup:

- a. Suhu (aktivasi energi, E_a)
- b. Konsentrasi metanol dan katalis
- c. Rasio molar
- d. Waktu tinggal (residence time)
- e. Jenis dan bentuk katalis (homogen vs heterogen)

1.5.2 Tinjauan Termodinamika

Termodinamika merupakan aspek krusial dalam memahami dan mengoptimalkan reaksi transesterifikasi dalam produksi biodiesel. Dalam konteks biodiesel dari minyak kelapa (*Cocos nucifera*), pemahaman terhadap parameter termodinamika seperti energi aktivasi (E_a), perubahan entalpi (ΔH), perubahan entropi (ΔS), dan energi Gibbs (ΔG) membantu dalam menentukan efisiensi proses, batas kesetimbangan, serta kebutuhan energi reaksi.

1. Karakteristik Termodinamika Reaksi Transesterifikasi

Reaksi transesterifikasi trigliserida dengan alkohol (biasanya metanol atau etanol) merupakan reaksi reversibel dan eksotermis. Oleh karena itu, peningkatan suhu dapat mempercepat laju reaksi tetapi sekaligus dapat menurunkan konversi jika melewati batas kesetimbangan (Pimngern & Punsuvon, 2016). Dalam studi tersebut, reaksi transesterifikasi minyak kelapa

menunjukkan bahwa kondisi optimum terjadi pada suhu 60–65 °C dengan rasio molar metanol terhadap minyak sebesar 6:1 hingga 9:1. Penelitian oleh Zanuttini et al. (2014) menunjukkan bahwa energi aktivasi reaksi esterifikasi minyak kelapa yang mengandung FFA tinggi sebesar 40–50 kJ/mol, lebih tinggi dibandingkan reaksi transesterifikasi langsung (~25–30 kJ/mol). Hal ini menegaskan pentingnya tahapan pra-esterifikasi dalam pengolahan minyak kelapa mentah untuk mengurangi kadar FFA sebelum transesterifikasi basa dilakukan.

2. Pengaruh Suhu dan Tekanan terhadap Keseimbangan

Pada proses superkritik, misalnya dengan metanol di atas 240 °C dan tekanan >8 MPa, peningkatan suhu menyebabkan entalpi negatif ($\Delta H < 0$), namun konversi tetap tinggi karena penurunan viskositas dan peningkatan solubilitas fasa (Farobie & Matsumura, 2015). Dalam konteks proses superkritik, transesterifikasi menjadi difasilitasi oleh kondisi fisik pelarut, bukan semata-mata oleh peningkatan suhu reaksi secara kimia.

3. Parameter Energi Bebas Gibbs dan Entropi

Energi bebas Gibbs (ΔG) dari reaksi transesterifikasi minyak kelapa menunjukkan nilai negatif pada suhu reaksi operasional (50–70 °C), yang menandakan bahwa reaksi berlangsung secara spontan pada kondisi tersebut. Selain itu, nilai entropi reaksi (ΔS) yang positif menunjukkan peningkatan ketidakteraturan sistem selama reaksi, yang konsisten dengan konversi dari senyawa besar (trigliserida) menjadi molekul-molekul lebih kecil (ester dan gliserol) (Zanuttini et al., 2014).

4. Aplikasi Termodinamika dalam Optimasi Proses

Informasi termodinamika penting dalam pemilihan metode pemanasan (konvensional vs microwave). Suryanto et al. (2015) menunjukkan bahwa penggunaan microwave dapat mempercepat reaksi hingga 3 menit dengan efisiensi tinggi (konversi > 97%) karena peningkatan suhu lokal dan distribusi panas yang seragam. Kondisi termodinamika tersebut menciptakan lingkungan yang ideal untuk reaksi transesterifikasi, khususnya ketika katalis homogen digunakan.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Biodiesel

No	Parameter	Nilai
1	Massa jenis pada 40°C	850-890 kg/m ³
2	Titik nyala (mangkok tertutup)	min. 100°C
3	Titik kabur	maks. 18°C
4	Viskositas kinematik pada 40°C	2,3-6,0 mm ² /s (cSt)
5	Air dan sedimen	maks. 0,05 %-vol.
6	Gliserol bebas	maks. 0,02 %-massa
7	Gliserol total	maks. 0,24 %-massa
8	Belerang	maks. 100 ppm-m (mg/kg)
9	Fosfat	maks. 10 ppm-m (mg/kg)
10	Angka setana	min. 51
11	Angka iodium	maks. 115 %-massa (g-I ₂ /100g)
12	Angka asam	maks. 0,8 mg-KOH/g
13	Kadar ester alkil	min. 96,5 %-massa
14	Abu tersulfatkan	maks. 0,02 %-massa
15	Korosi lempeng tembaga (3 jam pada 50°C)	maks. No 3
16	Residu Karbon- dalam contoh asli, atau-dalam 10% ampas distilasi	maks. 0,05 maks. 0,3
17	Temperatur distilasi 90%	maks. 360
18	Uji Halphen	Negatif

(SNI 04-7182-2006)

2.1.2 Gliserol (C₃H₈O₃)

Rumus Kimia	:	C ₃ H ₈ O 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 Kelapa

Komponen		Jumlah (%)
<i>Lauric acid</i>	$C_{12}H_{24}O_2$	41,21%
<i>Myristic acid</i>	$C_{14}H_{28}O_2$	23,90%
<i>Palmitic acid</i>	$C_{16}H_{32}O_2$	16,50%
<i>Trilaurin</i>	$C_{39}H_{74}O_6$	41,21%
<i>Trimiristin</i>	$C_{45}H_{86}O_6$	23,90%
<i>Tripalmitin</i>	$C_{51}H_{98}O_6$	16,50%
<i>Methyl Lauric</i>	$C_{13}H_{26}O_2$	44 - 52
<i>Methyl Tetradecanoate</i>	$C_{15}H_{30}O_2$	16,7%
<i>Methyl Palmitic</i>	$C_{17}H_{34}O_2$	8%

Asam lemak : 6% max

Kadar air : 5 – 12%

Kadar trigliserida : 89%

Nilai iodium (WIJS) : 10% max

Penampilan : Kuning

Titik Didih : >450°F

Tekanan uap (70 F) : <0,01

Specific gravity : <1

Kelarutan : Tidak Larut

Nama Pabrik/UMKM	Lokasi	Kapasitas Produksi	Keterangan
CV Agro Prima Inhil	Mandah	± 15.000 ton/tahun	Pabrik pengolahan kopra menjadi minyak kelapa

Nama Pabrik/UMKM	Lokasi	Kapasitas Produksi	Keterangan
Koperasi Petani Kelapa Inhil Mandiri	Kateman & Pelangiran	± 20.000 ton/tahun	Kumpulan petani kelapa + UMKM pengolah minyak
UMKM VCO Desa Teluk Jira	Kuindra	± 1.000 ton/tahun	Produksi minyak kelapa murni skala kecil (VCO)
Koperasi Maju Jaya Tembilahan Hulu	Tembilahan Hulu	± 2.500 ton/tahun	Suplai minyak goreng kelapa dan CCO lokal

2.3 Spesifikasi Bahan Pendukung

2.3.1 Metanol (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)

Kebutuhan Metanol sekitar 7.875 ton berikut beberapa pabrik penyedia metanol :

Pemasok	Lokasi	Keterangan
PT Petronika Gresik	Gresik, Jawa Timur	Anak perusahaan Petrokimia Gresik, produsen besar
PT Lautan Luas Tbk	Medan/Batam	Distributor metanol skala nasional
PT Dharma Chemikal	Batam	Alternatif pasok regional Sumatera

2.3.2 Asam Klorida (HCl)

Rumus Kimia	:	HCl
Fase	:	Cair
Warna	:	Bening agak kekuningan
Berat Molekul	:	36,46 g/m ³
Densitas (pada 20°C)	:	1178 kg/m ³
Viskositas	:	1,5 cP
Titik Didih, 1 atm	:	110 °C
Tekanan	:	90 mmHg
Tekanan uap (pada 20°C)	:	12 kpa
Melting point	:	-30°C
Kelarutan	:	Larut dalam air

Kebutuhan Asam Klorida sekitar 260 ton berikut beberapa pabrik penyedia Asam Klorida :

Pemasok	Lokasi	Keterangan
PT Lautan Luas Tbk	Pekanbaru	Distributor bahan kimia cair
PT Citra Resik Chemindo	Pekanbaru	Suplai industri dan kebutuhan laboratorium

2.3.3 Natrium Hidroksida (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)

Kebutuhan NaOH sekitar 525 ton berikut beberapa pabrik penyedia NaOH :

Pemasok	Lokasi	Keterangan
PT Asahimas Chemical	Cilegon (via distributor Pekanbaru)	Produsen utama Indonesia
PT Anugerah Kimia Indonesia	Pekanbaru	Distributor bahan kimia industri

2.3.4 Air (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 pabrik biodiesel bertujuan untuk memastikan produk akhir memenuhi standar yang telah ditetapkan, baik oleh SNI (Standar Nasional Indonesia) maupun standar perusahaan sendiri. Proses ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, proses dan pengendalian kualitas produk.

2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku adalah proses yang memastikan dan mempertahankan kualitas bahan baku yang digunakan dalam produksi dari bahan baku hingga penyimpanan untuk digunakan dalam proses produksi. Tujuannya adalah untuk menghasilkan produk akhir berkualitas tinggi dan memenuhi standar. Kontrol kualitas dapat dilakukan dengan menggunakan analisis laboratorium atau unit kontrol sebelum proses produksi dimulai. Bahan baku yang mengandung bahan

baku tambahan dilakukan untuk diuji untuk memastikan kompatibilitas dengan spesifikasi yang ditentukan. Evaluasi dilakukan pada standar yang kira-kira serupa pada tahun 1972, termasuk beberapa parameter seperti minyak kelapa (trigliserida), metanol, natrium hidroksida, dan asam klorida. Tujuan dari tes ini adalah untuk memastikan bahwa bahan baku dapat diproses secara efisien di pabrik. Seluruh proses kontrol kualitas dapat dilakukan dengan analisis laboratorium atau menggunakan unit kontrol. Pemantauan dan kontrol operasional dilakukan oleh alat kontrol yang terkonsentrasi di ruang kontrol dan dilengkapi dengan indikator untuk memastikan kursus perusahaan sesuai dengan standar yang ditentukan.

2.4.2 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian Kualitas Produk di Pabrik adalah serangkaian kegiatan sistematis yang dilakukan di lingkungan manufaktur untuk memastikan bahwa setiap produk yang dihasilkan memenuhi standar kualitas yang telah ditetapkan, baik dari sisi bahan baku, proses produksi, hingga produk jadi. Proses ini sangat penting untuk menjamin efisiensi, mencegah produk cacat.

Kontrol dan pemantauan operasional dilakukan melalui perangkat yang dikendalikan di ruang kontrol dengan sistem kontrol otomatis dengan indikator. Jika ada penyimpangan dalam indikator seperti B, laju aliran atau perubahan produk, tahap atau suhu kontrol diakui oleh sinyal seperti lampu indikator dan kebisingan alarm. Jika penyimpangan terjadi, tindakan korektif harus diambil untuk mengembalikan kondisi parameter yang diinginkan, baik secara manual atau dengan intervensi otomatis. Beberapa perangkat kontrol yang digunakan untuk mengontrol kondisi operasi pencetakan dan suhu. Perangkat pajak yang perlu ditentukan dalam kondisi tertentu meliputi:

1. *Level Control*

Adalah perangkat yang dipasang di dinding tangki, dan menunjukkan tanda-tanda suara dan cahaya saat kondisi yang tidak pantas. Perangkat ini menggunakan sinyal pneumatik. Ini dikonversi menjadi sinyal listrik dalam bentuk arus (milianpers) dan dikirim ke katup kontrol. Selain itu, sinyal dikonversi lagi menjadi sinyal pneumatik menggerakkan katup.

2. *Flow Rate*

Flow Rate adalah alat yang dipasang untuk menyesuaikan laju aliran fluida menggunakan sinyal pneumatik yang dikonversi menjadi sinyal listrik dalam bentuk arus (miliamphere). menggunakan sinyal pneumatik yang dikonversi menjadi sinyal listrik. Sinyal ini ditransfer ke kontrol katup dan kembali ke sinyal pneumatik untuk memindahkan katup. Prinsip kerja didasarkan pada perbedaan tekanan antara P1 dan P2 adalah karena P1 adalah dari P2, sehingga nilai ΔP dikalibrasi pada setpoint yang diinginkan sesuai dengan set point yang diinginkan.

3. *Temperature Control*

Jika suhu diukur melebihi setpoint tertentu, sistem mengaktifkan output. Jika kontrol proses dilakukan dengan harga dengan harga tertentu untuk menghasilkan produk yang sesuai dengan standar, kontrol kualitas dilakukan untuk menentukan apakah bahan baku dan produk memenuhi spesifikasi.

2.5 **Pengendalian Proses**

Pengendalian proses pabrik adalah suatu teknik yang digunakan untuk mengatur dan memonitor proses produksi agar berjalan sesuai dengan parameter yang diinginkan, seperti kualitas, kuantitas, dan efisiensi. Tujuan utama

pengendalian proses adalah untuk memastikan bahwa produk yang dihasilkan memiliki kualitas yang konsisten, meminimalkan pemborosan, dan menjaga kestabilan proses.

Pengendalian proses produksi pabrik melibatkan aliran dan alat sistem kontrol yang bekerja untuk memastikan bahwa proses produksi berjalan dengan efisien, stabil, dan menghasilkan produk dengan kualitas yang konsisten. Secara umum, pengendalian proses produksi dapat dijelaskan melalui beberapa elemen utama berikut:

1. Aliran Proses (*Process Flow*)

Aliran proses adalah urutan langkah atau tahapan dalam produksi yang melibatkan transformasi bahan baku menjadi produk jadi. Proses ini terdiri dari berbagai unit operasi yang saling terhubung. Setiap unit operasi memiliki fungsi dan tujuan tertentu, seperti:

- a. Pengolahan bahan baku (misalnya, pencampuran, pemanasan, atau pendinginan).
- b. Transportasi material antar unit.
- c. Penyaringan dan pemisahan (misalnya, filtrasi, distilasi, atau penyaringan).
- d. Pengemasan dan penyimpanan produk akhir.

Aliran proses harus terorganisir dengan baik untuk mengoptimalkan penggunaan bahan baku, energi, dan waktu produksi. Aliran ini bisa bersifat linear (*sequential*) atau paralel, tergantung pada jenis dan kompleksitas proses produksi.

2. Sistem Kontrol Proses (*Process Control System*)

Sistem kontrol proses bertanggung jawab untuk memantau, mengatur, dan menjaga stabilitas dari proses produksi, dengan tujuan untuk meminimalkan variabilitas dan memastikan hasil yang konsisten. Komponen utama dalam sistem kontrol proses meliputi:

a. Pengukuran (*Measurement*)

- 1) Sensor dan Instrumen: Alat ukur seperti sensor suhu, tekanan, aliran, pH, atau konsentrasi bahan digunakan untuk mendapatkan data tentang kondisi proses secara real-time. Sensor ini memberikan informasi penting untuk pengambilan keputusan.
- 2) Kontrol Proses Otomatis: Data yang diperoleh dari sensor digunakan untuk memantau dan mengontrol parameter-parameter penting dalam proses produksi.

b. Pengaturan (*Control*)

- 1) Kontrol PID (*Proportional-Integral-Derivative*): Salah satu metode kontrol yang paling umum digunakan adalah PID, yang mengatur sistem berdasarkan tiga komponen: proporsional (P), integral (I), dan derivatif (D). Kontrol PID ini membantu menjaga stabilitas dan akurasi dalam proses.
- 2) Kontrol Otomatis: Kontrol otomatis digunakan untuk menyesuaikan variabel proses secara otomatis tanpa intervensi manusia. Misalnya, mengatur suhu dalam reaktor atau kecepatan aliran dalam pipa.

c. Sistem Kontrol Berbasis Komputer (DCS & SCADA)

- 1) *Distributed Control System (DCS)*: DCS adalah sistem kontrol terdistribusi yang mengontrol berbagai unit proses dalam pabrik secara terintegrasi. Sistem ini memiliki panel kontrol terpusat yang mengatur dan memonitor proses.
- 2) *Supervisory Control and Data Acquisition (SCADA)*: SCADA adalah sistem pengawasan yang memungkinkan pengumpulan data dari berbagai sensor, serta memberikan kendali jarak jauh terhadap sistem produksi.

d. Kontrol Kualitas (Quality Control)

- 1) *Statistical Process Control (SPC)*: Untuk memastikan kualitas produk, teknik SPC digunakan untuk mengidentifikasi dan mengontrol variasi dalam proses produksi. Grafik kontrol dan teknik analisis statistik membantu mendeteksi penyimpangan dari standar yang diinginkan.

3. Alat Sistem Kontrol dalam Proses Produksi

Berikut beberapa alat yang sering digunakan dalam sistem kontrol untuk proses produksi:

- a. Sensor dan Transmitter: Alat untuk mengukur parameter seperti suhu, tekanan, aliran, dan level material.
- b. Aktuator: Alat yang digunakan untuk mengubah kondisi fisik dalam proses, seperti valve untuk mengatur aliran atau pemanas untuk mengatur suhu.
- c. Pengontrol PID: Perangkat yang mengatur input ke dalam proses berdasarkan hasil pengukuran dan perbandingannya dengan nilai yang diinginkan.

- d. **Panel Kontrol:** Panel ini sering kali menampilkan status sistem secara keseluruhan dan memungkinkan operator untuk melakukan pengaturan manual atau memonitor parameter-parameter kunci.

4. Aliran Data dan Informasi

Sistem kontrol dalam proses pabrik juga melibatkan pengolahan data yang masuk dan keluar dari setiap unit operasi:

- a. *Feedback Loops:* Menggunakan data dari sensor untuk memberikan umpan balik ke sistem kontrol untuk menjaga proses tetap dalam batas yang diinginkan.
- b. *Feedforward Control:* Teknik pengendalian yang digunakan untuk memprediksi dan mengantisipasi gangguan dalam proses sebelum mereka mempengaruhi output produk.

5. Optimalisasi dan Integrasi

Untuk meningkatkan efisiensi dan kinerja proses, banyak pabrik menggunakan pendekatan seperti:

- a. **Optimasi Proses:** Menggunakan algoritma dan teknik optimasi untuk mencapai hasil terbaik, seperti meminimalkan biaya atau memaksimalkan output.
- b. **Integrasi Sistem:** Sistem kontrol diintegrasikan dengan teknologi canggih seperti Internet of Things (IoT) dan kecerdasan buatan (AI) untuk memberikan analitik prediktif dan otomatisasi yang lebih baik.

Dengan menggabungkan kontrol aliran, alat sistem kontrol, dan teknik yang tepat, proses produksi pabrik dapat dijalankan secara lebih efisien dan menghasilkan produk yang berkualitas.

2.5.1 Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan

Keselamatan, Kesehatan Kerja, dan Lingkungan (K3L) adalah aspek yang sangat penting dalam operasi pabrik. Penerapan K3L bertujuan untuk melindungi pekerja, lingkungan sekitar, serta memastikan keberlanjutan operasional pabrik dengan cara yang ramah lingkungan dan berkelanjutan. Ini mencakup langkah-langkah yang bertujuan untuk mencegah kecelakaan kerja, penyakit akibat kerja, serta dampak negatif terhadap lingkungan. Pabrik-pabrik di seluruh dunia harus mematuhi berbagai standar dan peraturan K3L untuk menciptakan lingkungan kerja yang aman dan sehat, serta meminimalkan kerusakan terhadap lingkungan.

1. Keselamatan Kerja

Keselamatan kerja di pabrik bertujuan untuk melindungi pekerja dari risiko kecelakaan kerja yang dapat menyebabkan cedera atau bahkan kematian. Dalam konteks ini, beberapa hal yang perlu diperhatikan meliputi:

a. Identifikasi Bahaya

- 1) Proses identifikasi bahaya di pabrik meliputi identifikasi sumber-sumber bahaya potensial yang bisa menimbulkan kecelakaan, seperti mesin yang bergerak, bahan kimia berbahaya, atau kondisi kerja yang ekstrem.
- 2) Bahaya dapat dibagi menjadi bahaya mekanis, fisik (misalnya, kebisingan atau suhu ekstrem), kimiawi (misalnya, paparan bahan kimia beracun), dan ergonomis (misalnya, posisi kerja yang buruk).

b. Pengendalian Bahaya

Setelah bahaya diidentifikasi, langkah pengendalian diambil dengan menggunakan hierarki pengendalian, yaitu: eliminasi, substitusi,

pengendalian teknik (seperti pemasangan pelindung mesin), administrasi (seperti pelatihan), dan penggunaan alat pelindung diri (APD) seperti helm, pelindung telinga, sepatu keselamatan, dan masker.

c. Pelatihan dan Kesadaran Karyawan

Pekerja di pabrik perlu dilatih untuk mengenali potensi bahaya, cara menghindarinya, serta prosedur darurat yang harus diikuti jika terjadi kecelakaan. Pelatihan ini mencakup penggunaan alat pelindung diri (APD), pemadam kebakaran, serta prosedur evakuasi.

d. Pengawasan dan Audit K3

Pengawasan secara teratur dilakukan untuk memastikan bahwa prosedur keselamatan dijalankan dengan baik. Audit K3 dilakukan secara berkala untuk mengevaluasi efektivitas sistem keselamatan kerja yang diterapkan.

2. Kesehatan Kerja

Kesehatan kerja mencakup upaya untuk mencegah penyakit akibat kerja yang timbul karena paparan jangka panjang terhadap faktor-faktor risiko di tempat kerja. Kesehatan kerja tidak hanya melibatkan pencegahan cedera fisik, tetapi juga menjaga kesejahteraan mental dan psikologis pekerja.

a. Penyakit Akibat Kerja

Beberapa penyakit akibat kerja yang sering ditemukan di pabrik meliputi:

- 1) Penyakit pernapasan akibat paparan debu atau bahan kimia berbahaya (misalnya, asbestosis atau silikosis).
- 2) Gangguan pendengaran akibat paparan suara bising dalam jangka panjang.

- 3) Penyakit kulit akibat kontak langsung dengan bahan kimia atau pelarut.
- 4) Gangguan otot dan tulang akibat posisi kerja yang buruk atau repetitif (misalnya, sindrom carpal tunnel atau sakit punggung).

b. Pemeriksaan Kesehatan Berkala

- 1) Pekerja di pabrik perlu menjalani pemeriksaan kesehatan secara rutin untuk mendeteksi masalah kesehatan yang mungkin timbul akibat pekerjaan mereka. Pemeriksaan ini mencakup pemeriksaan fisik, tes darah, dan tes fungsi pernapasan atau pendengaran.
- 2) Perusahaan juga dapat menyediakan fasilitas klinik di tempat untuk pemeriksaan cepat atau pertolongan pertama.

c. Program Kesehatan Mental

Selain aspek fisik, kesehatan mental pekerja juga sangat penting. Stres kerja, tekanan mental, atau gangguan psikologis bisa memengaruhi kinerja dan keselamatan. Oleh karena itu, pabrik perlu menyediakan program yang mendukung kesehatan mental, seperti konseling, manajemen stres, dan kebijakan kerja yang fleksibel.

3. Lingkungan Kerja

Lingkungan kerja yang aman dan bersih sangat penting bagi kesehatan dan keselamatan pekerja. Selain itu, pabrik juga bertanggung jawab untuk meminimalkan dampak operasional terhadap lingkungan sekitar.

a. Pengelolaan Limbah dan Bahan Berbahaya

- 1) Pabrik harus memiliki sistem pengelolaan limbah yang baik untuk memastikan limbah bahan kimia, limbah padat, dan limbah cair

diproses dengan cara yang ramah lingkungan. Pengelolaan ini melibatkan pemilahan, penyimpanan, transportasi, dan pembuangan limbah berbahaya sesuai dengan peraturan yang berlaku.

- 2) Pemantauan limbah dan emisi juga penting untuk memastikan bahwa pabrik tidak mencemari udara, air, atau tanah di sekitar area pabrik.

b. Pengendalian Polusi Udara

- 1) Beberapa pabrik menghasilkan polusi udara berupa debu, asap, atau gas berbahaya. Untuk mengendalikan polusi udara, pabrik perlu menggunakan sistem ventilasi yang baik, filter udara, dan sistem penyaring gas.
- 2) Pengukuran kadar polutan seperti karbon dioksida (CO_2), oksida nitrogen (NO_x), dan sulfur dioksida (SO_2) dilakukan secara rutin untuk memastikan kualitas udara yang baik.

c. Penggunaan Energi dan Sumber Daya

- 1) Efisiensi energi dan pengelolaan sumber daya alam (seperti air) sangat penting dalam menjaga kelestarian lingkungan. Pabrik perlu mengadopsi teknologi ramah lingkungan yang dapat mengurangi penggunaan energi fosil dan mengoptimalkan pemanfaatan energi terbarukan.
- 2) Program penghematan energi dan penggunaan teknologi yang lebih efisien, seperti pemanfaatan energi dari limbah atau sistem

otomatisasi untuk mengurangi konsumsi energi, juga menjadi bagian dari tanggung jawab lingkungan.

4. Peraturan dan Standar K3L

Di Indonesia, terdapat berbagai peraturan yang mengatur K3L di pabrik. Beberapa regulasi yang penting antara lain:

- a. Undang-Undang No. 1 Tahun 1970 tentang Keselamatan Kerja.
- b. Peraturan Pemerintah No. 50 Tahun 2012 tentang Sistem Manajemen Keselamatan dan Kesehatan Kerja.
- c. Peraturan Menteri Tenaga Kerja No. PER.04/MEN/1980 tentang Alat Pelindung Diri.
- d. Peraturan Pemerintah No. 27 Tahun 2012 tentang Pengelolaan Limbah Bahan Berbahaya dan Beracun (B3).

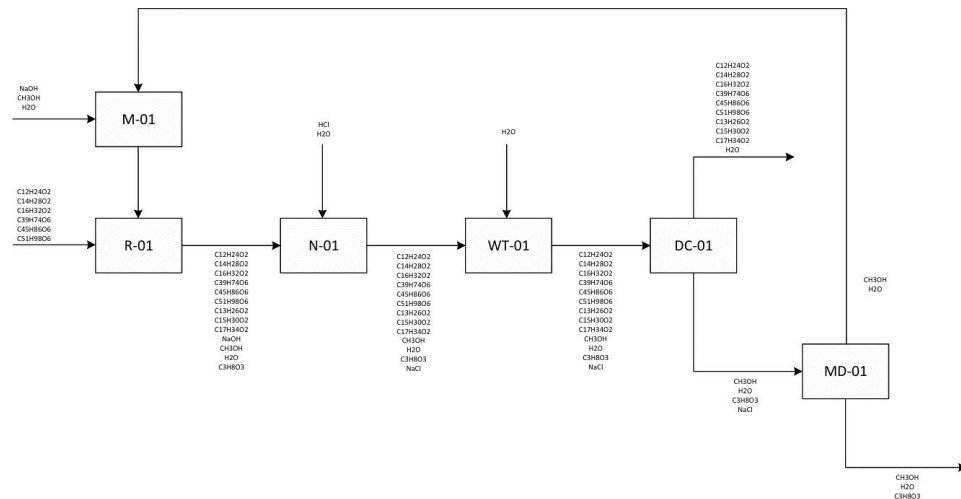
Pabrik-pabrik harus mematuhi peraturan-peraturan ini untuk menciptakan lingkungan kerja yang aman dan ramah lingkungan, serta menjaga kesehatan dan keselamatan pekerjanya. Penerapan K3L yang baik di pabrik tidak hanya berfungsi untuk melindungi pekerja dan lingkungan, tetapi juga meningkatkan produktivitas dan reputasi perusahaan dalam jangka panjang.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

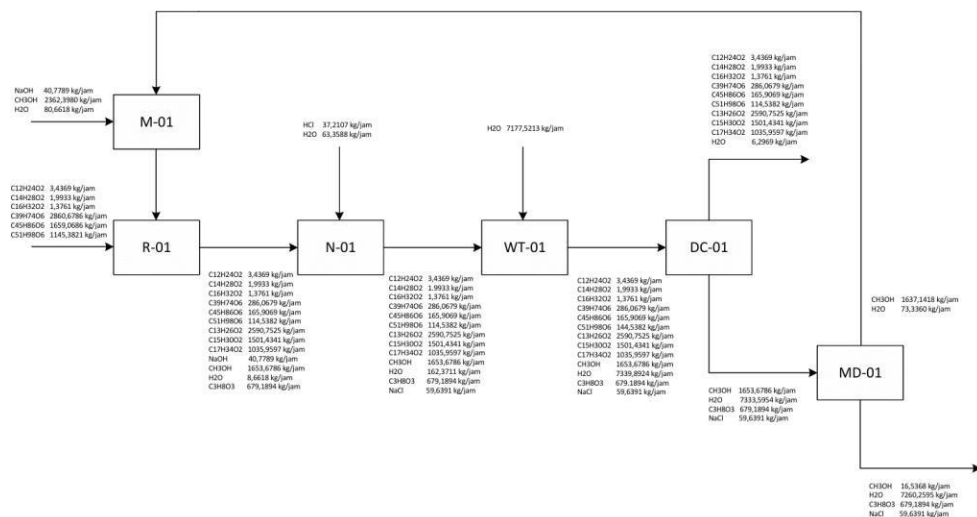
3.1 Diagram lir Proses Material

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 proses transesterifikasi. Pada proses transesterifikasi ini, bahan baku yang digunakan adalah minyak kelapa, metanol dan katalis basa kuat yaitu Natrium Hidroksida (NaOH). NaOH digunakan karena memudahkan pemisahan antara metil ester dan gliserol. Reaksi transesterifikasi ini berlangsung pada suhu 60°C dan tekanan 1 atm.

Proses pembuatan dari biodiesel ini terdiri dari beberapa tahap utama yaitu:

1. Tahap persiapan bahan baku.
2. Tahap reaksi transesterifikasi
3. Tahap pemurnian dan penyimpanan produk

3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Sebelum melakukan reaksi transesterifikasi, minyak kelapa yang disimpan pada suhu 30°C dengan tekanan 1 atm di (T-01) dipanaskan dengan pemanas (HE-04) hingga mencapai suhu 60°C agar siap bereaksi di dalam reaktor (R-01). Kemudian, bahan baku metanol (T-02) dan NaOH (T-04) yang disimpan pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dicampurkan terlebih dahulu dalam mixer (M-01). Setelah itu, campuran tersebut dimasukkan ke dalam reaktor transesterifikasi (R-01).

3.2.2 Tahap Reaksi Transesterifikasi

Pada tahapan reaksi transesterifikasi yang terjadi pada reaktor transesterifikasi (R-01) mereaksikan trigliserida dengan metanol 97% dan dibantu katalis basa kuat yaitu NaOH 48% dan akan menghasilkan metil ester, yang nantinya akan dialirkan ke reaktor transesterifikasi (R-02).

Konversi di reaktor transesterifikasi mencapai 90% dengan waktu reaksi selama 1 jam. Proses transesterifikasi dilakukan dalam 3 tahap dan menggunakan

reaktor yang disusun secara seri. 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.

3.2.3 Tahap Pemurnian dan Penyimpanan Produk

Hasil keluaran dari reaktor transesterifikasi kemudian akan dinetralkan di netralizer (N-01) menggunakan HCl 36%, dimana hasil reaksi netralisasinya berupa garam NaCl. Setelah itu, hasil keluaran netralizer (N-01) yang berupa senyawa biodiesel, metanol, air, gliserol dan akumulasi garam NaCl yang terbentuk pada netralizer (N-01) akan dicuci di *washing tower* (WT-01). Setelah itu, campuran senyawa biodiesel, metanol, air, NaCl dan gliserol akan dipisahkan melalui decanter (DC-01). Sehingga, hasil pemisahan decanter (DC-01) keluaran atas berupa biodiesel dan air, akan dialirkan menuju tangki (T-05) dan keluaran bawah berupa metanol, air gliserol dan NaCl dialirkan menuju menara distilasi (MD-01). Hasil pemisahan menara distilasi (MD-01) keluaran atas berupa metanol dan air yang akan dialirkan menuju *mixer* (M-01) untuk di *recycle*.

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 kelapa :

1. Mixer (M-01)

Fungsi	Mencampurkan metanol dan sodium hidroksida
Jumlah	1 Buah
Suhu	30 °C
Tekanan	1 atm
Waktu Tinggal	30 menit
Volume	7,3591 m ³

Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel type 316</i>
Diameter <i>Mixer</i>	2,1085 m
Tinggi <i>Mixer</i>	3,1467 m
Tebal <i>Shell</i>	0,1875 inchi
Tebal <i>Head</i>	0,1875 inchi
Jenis Pengaduk	<i>Propeller Standard 3 Blade</i>
Diameter Pengaduk	0,7028 m
Jumlah Pengaduk	1
Lebar <i>Baffle</i>	0,1757 m
Kecepatan Pengaduk	91 rpm
Power Pengaduk	5 Hp
Harga	\$ 68.085

2. Reaktor (R-01)

Fungsi	Mereaksikan metanol dengan minyak kelapa
Jumlah	1 buah
Jenis Reaktor	RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk)
Suhu	60°C
Tekanan	1 atm
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel type 316</i>
Diameter <i>Shell</i>	4,5260 m
Tinggi <i>Shell</i>	4,5260 m
<i>Volume Shell</i>	72,7801 m ³
Tinggi Reaktor	6,2116 m
Volume Reaktor	88,4919 m ³
Tinggi <i>Head</i>	33,1801 inchi
Tebal <i>Head</i>	0,1801 inchi
Jenis Pengaduk	<i>Six-blade turbine, vertical blades</i>
Diameter Pengaduk	1,5087 m
Tinggi Pengaduk	1,5087 m
Lebar Pengaduk	0,3772 m
Lebar <i>Baffle</i>	0,3772 m
Jumlah Pengaduk	1 buah

Kecepatan Pengaduk	43,74 rpm
Power Pengaduk	30 Hp
Tinggi Jacket Pendingin	5,3784 m
Diameter Jacket Pendingin	4,6736 m
Luas Jacket Pendingin	115,9733 m ²
Harga	\$ 848.100

3. Reaktor (R-02)

Fungsi	Mereaksikan metanol dengan minyak kelapa
Jumlah	1 buah
Jenis Reaktor	RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk)
Suhu	60°C
Tekanan	1 atm
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 3 type 316</i>
Diameter <i>Shell</i>	2,9693 m
Tinggi <i>Shell</i>	2,9693 m
Volume <i>Shell</i>	20,5513 m ³
Tinggi Reaktor	4,0860 m
Volume Reaktor	24,9897 m ³
Tinggi <i>Head</i>	21,9817 inchi
Tebal <i>Head</i>	0,1514 inchi
Jenis Pengaduk	<i>Six-blade turbine, vertical blades</i>
Diameter Pengaduk	0,9898 m
Tinggi Pengaduk	0,9898 m
Lebar Pengaduk	0,2474 m
Lebar <i>Baffle</i>	0,2474 m
Jumlah Pengaduk	1 buah
Kecepatan Pengaduk	7,0208 rpm
Power Pengaduk	20 Hp
Tinggi Jacket Pendingin	3,5738 m
Diameter Jacket Pendingin	3,1496 m
Luas Jacket Pendingin	55,2268 m ²
Harga	\$ 433.900

4. Reaktor (R-03)

Fungsi	Mereaksikan metanol dengan minyak kelapa
Jumlah	1 buah

Jenis Reaktor	RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk)
Suhu	60°C
Tekanan	1 atm
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel type 316</i>
Diameter <i>Shell</i>	2,5768 m
Tinggi <i>Shell</i>	2,5768 m
Volume <i>Shell</i>	13,4304 m ³
Tinggi Reaktor	3,5734 m
Volume Reaktor	16,3313 m ³
Tinggi <i>Head</i>	19,6191 inchi
Tebal <i>Head</i>	0,1479 inchi
Jenis Pengaduk	<i>Six-blade turbine, vertical blades</i>
Diameter Pengaduk	0,8589 m
Tinggi Pengaduk	0,8589 m
Lebar Pengaduk	0,2147 m
Lebar <i>Baffle</i>	0,2147 m
Jumlah Pengaduk	1 buah
Kecepatan Pengaduk	8,09 rpm
Power Pengaduk	20 Hp
Tinggi Jaket Pendingin	3,3630 m
Diameter Jaket Pendingin	2,6924 m
Luas Jaket Pendingin	43,2885 m ²
Harga	\$ 346.300

5. *Netralizer* (N-01)

Fungsi	Menetralkan HCl keluaran reaktor dengan NaOH
Jenis	<i>Silinder Vertical</i> dengan <i>Head</i> dan <i>Bottom</i> berbentuk <i>torispherical</i>
Bahan	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Suhu	60 °C
Tekanan	1 atm
Tebal <i>Head</i>	0,1875 inchi
Tebal <i>Shell</i>	0,187 inchi
Diameter <i>netralizer</i>	2,0047 m
Tinggi <i>netralizer</i>	2,0047 m
Panjang <i>baffle</i>	3,94 m
Jumlah pengaduk	1
Diameter Pengaduk	0,6682 m
Power Pengaduk	10 Hp
Diameter jaket	2,12 m

Harga	\$ 259.900
-------	------------

6. *Washing Tower (WT-01)*

Fungsi	Pencucian Biodiesel
Bahan	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Suhu	30 °C
Tekanan	1 atm
Diameter	0,5714 m
Tinggi	1,4430 m
Tebal <i>Shell</i>	0,1875 inchi
Tebal <i>Head</i>	0,1875 inchi
Volume	0,1782 m ³
Jumlah <i>baffle</i>	1
Diameter Pengaduk	0,1905 m
Power pengaduk	7,5 Hp
Jumlah	1
Harga	\$ 96.304

7. *Decanter (DC-01)*

Fungsi	Memisahkan fase terlarut dalam air dengan yang tidak terlarut dalam air dari cairan keluaran Reaktor 03
Jumlah	1
Jenis Decanter	<i>Horizontal Cylinder Vessel</i>
Suhu	30 °C
Tekanan	1 atm
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Diameter <i>Decanter</i>	1,12 m
Panjang Total <i>Decanter</i>	3,35 m
Tebal <i>Shell</i>	0,19 inchi
Tebal <i>Head</i>	0,19 inchi
Tinggi <i>Head</i>	9,31 m
Waktu Tinggal	10 menit
Volume Total <i>Decanter</i>	2,74 m ³
Kecepatan Volumetrik Fase Ringan	6,53 m ³ / jam
Kecepatan Volumetrik Fase Berat	9,91 m ³ / jam

Diameter Pipa Umpan	3,50 inchi
Diameter Pipa Fase Ringan	0,68 inchi
Diameter Pipa Fase Berat	0,68 inchi
Tinggi Posisi Pipa Umpan	0,56 m
Tinggi Posisi Fase Ringan	1,01 m
Tinggi Posisi Fase Berat	0,85 m
Harga	\$ 43.423

8. Menara Distilasi

Fungsi	Memisahkan Metanol dan air
Jumlah	1
Jenis Menara Distilasi	<i>Plate Tower (Sieve Tray) berbentuk Torispherical Dishead</i>
Suhu Masuk	30
Tekanan	1 atm
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Diameter Kolom	0,36 m
Tinggi Kolom	17 m
Tebal <i>Shell</i> Kolom	0,0048 m
Tebal <i>Head</i> Kolom	0,0048 m
Jumlah <i>Plate</i>	<i>23 plate</i>
Tebal <i>Tray</i>	0,03 m
Diameter <i>Hole</i>	3 m
Jumlah <i>Hole</i>	1
<i>Tray Spacing</i>	0,45 m
Panjang <i>Weir</i>	0,2805 m
Tinggi <i>Weir</i>	0,04 m
Harga	\$ 234.036

9. Kondensor (CD-01):

Fungsi	Mengembunkan Uap Hasil Atas Menara Distilasi menjadi Liquid
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jenis Bahan	<i>Stainless steel Type 316</i>
Jumlah <i>Hairpin</i>	10
IPS <i>Outer Pipe</i>	4
OD <i>Outer Pipe</i>	4,5 inchi
ID <i>Outer Pipe</i>	4 inchi
<i>Surface area Outer Pipe</i>	1,178 ft ² /ft

<i>Panjang Outer Pipe</i>	20 ft
<i>IPS Inner Pipe</i>	3 inchi
<i>OD Inner Pipe</i>	3,5 inchi
<i>ID Inner Pipe</i>	3 inchi
<i>Surface area Inner Pipe</i>	0,917 ft ² /ft
<i>Panjang Inner Pipe</i>	20 ft
<i>Luas Transfer Panas</i>	191,849 ft
<i>Designed Overall Coefficient (Ud)</i>	75 Btu/lb.ft ² .°C
<i>Clean Overall Coefficient (Uc)</i>	20,77 Btu/hr.ft ² .°C
<i>Fouling Factor (Rd)</i>	0,0028
<i>Fouling Factor Minimum (Rd min)</i>	0,003
<i>Jumlah Alat</i>	1
<i>Harga</i>	\$ 69.900

10. Reboiler (RB-01)

<i>Fungsi</i>	Menguapkan cairan keluaran MD-01 sebagai hasil bawah
<i>Jenis</i>	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
<i>Jenis Bahan</i>	<i>Stainless Steel Type 316</i>
<i>Jumlah</i>	1 buah
<i>ID Shell</i>	15,25 inchi
<i>Pitch</i>	4 inchi
<i>Baffle</i>	16,94 inchi
<i>Pressure drop</i>	0,00094 psi
<i>ID Tube</i>	0,634 inchi
<i>OD Tube</i>	0,75 inchi
<i>BWG</i>	17
<i>Panjang tube</i>	12 ft
<i>Nt</i>	140 buah
<i>Pressure drop</i>	0,0001 psi
<i>Luas Transfer Panas</i>	560,9860 ft ²
<i>Clean Overall Coefficient (Uc)</i>	534 btu/hr.ft ² .°F
<i>Designed Overall Coefficient (Ud)</i>	60 btu/hr.ft ² .°F
<i>Dirt Factor (Rd)</i>	0,0068

Harga	\$ 45.800
-------	-----------

11. Akumulator (ACC-01)

Fungsi	Sebagai penampung arus keluaran kondensor pada MD-01 menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar
Jenis	<i>Horizontal Cylinder</i>
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Jumlah	1 buah
Suhu	64,54 ⁰ C
Tekanan	1 atm
Kapasitas Alat	0,79 m ³
Diameter <i>Shell</i>	0,5410 m
Panjang <i>Shell</i>	3,2460 m
Tebal <i>Shell</i>	0,1875 inchi
Diameter <i>Head</i>	22 inchi
Panjang <i>Head</i>	0,1497 m
Tebal <i>Head</i>	0,1875 inchi
Panjang Total	3,5454 m
Harga	\$ 2.100

12. Tangki Penyimpanan Minyak Kelapa (T-01)

Fungsi	Menyimpan Kebutuhan Minyak Kelapa untuk Proses Produksi selama 7 Hari
Jumlah Alat	1
Jenis	Tangki Silinder tegak dengan dasar datar dan bagian atas berbentuk kerucut (<i>conical</i>)
Tekanan	1 atm
Suhu	30 ⁰ C
Tipe Atap Tangki	<i>Torispherical</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Kapasitas Tangki	393,883 kg
Volume Tangki	240 m ³
Diameter Standar Tangki	9,114 m
Tinggi Standar Tangki	4 m
<i>Course Plate</i>	6
Tebal <i>Head</i>	0,458 inchi
Tinggi <i>Head</i>	236 inchi

Tebal <i>Bottom</i>	0,75 inchi
Tinggi Total Tangki	380 inchi
Harga	\$ 301.400

13. Tangki Penyimpanan CH₃OH (T-02)

Fungsi	Menyimpan Kebutuhan Metanol untuk proses produksi selama 14 Hari
Jumlah Alat	1
Jenis	Tangki Silinder tegak dengan dasar datar dan bagian atas berbentuk kerucut (<i>conical</i>)
Tekanan	1 atm
Suhu	30°C
Tipe Atap Tangki	<i>Torispherical</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Kapasitas Tangki	400,89 kg
Volume Tangki	240 m ³
Diameter Standar Tangki	9,14 m
Tinggi Standar Tangki	4 m
<i>Course Plate</i>	6
Tebal <i>Head</i>	0,460 inchi
Tinggi <i>Head</i>	236 inchi
Tebal <i>Bottom</i>	0,75 inchi
Tinggi Total Tangki	380 inchi
Harga	\$ 301.400

14. Tangki Penyimpanan HCl (T-03)

Fungsi	Menyimpan kebutuhan HCl untuk proses produksi selama 14 hari
Jumlah Alat	1
Jenis	Tangki Silinder tegak dengan dasar datar dan bagian atas berbentuk kerucut (<i>conical</i>)
Tekanan	1 atm
Suhu	30°C
Tipe Atap Tangki	<i>Torispherical</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Kapasitas Tangki	16,896 kg
Volume Tangki	18 m ³
Diameter Standar Tangki	3,048 m
Tinggi Standar Tangki	2 m
<i>Course Plate</i>	4

Tebal Head	0,1156 inchi
Tinggi Head	79 inchi
Tebal <i>Bottom</i>	0,25 inchi
Tinggi Total Tangki	175 inchi
Harga	\$ 116.800

15. Tangki Penyimpanan NaOH (T-04)

Fungsi	Menyimpan kebutuhan NaOH untuk proses produksi selama 14 hari
Jumlah Alat	1
Jenis	Tangki Silinder tegak dengan dasar datar dan bagian atas berbentuk kerucut (<i>conical</i>)
Tekanan	atm
Suhu	30°C
Tipe Atap Tangki	<i>Torispherical</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Kapasitas Tangki	14,273 kg
Volume Tangki	18 m ³
Diameter Standar Tangki	3,048 m
Tinggi Standar Tangki	2 m
<i>Course Plate</i>	4
Tebal <i>Head</i>	0,1120 inchi
Tinggi <i>Head</i>	79 inchi
Tebal <i>Bottom</i>	0,75 inchi
Tinggi Total Tangki	175 inchi
Harga	\$ 116.800

16. Tangki Penyimpanan Biodiesel (T-05)

Fungsi	Menyimpan kebutuhan Biodiesel selama 14 Hari
Jumlah Alat	1
Jenis	Tangki Silinder tegak dengan dasar datar dan bagian atas berbentuk kerucut (<i>conical</i>)
Tekanan	1 atm
Suhu	30°C
Tipe Atap Tangki	<i>Torispherical</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Kapasitas Tangki	958,90 kg
Volume Tangki	569 m ³
Diameter Standar Tangki	12,192 m

Tinggi Standar Tangki	5 m
Course Plate	8
Tebal Head	0,697 inchi
Tinggi Head	315 inchi
Tebal Bottom	1 inchi
Harga	\$ 406.800

17. Heater 01 (HE-01)

Fungsi	Menaikkan suhu dari keluaran mixer hasil pencampuran CH ₃ OH dengan H ₂ O
Jenis Pompa	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Jumlah Hairpin	2
IPS Outer Pipe	4
OD Outer Pipe	4 1/2 inchi
ID Outer Pipe	4 inchi
Surface area Outer Pipe	1,178 ft ² /ft
Panjang Outer Pipe	15 ft
IPS Inner Pipe	3 inchi
OD Inner Pipe	4 inchi
ID Inner Pipe	3 inchi
Surface area Inner Pipe	0,917 sqft/ft
Clean Overall Coefficient (Uc)	65,34 btu/hr.ft ² .°F
Designed Overall Coefficient (Ud)	51,35 btu/hr.ft ² .oF
Dirt Factor (Rd)	0,004
Harga	\$ 2.200

18. Heater 02 (HE-02)

Fungsi	Menaikkan suhu dari tangki HCl untuk diumpankan ke Netralizer
Jenis Pompa	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Jumlah Hairpin	1
IPS Outer Pipe	1 inchi
OD Outer Pipe	2 3/8 inchi
ID Outer Pipe	2 inchi
Surface area Outer Pipe	0,622 ft ² /ft
Panjang Outer Pipe	15 ft

<i>IPS Inner Pipe</i>	1 inchi
<i>OD Inner Pipe</i>	2 inchi
<i>ID Inner Pipe</i>	1 inchi
<i>Surface area Inner Pipe</i>	0,435 sqft/ft
<i>Clean Overall Coefficient (Uc)</i>	61,974 btu/hr.ft ² .°F
<i>Designed Overall Coefficient (Ud)</i>	11,7153 btu/hr.ft ² .°F
<i>Dirt Factor (Rd)</i>	0,069
Harga	\$ 1.000

19. Heater 03 (HE-03)

Fungsi	Menaikkan Suhu keluaran Decanter untuk diumpankan ke Menara Distilasi
Jenis Pompa	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Jumlah Hairpin	8
<i>IPS Outer Pipe</i>	4 inchi
<i>OD Outer Pipe</i>	4 1/2 inchi
<i>ID Outer Pipe</i>	4 inchi
<i>Surface area Outer Pipe</i>	1,178 sqft/ft
<i>Panjang Outer Pipe</i>	15 ft
<i>IPS Inner Pipe</i>	3 inchi
<i>OD Inner Pipe</i>	3,5 inchi
<i>ID Inner Pipe</i>	3,068 inchi
<i>Surface area Inner Pipe</i>	0,917 ft ² /ft
<i>Clean Overall Coefficient (Uc)</i>	79,4154 btu/hr.ft ² .°F
<i>Designed Overall Coefficient (Ud)</i>	89,7002 btu/hr.ft ² .°F
<i>Dirt Factor (Rd)</i>	0,001
Harga	\$ 4.400

20. Heater 04 (HE-04)

Fungsi	Menaikkan Suhu dari tangki minyak kelapa untuk diumpankan ke Reaktor
Jenis Pompa	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Jumlah Hairpin	1
<i>IPS Outer Pipe</i>	4
<i>OD Outer Pipe</i>	4,5 inchi

ID Outer Pipe	4 inchi
Surface area Outer Pipe	1,178 ft ² /ft
Panjang Outer Pipe	20 ft
IPS Inner Pipe	3 inchi
OD Inner Pipe	3,5 inchi
ID Inner Pipe	3 inchi
Surface area Inner Pipe	0,917 ft ² /ft
Clean Overall Coefficient (Uc)	9,9106 btu/hr.ft ² .°F
Designed Overall Coefficient (Ud)	9,6244 btu/hr.ft ² .°F
Dirt Factor (Rd)	0,077
Harga	\$ 3.100

21. Cooler (CL-01)

Fungsi	Menurunkan Suhu umpan masuk ke Decanter dari 60°C menjadi 30°C
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Jumlah	1
ID Shell	15,25 inchi
Pitch	8 inchi
Baffle	16,94 inchi
Pressure Drop	0,01507 psi
OD Tube	0,75 inchi
ID Tube	0,634 inchi
BWG	17
Panjang	12 ft
Nt	128
Pressure Drop	1,8124 psi
Luas Transfer Panas	553,1836 ft ²
Clean Overall Coefficient (Uc)	509 btu/hr.ft ² .°F
Designed Overall Coefficient (Ud)	40 btu/hr.ft ² .°F
Dirt Factor (Rd)	0,0095
Harga	\$ 84.600

22. Cooler (CL-02)

Fungsi	Menurunkan suhu Produk atas Menara Distilasi yang akan di <i>recycle</i> dari 65°C menjadi 30°C
Jenis Pompa	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Jumlah <i>Hairpin</i>	7
IPS <i>Outer Pipe</i>	4
OD <i>Outer Pipe</i>	4,5 inchi
ID <i>Outer Pipe</i>	4 inchi
<i>Surface area Outer Pipe</i>	1,178 ft ² /ft
Panjang <i>Outer Pipe</i>	20 ft
IPS <i>Inner Pipe</i>	3 inchi
OD <i>Inner Pipe</i>	3,5 inchi
ID <i>Inner Pipe</i>	3 inchi
<i>Surface area Inner Pipe</i>	3 inchi
Panjang <i>Inner Pipe</i>	20 ft
Luas Transfer Panas	513,52 ft ²
<i>Designed Overall Coefficient (Ud)</i>	13,938 btu/hr.ft ² .°F
<i>Clean Overall Coefficient (Uc)</i>	14,546 btu/hr.ft ² .oF
<i>Fouling Factor (Rd)</i>	0,001
<i>Fouling Factor Minimum (Rd min)</i>	0,001
Jumlah Alat	1
Harga	\$ 4.000

23. Pompa 01 (P-01)

Fungsi	Mengalirkan CH ₃ OH dari Tangki Penyimpanan (T-02) menuju <i>mixer</i> (M-01)
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Jumlah	1
Kapasitas Pompa	961,346 gal/hr
ID Ukuran Pipa	1,61 inchi
OD Ukuran Pipa	1,9 inchi
IPS Ukuran Pipa	1,5 inchi
<i>Flow Area</i> Ukuran Pipa	2,04 in ²
Efisiensi Pompa	20%
Power Pompa	0,22 Hp
Power Motor	2 Hp

Kecepatan Putar	1933,7204 rpm
Viskositas	0,5075 cP
Harga	\$ 10.000

24. Pompa 02 (P-02)

Fungsi	Mengalirkan CH ₃ OH dari Tangki Penyimpanan (T-04) menuju <i>mixer</i> (M-01)
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Jumlah	1
Kapasitas Pompa	18,78552 gal/hr
ID Ukuran Pipa	0,364 inchi
OD Ukuran Pipa	0,54 inchi
IPS Ukuran Pipa	0,25 inchi
<i>Flow Area</i> Ukuran Pipa	0,104 in ²
Efisiensi Pompa	20%
Power Pompa	0,0102 Hp
Power Motor	0,05 Hp
Kecepatan Putar	222,9777 rpm
Viskositas	125,7435 cP
Harga	\$ 4.400

25. Pompa 03 (P-03)

Fungsi	Mengalirkan campuran CH ₃ OH dan NaOH dari Mixer (M-01) menuju Reaktor (R-01)
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Jumlah	1
Kapasitas Pompa	753,9011 gal/hr
ID Ukuran Pipa	1,049 inchi
OD Ukuran Pipa	1,32 inchi
IPS Ukuran Pipa	1 inchi
<i>Flow Area</i> Ukuran Pipa	0,864 in ²
Efisiensi Pompa	20%
Power Pompa	0,7817 Hp
Power Motor	0,5 Hp
Kecepatan Putar	6678,7631 rpm
Viskositas	13,5708 cP
Harga	\$ 7.800

26. Pompa 04 (P-04)

Fungsi	Mengalirkan hasil reaksi dari (R-01) menuju (R-02)
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Jumlah	1 buah
Kapasitas Pompa	2892,23 gal/hr
ID Ukuran Pipa	2,469 inchi
OD Ukuran Pipa	2,88 inchi
IPS Ukuran Pipa	2,5 inchi
<i>Flow Area</i> Ukuran Pipa	4,79 in ²
Efisiensi Pompa	20%
Power Pompa	1,309 Hp
Power Motor	2 Hp
Kecepatan Putar	2229,834 rpm
Viskositas	60,184 cP
Harga	\$ 12.700

27. Pompa 05 (P-05)

Fungsi	Mengalirkan hasil reaksi dari (R-02) menuju (R-03)
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Jumlah	1
Kapasitas Pompa	2892,223 gal/hr
ID Ukuran Pipa	2,469 inchi
OD Ukuran Pipa	2,88 inchi
IPS Ukuran Pipa	2,5 inchi
<i>Flow Area</i> Ukuran Pipa	4,79 in ²
Efisiensi Pompa	20%
Power Pompa	1,194 Hp
Power Motor	2 Hp
Kecepatan Putar	2387,6516 rpm
Viskositas	60,1844 cP
Harga	\$ 12.700

28. Pompa 06 (P-06)

Fungsi	Mengalirkan hasil reaksi dari (R-01) menuju Netralizer (N-01)
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>

Jenis Bahan	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Jumlah	1
Kapasitas Pompa	2892,233 gal/hr
ID Ukuran Pipa	2,469 inchi
OD Ukuran Pipa	2,88 inchi
IPS Ukuran Pipa	2,5 inchi
<i>Flow Area</i> Ukuran Pipa	4,79 in ²
Efisiensi Pompa	20%
Power Pompa	0,9729 Hp
Power Motor	2 Hp
Kecepatan Putar	2785,5663 rpm
Viskositas	60,1844 cP
Harga	\$ 12.700

29. Pompa 07 (P-07)

Fungsi	Mengalirkan HCl dari Tangki Penyimpanan (T-03) menuju Netralizer (N-01)
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Jumlah	1
Kapasitas Pompa	35,0487 gal/hr
ID Ukuran Pipa	0,493 inchi
OD Ukuran Pipa	0,675 inchi
IPS Ukuran Pipa	0,375 inchi
<i>Flow Area</i> Ukuran Pipa	0,192 in ²
Efisiensi Pompa	20%
Power Pompa	0,0121 Hp
Power Motor	0,05 Hp
Kecepatan Putar	303,9077 rpm
Viskositas	0,5437 cP
Harga	\$ 5.200

30. Pompa 08 (P-08)

Fungsi	Mengalirkan hasil dari Netralizer (N-01) menuju Washing Tower (WT-01)
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Jumlah	1
Kapasitas Pompa	2916,619 gal/hr

ID Ukuran Pipa	2,469 inchi
OD Ukuran Pipa	2,88 inchi
IPS Ukuran Pipa	2,5 inchi
Flow Area Ukuran Pipa	4,79 in ²
Efisiensi Pompa	20%
Power Pompa	0,7376 Hp
Power Motor	2 Hp
Kecepatan Putar	3474,5513 rpm
Viskositas	131602,5604 cP
Harga	\$ 12.700

31. Pompa 09 (P-09)

Fungsi	Mengalirkan hasil dari Washing Tower (WT-01) menuju Decanter (DC-01)
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Jumlah	1
Kapasitas Pompa	5195,157 gal/hr
ID Ukuran Pipa	3,068 inchi
OD Ukuran Pipa	3 inchi
IPS Ukuran Pipa	3 inchi
Flow Area Ukuran Pipa	7,38 in ²
Efisiensi Pompa	20%
Power Pompa	1,3112 Hp
Power Motor	2 Hp
Kecepatan Putar	4815,8042 rpm
Viskositas	70401,15061 cP
Harga	\$ 14.400

32. Pompa 10 (P-10)

Fungs	Mengalirkan hasil atas dari Decanter (DC-01) menuju Tangki Penyimpanan (T-05)
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Jumlah	1
Kapasitas Pompa	2070,163 gal/hr
ID Ukuran Pipa	2,067 inchi
OD Ukuran Pipa	2,38 inchi
IPS Ukuran Pipa	2 inchi

<i>Flow Area</i> Ukuran Pipa	3,15 in ²
Efisiensi Pompa	20%
Power Pompa	2,455 Hp
Power Motor	5 Hp
Kecepatan Putar	900,8123 rpm
Viskositas	14,3842 cP
Harga	\$ 11.500

33. Pompa 11 (P-11)

Fungsi	Mengalirkan hasil bawah dari Decanter (DC-01) menuju Menara Distilasi (MD-01)
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Jumlah	1
Kapasitas Pompa	3141,3 gal/hr
ID Ukuran Pipa	2,469 inchi
OD Ukuran Pipa	2,88 inchi
IPS Ukuran Pipa	2,5 inchi
<i>Flow Area</i> Ukuran Pipa	4,79 in ²
Efisiensi Pompa	20%
Power Pompa	5,2372 Hp
Power Motor	7,5 Hp
Kecepatan Putar	937,4667 rpm
Viskositas	111707,6192 cP
Harga	\$ 12.700

34. Pompa 12 (P-12)

Fungsi	Mengalirkan hasil atas dari Menara Distilasi (MD-01) menuju mixer (M-01)
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Jumlah	1
Kapasitas Pompa	683,158 gal/hr
ID Ukuran Pipa	1,38 inchi
OD Ukuran Pipa	1,66 inchi
IPS Ukuran Pipa	1,25 inchi
<i>Flow Area</i> Ukuran Pipa	1,5 in ²

Efisiensi Pompa	20%
Power Pompa	0,233 Hp
Power Motor	2 Hp
Kecepatan Putar	1226,23402 rpm
Viskositas	0,5178 cP
Harga	\$ 9.100

35. Pompa 13 (P-13)

Fungsi	Mengalirkan dari tangki minyak kelapa (T-01) ke reaktor (R-01)
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Jumlah	1
Kapasitas Pompa	1981,243 gal/hr
ID Ukuran Pipa	2,067 inchi
OD Ukuran Pipa	2,38 inchi
IPS Ukuran Pipa	2 inchi
<i>Flow Area</i> Ukuran Pipa	2,04 in ²
Efisiensi Pompa	20%
Power Pompa	1,8606 Hp
Power Motor	5 Hp
Kecepatan Putar	1079,6896 rpm
Viskositas	36,35619 cP
Harga	\$ 11.500

36. Pompa 14 (P-14)

Fungsi	Mengalirkan air dari utilitas menuju Washing Tower (WT-01)
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel Type 316</i>
Jumlah	1
Kapasitas Pompa	2291,754 gal/hr
ID Ukuran Pipa	2,067 inchi
OD Ukuran Pipa	2,38 inchi
IPS Ukuran Pipa	2 inchi
<i>Flow Area</i> Ukuran Pipa	2,04 in ²
Efisiensi Pompa	20%
Power Pompa	1,5914 Hp

Power Motor	5 Hp
Kecepatan Putar	1557,7257 rpm
Viskositas	0,8196 cP
Harga	\$ 11.500

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Mixer (M-01)

Tabel 3.1 Neraca Massa Mixer 01

No	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Arus 1	Arus 2	Arus 3
1	NaOH	-	40,7789	40,7789
2	CH ₃ OH	2362,3980	-	2362,3980
3	H ₂ O	23,8626	56,7992	80,6618
Total		2386,2606	97,5780	2483,8386

3.4.2 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Tabel 3.2 Neraca Massa Reaktor 01

No	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Arus 3	Arus 4	Arus 5
1	C ₁₂ H ₂₄ O ₂	-	3,4369	3,4369
2	C ₁₄ H ₂₈ O ₂	-	1,9933	1,9933
3	C ₁₆ H ₃₂ O ₂	-	1,3761	1,3761
4	C ₃₉ H ₇₄ O ₆	-	2860,6786	1550,2209
5	C ₄₅ H ₈₆ O ₆	-	1659,0686	899,0604
6	C ₅₁ H ₉₈ O ₆	-	1145,3821	620,6903
7	C ₁₃ H ₂₆ O ₂	-	-	1318,6737
8	C ₁₅ H ₃₀ O ₂	-	-	764,2188
9	C ₁₇ H ₃₄ O ₂	-	-	527,2958
10	NaOH	40,7789	-	40,7789
11	CH ₃ OH	2362,3980	-	2001,6651
12	H ₂ O	80,6618	-	80,6618
13	C ₃ H ₈ O ₃	-	-	345,7023

Total	2483,8386	5671,9356	8155,7742
--------------	------------------	------------------	------------------

3.4.3 Neraca Massa Reaktor (R-02)

Tabel 3.3 Neraca Massa Reaktor 02

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
		Arus 5	Arus 6
1	C ₁₂ H ₂₄ O ₂	3,4369	3,4369
2	C ₁₄ H ₂₈ O ₂	1,9933	1,9933
3	C ₁₆ H ₃₂ O ₂	1,3761	1,3761
4	C ₃₉ H ₇₄ O ₆	1550,2209	412,4832
5	C ₄₅ H ₈₆ O ₆	899,0604	239,2222
6	C ₅₁ H ₉₈ O ₆	620,6903	165,1534
7	C ₁₃ H ₂₆ O ₂	1318,6737	2463,5446
8	C ₁₅ H ₃₀ O ₂	764,2188	1427,7126
9	C ₁₇ H ₃₄ O ₂	527,2958	985,0933
10	NaOH	40,7789	40,7789
11	CH ₃ OH	2001,6651	1688,4772
12	H ₂ O	80,6618	80,6618
13	C ₃ H ₈ O ₃	345,7023	645,8407
Total		8155,7742	8155,7742

3.4.4 Neraca Massa Reaktor (R-03)

Tabel 3.4 Neraca Massa Reaktor 03

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
		Arus 6	Arus 7
1	C ₁₂ H ₂₄ O ₂	3,4369	3,4369
2	C ₁₄ H ₂₈ O ₂	1,9933	1,9933
3	C ₁₆ H ₃₂ O ₂	1,3761	1,3761
4	C ₃₉ H ₇₄ O ₆	412,4832	41,2483
5	C ₄₅ H ₈₆ O ₆	239,2222	23,9222

6	C ₅₁ H ₉₈ O ₆	165,1534	16,5153
7	C ₁₃ H ₂₆ O ₂	2463,5446	2837,1069
8	C ₁₅ H ₃₀ O ₂	1427,7126	1644,2054
9	C ₁₇ H ₃₄ O ₂	985,0933	1134,4691
10	NaOH	40,7789	40,7789
11	CH ₃ OH	1688,4772	1586,2865
12	H ₂ O	80,6618	80,6618
13	C ₃ H ₈ O ₃	645,8407	743,7735
Total		8155,7742	8155,7742

3.4.5 Neraca Massa Netralizer (N-01)

Tabel 3.5 Neraca Massa Netralizer 03

No	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Arus 7	Arus 8	Arus 9
1	C ₁₂ H ₂₄ O ₂	3,4369	-	3,4369
2	C ₁₄ H ₂₈ O ₂	1,9933	-	1,9933
3	C ₁₆ H ₃₂ O ₂	1,3761	-	1,3761
4	C ₃₉ H ₇₄ O ₆	41,2483	-	41,2483
5	C ₄₅ H ₈₆ O ₆	23,9222	-	23,9222
6	C ₅₁ H ₉₈ O ₆	16,5153	-	16,5153
7	C ₁₃ H ₂₆ O ₂	2837,1069	-	2837,1069
8	C ₁₅ H ₃₀ O ₂	1644,2054	-	1644,2054
9	C ₁₇ H ₃₄ O ₂	1134,4691	-	1134,4691
10	NaOH	40,7789	-	-
11	CH ₃ OH	1586,2865	-	1586,2865
12	H ₂ O	80,6618	63,3588	144,0206
13	C ₃ H ₈ O ₃	743,7735	-	743,7735
14	HCl	-	37,2107	-
15	NaCl	-	-	59,6391
Total		8155,7742	100,5695	8237,9933

3.4.6 Neraca Massa Washing Tower (WT-01)

Tabel 3.6 Neraca Massa *Washing Tower* 01

No	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Arus 9	Arus 10	Arus 11
1	$C_{12}H_{24}O_2$	3,4369	-	3,4369
2	$C_{14}H_{28}O_2$	1,9933	-	1,9933
3	$C_{16}H_{32}O_2$	1,3761	-	1,3761
4	$C_{39}H_{74}O_6$	41,2483	-	41,2483
5	$C_{45}H_{86}O_6$	23,9222	-	23,9222
6	$C_{51}H_{98}O_6$	16,5153	-	16,5153
7	$C_{13}H_{26}O_2$	2837,1069	-	2837,1069
8	$C_{15}H_{30}O_2$	1644,2054	-	1644,2054
9	$C_{17}H_{34}O_2$	1134,4691	-	1134,4691
10	CH_3OH	1586,2865	-	1586,2865
11	H_2O	144,0206	7177,5213	7321,5419
12	$C_3H_8O_3$	743,7735	-	743,7735
13	NaCl	59,6391	-	59,6391
Total		8237,9933	7177,5213	15415,5146

3.4.7 Neraca Massa Decanter (DC-01)

Tabel 3.7 Neraca Massa *Decanter* 01

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Arus 11	Arus 12	Arus 13
1	$C_{12}H_{24}O_2$	3,4369	3,4369	-
2	$C_{14}H_{28}O_2$	1,9933	1,9933	-
3	$C_{16}H_{32}O_2$	1,3761	1,3761	-
4	$C_{39}H_{74}O_6$	41,2483	41,2483	-
5	$C_{45}H_{86}O_6$	23,9222	23,9222	-
6	$C_{51}H_{98}O_6$	16,5153	16,5153	--

7	C ₁₃ H ₂₆ O ₂	2837,1069	2837,1069	-
8	C ₁₅ H ₃₀ O ₂	1644,2054	1644,2054	
9	C ₁₇ H ₃₄ O ₂	1134,4691	1134,4691	-
10	CH ₃ OH	1586,2865	-	1586,2865
11	H ₂ O	7321,5419	6,2812	7315,2607
12	C ₃ H ₈ O ₃	743,7735	-	743,7735
13	NaCl	59,6391	-	59,6391
Total		15415,5146	5710,5548	9704,9598

3.4.8 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.8 Neraca Massa Menara Distilasi 01

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Arus 13	Arus 14	Arus 15
1	CH ₃ OH	1586,2865	1570,4237	15,8629
2	H ₂ O	7315,2607	73,1526	7242,1081
3	C ₃ H ₈ O ₃	743,7735	-	743,7735
4	NaCl	59,6391	-	59,6391
Total		9704,9598	1643,5763	8061,3835

3.4.9 Neraca Massa Condensor (CD-01)

Tabel 3.9 Neraca Massa Condensor 01

No	Komponen	Massa Masuk		Massa Keluar			
		Kmol/jam	Kg/jam	Reflux		Distilat	
				Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
1	CH ₃ OH	160,7882	5145,2215	109,6275	3508,0797	51,1607	1637,1418
2	H ₂ O	12,8045	230,4808	8,7303	157,1448	4,0742	73,3360
3	C ₃ H ₈ O ₃	-	-	-	-	-	-
4	NaCl	-	-	-	-	-	-
Sub Total		173,5927	5375,7022	118,3578	3665,2245	55,2349	1710,4778
Total		5375,7022		5375,7022			

3.4.10 Neraca Massa Reboiler (RB-01)

Tabel 3.10 Neraca Massa Reboiler 01

No	Komponen	Massa Masuk		Massa Keluar			
				Reflux		Bottom	
		Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
1	CH ₃ OH	0,7344	23,4999	0,2176	6,9631	0,5168	16,5368
2	H ₂ O	573,1850	10317	169,8373	3057,0706	403,3477	7260,2595
3	C ₃ H ₈ O ₃	10,4910	965,1751	3,1085	285,9856	7,3825	679,1894
4	NaCl	1,4487	84,7513	0,4293	25,1122	1,0195	59,6391
Sub total		585,8591	11390,7563	173,5927	3375,1315	412,2665	8015,6248
Total		11390,7563		11390,7563			

3.4.11 Neraca Massa Total

Tabel 3.11 Neraca Massa Total

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
1	C ₁₂ H ₂₄ O ₂	3,4369	3,4369
2	C ₁₄ H ₂₈ O ₂	1,9933	1,9933
3	C ₁₆ H ₃₂ O ₂	1,3761	1,3761
4	C ₃₉ H ₇₄ O ₆	2860,6786	286,0679
5	C ₄₅ H ₈₆ O ₆	1659,0686	165,9069
6	C ₅₁ H ₉₈ O ₆	1145,3821	114,5382
7	C ₁₃ H ₂₆ O ₂	-	2590,7525
8	C ₁₅ H ₃₀ O ₂	-	1501,4341
9	C ₁₇ H ₃₄ O ₂	-	1035,9597
10	NaOH	40,7789	-
11	CH ₃ OH	2362,3980	1653,6786
12	H ₂ O	7321,5419	7339,8924
13	C ₃ H ₈ O ₃	-	679,1894
14	HCl	37,2107	-
15	NaCl	-	59,6391

Total	15433,8651	15433,8651
--------------	-------------------	-------------------

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas Mixer (M-01)

Tabel 3.12 Neraca Panas Mixer-01

No	Komponen	Masuk	Keluar
		ΔH in (kJ/jam)	ΔH out (kJ/jam)
1	NaOH	2049,4604	34,5466
2	CH ₃ OH	200098,753	23,6959
3	H ₂ O	11429,02586	13,7096
Total		213577,2393	71,9522577

3.5.2 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Tabel 3.13 Neraca Panas Reaktor (R-01)

No	Komponen	Masuk	Keluar
		ΔH in (kJ/jam)	ΔH out (kJ/jam)
1	C ₁₂ H ₂₄ O ₂	244,4967	244,4967
2	C ₁₄ H ₂₈ O ₂	143,7195	143,7195
3	C ₁₆ H ₃₂ O ₂	97,9225	97,9225
4	C ₃₉ H ₇₄ O ₆	167512,8402	90776,3335
5	C ₄₅ H ₈₆ O ₆	99375,7631	53852,3937
6	C ₅₁ H ₉₈ O ₆	68800,7012	37283,5622
7	C ₁₃ H ₂₆ O ₂		86900,2867
8	C ₁₅ H ₃₀ O ₂		56917,3001
9	C ₁₇ H ₃₄ O ₂		38872,0776
10	NaOH	2049,4604	2049,4604
11	CH ₃ OH	200098,7530	169544,1215
12	H ₂ O	11429,0259	11429,0259
13	C ₃ H ₈ O ₃		25157,5563
14	ΔH Reaksi	-106,697	
15	Q Terserap		-23622,2714
Total		549645,9853	549645,9853

3.5.3 Neraca Panas Reaktor (R-02)

Tabel 3.14 Neraca Panas Reaktor (R-02)

No	Komponen	Masuk	Keluar
		ΔH in (kJ/jam)	ΔH out (kJ/jam)
1	$C_{12}H_{24}O_2$	244,4967	244,4967
2	$C_{14}H_{28}O_2$	143,7195	143,7195
3	$C_{16}H_{32}O_2$	97,9225	97,9225
4	$C_{39}H_{74}O_6$	90776,3335	24153,7890
5	$C_{45}H_{86}O_6$	53852,3937	14329,0580
6	$C_{51}H_{98}O_6$	37283,5622	9920,4193
7	$C_{13}H_{26}O_2$	86900,2867	162347,0131
8	$C_{15}H_{30}O_2$	56917,3001	106332,8329
9	$C_{17}H_{34}O_2$	38872,0776	72620,7695
10	NaOH	2049,4604	2049,4604
11	CH ₃ OH	169544,1215	143016,6266
12	H ₂ O	11429,0259	11429,0259
13	$C_3H_8O_3$	7554,0321	14112,4339
14	ΔH Reaksi	77,2720	
15	Q Terserap		-5055,5627
Total		555742,0045	555742,0045

3.5.4 Neraca Panas Reaktor (R-03)

Tabel 3.15 Neraca Panas Reaktor (R-03)

No	Komponen	Masuk	Keluar
		ΔH in (kJ/jam)	ΔH out (kJ/jam)
1	$C_{12}H_{24}O_2$	244,4967	244,4967
2	$C_{14}H_{28}O_2$	143,7195	143,7195
3	$C_{16}H_{32}O_2$	97,9225	97,9225
4	$C_{39}H_{74}O_6$	24153,7890	24153,7890
5	$C_{45}H_{86}O_6$	14329,0580	14329,0580
6	$C_{51}H_{98}O_6$	9920,4193	992,0419

7	$C_{13}H_{26}O_2$	162347,0131	186964,6840
8	$C_{15}H_{30}O_2$	106332,8329	122456,7309
9	$C_{17}H_{34}O_2$	72620,7695	83632,7011
10	NaOH	2049,4604	2049,4604
11	CH_3OH	143016,6266	134360,9145
12	H_2O	11429,0259	11429,0259
13	$C_3H_8O_3$	14112,4339	16252,3886
14	ΔH Reaksi	-62,8948	
15	Q Terserap		-1737,6983
Total		560734,6724	560734,6724

3.5.5 Neraca Panas Netralizer (N-01)

Tabel 3.16 Neraca Panas Netralizer (N-01)

No	Komponen	Masuk	Keluar
		ΔH in (kJ/jam)	ΔH out (kJ/jam)
1	$C_{12}H_{24}O_2$	244,4967	244,4967
2	$C_{14}H_{28}O_2$	143,7195	143,7195
3	$C_{16}H_{32}O_2$	97,9225	97,9225
4	$C_{39}H_{74}O_6$	16751,2840	16751,2840
5	$C_{45}H_{86}O_6$	9937,5763	9937,5763
6	$C_{51}H_{98}O_6$	6880,0701	6880,0701
7	$C_{13}H_{26}O_2$	170729,9827	170729,9827
8	$C_{15}H_{30}O_2$	111823,4476	111823,4476
9	$C_{17}H_{34}O_2$	76370,6241	76370,6241
10	NaOH	2049,4604	-
11	CH_3OH	140069,1271	140069,1271
12	H_2O	20406,3798	23006,4744
13	$C_3H_8O_3$	14841,1452	14841,1452
14	HCl	3885,9486	-
15	NaCl	-	1267,9829
16	ΔH Reaksi	-162,4635	

17	Q Terserap		1904,8680
Total		574068,7213	574068,7213

3.5.6 Neraca Panas Washing Tower (WT-01)

Tabel 3.17 Neraca Panas Washing Tower (WT-01)

No	Komponen	Masuk	Keluar
		ΔH in (kJ/jam)	ΔH out (kJ/jam)
1	$C_{12}H_{24}O_2$	244,4967	244,4967
2	$C_{14}H_{28}O_2$	143,7195	143,7195
3	$C_{16}H_{32}O_2$	97,9225	97,9225
4	$C_{39}H_{74}O_6$	16751,2840	16751,2840
5	$C_{45}H_{86}O_6$	9937,5763	9937,5763
6	$C_{51}H_{98}O_6$	6880,0701	6880,0701
7	$C_{13}H_{26}O_2$	170729,9827	170729,9827
8	$C_{15}H_{30}O_2$	111823,4476	111823,4476
9	$C_{17}H_{34}O_2$	76370,6241	76370,6241
10	CH_3OH	140069,1271	140069,1271
11	H_2O	1039994,7369	1039994,7369
12	$C_3H_8O_3$	49426,1793	49426,1793
13	$NaCl$	1267,9829	1267,9829
Total		1623737,1497	1623737,1497

3.5.7 Neraca Panas Decanter (DC-01)

Tabel 3.18 Neraca Panas Decanter (DC-01)

No	Komponen	Masuk	Keluar Atas	Keluar Bawah
		ΔH in (kJ/jam)	ΔH out (kJ /jam)	ΔH out (kJ /jam)
1	$C_{12}H_{24}O_2$	244,4967	244,4967	
2	$C_{14}H_{28}O_2$	143,7195	143,7195	
3	$C_{16}H_{32}O_2$	97,9225	97,9225	
4	$C_{39}H_{74}O_6$	16751,2840	16751,2840	
5	$C_{45}H_{86}O_6$	9937,5763	9937,5763	
6	$C_{51}H_{98}O_6$	6880,0701	6880,0701	

7	$C_{13}H_{26}O_2$	170729,9827	170729,9827	
8	$C_{15}H_{30}O_2$	111823,4476	111823,4476	
9	$C_{17}H_{34}O_2$	76370,6241	76370,6241	
10	CH_3OH	140069,1271		140069,1271
11	H_2O	1039994,7369	892,2219	1039102,5150
12	$C_3H_8O_3$	49426,1793		49426,1793
13	$NaCl$	1267,9829		1267,9829
Total		1623737,1497	393871,3455	1229865,8043
			1623737,1497	

3.5.8 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.18 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

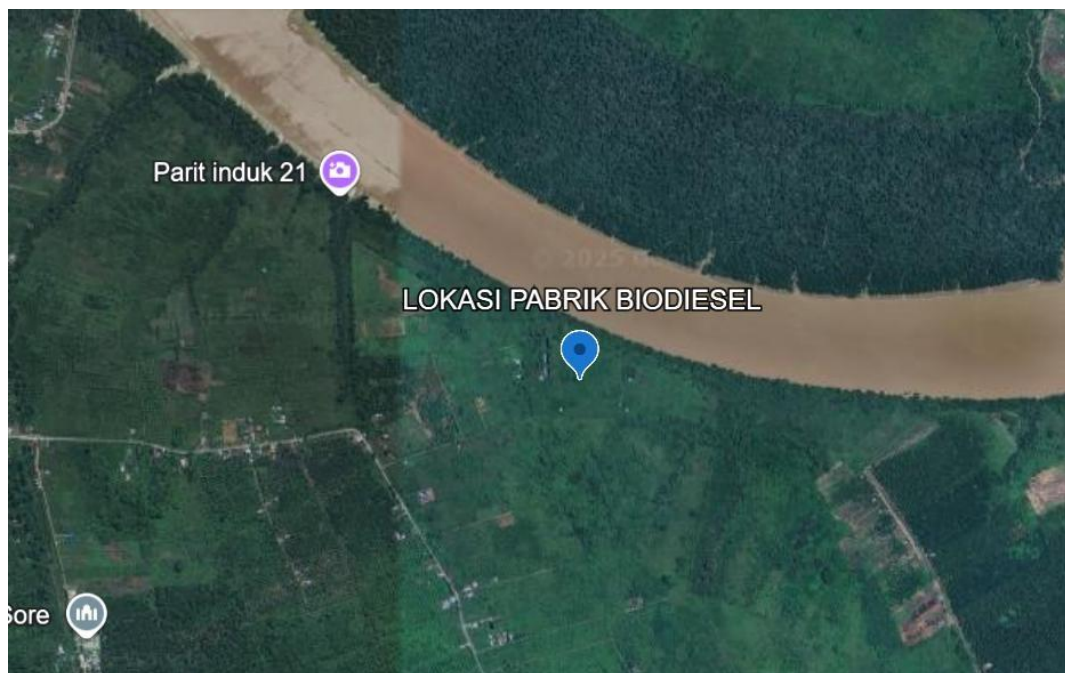
No	Komponen	Masuk	Keluar
		ΔH in (kJ/jam)	ΔH out (kJ /jam)
1	ΔH Umpan	1641228,3689	
2	ΔH Distilat		240665,4782
3	ΔH Kondensor		-754369,9712
4	ΔH Bottom		903921,4230
5	ΔH Reboiler	-1251021,4389	
Total		390206,9300	390206,9300

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Menentukan lokasi pabrik adalah proses strategis dalam merencanakan operasi perusahaan manufaktur untuk menentukan lokasi terbaik untuk pembangunan sistem produksi. Keputusan ini sangat penting karena secara langsung mempengaruhi biaya operasional, efisiensi logistik, akses pasar, dan ketersediaan pekerja. Dengan mempertimbangkan berbagai faktor ini, direncanakan bahwa pabrik biodiesel akan dibangun di Kabupaten Tembilahan, Indragiri Hilir, Provinsi Riau.



Gambar 4.1 Lokasi Pabrik Biodiesel

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

1. Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku merupakan faktor krusial dalam penentuan lokasi dan keberlanjutan operasional pabrik biodiesel. Di Indonesia, khususnya di wilayah seperti Kepulauan Riau, potensi bahan baku untuk biodiesel sangat melimpah, baik dari sumber primer maupun sekunder. Kepulauan Riau, khususnya Kabupaten Indragiri Hilir, dikenal sebagai salah satu daerah penghasil kelapa terbesar di Indonesia. Dengan luas perkebunan kelapa yang signifikan, daerah ini memiliki potensi besar sebagai sumber bahan baku untuk pabrik biodiesel berbasis minyak kelapa.

2. Pemasaran Produk

Pemasaran biodiesel berbasis minyak kelapa di Provinsi Riau memiliki potensi besar, mengingat Riau merupakan salah satu produsen kelapa sawit terbesar di Indonesia. Namun, untuk mengoptimalkan pemasaran produk biodiesel ini, diperlukan strategi yang komprehensif dan adaptif terhadap dinamika pasar dan kebijakan pemerintah. Riau merupakan provinsi penghasil biodiesel terbesar di Indonesia, dengan produksi mencapai 5,1 juta kiloliter pada tahun 2021. Salah satu faktor yang kuat yaitu kemitraan yang strategis bekerja sama dengan perusahaan besar seperti PT Wilmar Bioenergi Indonesia dan PT Musim Mas yang telah memiliki infrastruktur dan jaringan distribusi yang luas di Riau.

2. Transportasi

Membangun pabrik biodiesel berbasis minyak kelapa di Kabupaten Indragiri Hilir (Inhil), Riau, memerlukan pertimbangan matang terhadap infrastruktur transportasi yang tersedia. Inhil memiliki potensi besar sebagai sentra produksi kelapa nasional, namun tantangan geografis dan konektivitas

perlu diperhatikan. Berikut adalah tinjauan infrastruktur transportasi di Inhil yang relevan untuk pembangunan pabrik biodiesel. Infrastruktur transportasi di Inhil menunjukkan perkembangan positif yang mendukung pembangunan pabrik biodiesel:

a. Akses Laut:

Pengembangan pelabuhan Ro-Ro dan pelabuhan ekspor kelapa memperkuat jalur distribusi produk biodiesel ke pasar domestik dan internasional. Telah diresmikan sebagai Unit Pelaksana Teknis Daerah (UPTD) untuk mendukung ekspor kelapa dan distribusi logistik. Disiapkan sebagai pelabuhan Ro-Ro untuk rute Pulau Burung – Tanjung Balai Karimun – Batam, mendukung konektivitas wilayah pesisir ini untuk melayani kebutuhan transportasi kapal untuk berbagai tujuan, termasuk pengiriman barang dan kendaraan. Direncanakan sebagai pelabuhan penyeberangan Roll-on/Roll-off (Ro-Ro) yang menghubungkan Tembilahan dengan Batam, guna mempercepat pengiriman hasil perkebunan.

b. Akses Darat:

Peningkatan jaringan jalan dan rencana operasional Bus Trans Tembilahan akan mempermudah mobilitas tenaga kerja dan distribusi bahan baku. Proyek jalan sepanjang 70 km ini bertujuan meningkatkan aksesibilitas wilayah utara Inhil, memfasilitasi distribusi hasil pertanian seperti kelapa. Direncanakan beroperasi pada tahun 2025 dengan tiga koridor, mendukung mobilitas masyarakat dan distribusi barang di sekitar Tembilahan.

c. Akses Udara:

Bandara Tempuling dapat mendukung mobilitas manajemen dan pengiriman barang bernilai tinggi Terletak sekitar 24 km dari Tembilahan, bandara ini memiliki landasan pacu sepanjang 1.800 meter dan dapat melayani pesawat kelas ATR 72. Saat ini hanya melayani penerbangan ke Pekanbaru, dengan rencana pengembangan untuk meningkatkan konektivitas udara.

3. Utilitas

Pembangunan pabrik biodiesel berbasis minyak kelapa di Kabupaten Indragiri Hilir (Inhil), Riau, memerlukan dukungan utilitas yang memadai, terutama dalam hal kelistrikan dan infrastruktur pendukung lainnya. Berikut adalah tinjauan terkini mengenai utilitas di Inhil yang relevan untuk mendukung operasional pabrik biodiesel. PT PLN (Persero) telah menunjukkan komitmen kuat dalam mendukung sektor industri di Inhil melalui berbagai inisiatif :

a. Program Electrifying Agriculture (EA):

PLN melalui program EA telah memasok kebutuhan listrik untuk industri pengolahan kelapa sawit di Inhil. Misalnya, PT Fajar Pratama Jaya menerima pasokan listrik sebesar 555.000 Volt Ampere (VA) untuk mendukung operasional pabriknya.

b. Peningkatan Kapasitas Listrik:

PLN siap menyediakan daya hingga 62,3 Mega Volt Ampere (MVA) untuk mendukung pertumbuhan sektor perkebunan kelapa sawit di

Inhil, sebagaimana tercantum dalam Nota Kesepahaman dengan beberapa perusahaan di wilayah tersebut.

c. Peningkatan Keandalan Jaringan :

PLN telah mengoperasikan Gardu Induk (GI) 150 kV Rengat untuk meningkatkan keandalan dan kualitas sistem kelistrikan di Inhil.

d. Air Bersih

Pemerintah Kabupaten Inhil bekerja sama dengan UPT Riau Science Techno Park (RSTP) mengembangkan teknologi penjernihan air gambut menggunakan bahan alami seperti kaolin. Teknologi ini dirancang untuk mengolah air gambut menjadi air bersih yang layak konsumsi dan digunakan dalam kegiatan industri. PDAM Tirta Indragiri mendirikan pabrik air minum dalam kemasan di Unit PDAM Kempas Jaya. Lokasi ini dipilih karena kualitas airnya telah memenuhi standar kesehatan, menunjukkan potensi untuk mendukung kebutuhan air bersih skala industri.

4. Cuaca, Iklim, dan Lingkungan

Dengan iklim tropis yang mendukung pertumbuhan kelapa, ketersediaan biomassa, infrastruktur energi yang memadai, dan sistem irigasi tradisional yang adaptif, Tembilahan menawarkan lingkungan yang kondusif untuk pembangunan pabrik biodiesel berbasis minyak kelapa. Namun, perlu dilakukan studi kelayakan lebih lanjut untuk memastikan keberlanjutan dan efisiensi operasional pabrik di wilayah ini.

5. Tenaga Kerja

Tembilahan, sebagai ibu kota Kabupaten Indragiri Hilir (Inhil), Riau, menawarkan sejumlah keunggulan dari segi tenaga kerja yang mendukung pembangunan pabrik biodiesel berbasis minyak kelapa. Dengan ketersediaan tenaga kerja lokal yang melimpah dan berpengalaman, serta dukungan dari pemerintah daerah dan sektor swasta dalam pengembangan industri kelapa, Tembilahan merupakan lokasi strategis untuk pembangunan pabrik biodiesel berbasis minyak kelapa. Investasi di sektor ini tidak hanya akan memanfaatkan potensi tenaga kerja yang ada tetapi juga berkontribusi pada pertumbuhan ekonomi lokal.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik adalah susunan fasilitas fisik yang mencakup peralatan, bangunan, dan sarana lainnya, dengan tujuan mengoptimalkan hubungan antara pekerja, aliran bahan, informasi, dan prosedur kerja untuk mencapai efisiensi, efektivitas, dan keselamatan dalam operasional pabrik .

Tujuan utama dari perencanaan tata letak pabrik meliputi:

1. Meminimalkan biaya produksi dan pemindahan material.
2. Meningkatkan efisiensi penggunaan ruang, peralatan, dan tenaga kerja.
3. Meningkatkan keselamatan dan kenyamanan kerja.
4. Memfasilitasi fleksibilitas untuk perubahan proses produksi di masa depan.

Prinsip-Prinsip Perencanaan Tata Letak Pabrik

Dalam merancang tata letak pabrik, beberapa prinsip dasar yang perlu dipertimbangkan antara lain:

1. Integrasi: Mengintegrasikan manusia, material, mesin, dan layanan pendukung untuk pemanfaatan sumber daya yang optimal.

2. Kedekatan Jarak: Menempatkan fasilitas sedekat mungkin untuk meminimalkan pergerakan dan transportasi material.
3. Pemanfaatan Ruang: Menggunakan ruang secara efisien, baik secara horizontal maupun vertikal.
4. Aliran: Memastikan aliran material dan proses produksi berjalan lancar tanpa hambatan.
5. Fleksibilitas: Merancang tata letak yang dapat dengan mudah disesuaikan dengan perubahan kebutuhan produksi.
6. Keselamatan dan Kepuasan: Memastikan lingkungan kerja yang aman dan nyaman bagi pekerja.
7. Penanganan Minimum: Mengurangi penanganan material yang tidak perlu untuk meningkatkan efisiensi

Beberapa komponen penting yang harus diperhatikan dalam perencanaan tata letak pabrik meliputi:

1. Area Penyimpanan Bahan Baku: Tempat penyimpanan bahan mentah yang harus dirancang untuk menjaga kualitas dan memudahkan akses.
2. Area Produksi: Ruang utama untuk proses produksi, di mana mesin dan peralatan ditempatkan sesuai dengan alur kerja.
3. Area Penyimpanan Produk Jadi: Tempat penyimpanan produk yang telah selesai diproduksi sebelum didistribusikan.
4. Area Pendukung: Meliputi kantor administrasi, ruang istirahat, ruang makan, fasilitas kesehatan, dan area parkir.
5. Area Pengolahan Limbah: Fasilitas untuk menangani limbah produksi agar memenuhi standar lingkungan.

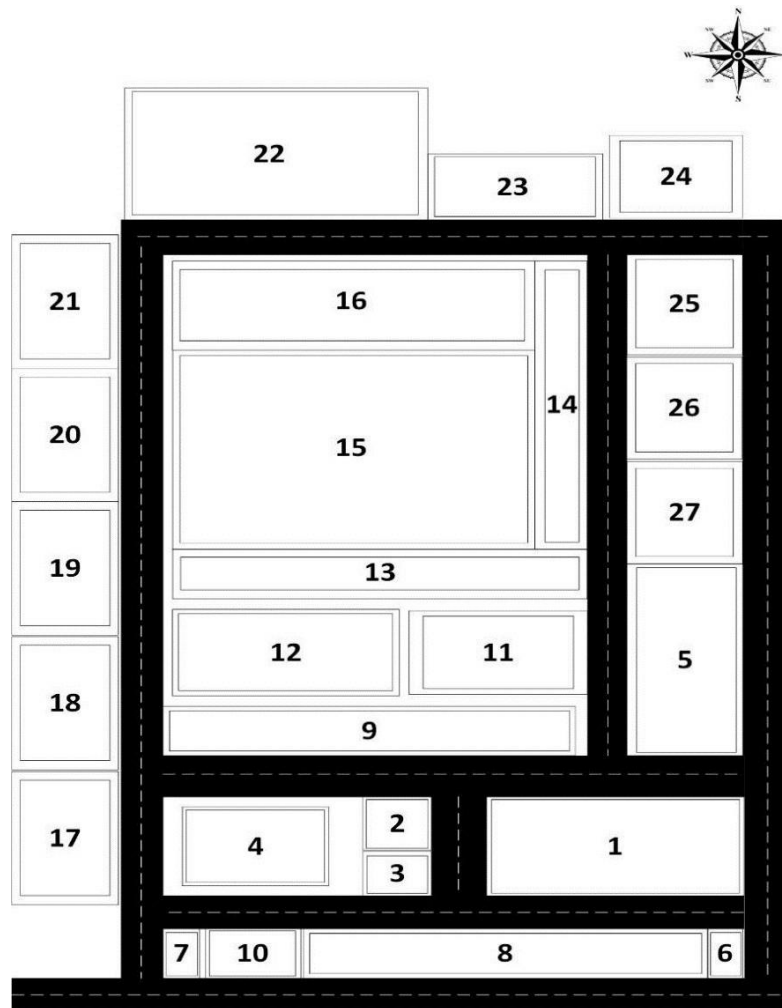
6. Area Perluasan: Ruang yang disediakan untuk ekspansi di masa depan .

Pabrik biodiesel dari minyak kelapa didirikan di atas tanah seluas 14.000 m² .

Berikut adalah perincian luas bangunan pabrik

Tabel 4.1 Perincian Luas Bangunan Pabrik Biodiesel

No	Area	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
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

Keterangan:

- | | |
|----------------------|---------------------------------|
| 1. Kantor | 9. Koperasi |
| 2. Masjid | 10. Ruang Alat |
| 3. Kantin | 11. Ruang Kontrol Proses |
| 4. Gedung Serbaguna | 12. <i>Loading Space Area 1</i> |
| 5. Area Parkir Utama | 13. <i>Loading Space Area 2</i> |
| 6. Pos Satpam Timur | 14. Area Proses |
| 7. Pos Satpam Barat | 15. Area Perluasan Pabrik |
| 8. Taman | 16. Area Parkir Barat |

- | | |
|----------------------------|----------------------------|
| 17. Poliklinik | 23. Ruang Listrik |
| 18. Laboratorium | 24. Area Pemadam Kebakaran |
| 19. Gudang | 25. Bengkel |
| 20. Unit Pengolahan Limbah | 26. Area pemadam kebakaran |
| 21. Area Utilitas | (pos & peralatan) |
| 22. Ruang Kontrol Utilitas | |

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

Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik, terdapat beberapa hal penting yang perlu diperhatikan untuk memastikan efisiensi operasional, keselamatan kerja, dan kemudahan perawatan. Berikut adalah beberapa aspek utama yang harus dipertimbangkan, yaitu :

1. Aliran bahan baku dan produk

Dalam perancangan tata letak peralatan proses di pabrik, aliran bahan baku dan produk merupakan salah satu aspek kunci yang sangat memengaruhi efisiensi operasional, biaya transportasi internal, serta keselamatan.

a. Efisiensi Transportasi

Penempatan peralatan sebaiknya mengikuti aliran logis dari proses yaitu dari masuknya bahan baku hingga keluarnya produk akhir. Hal ini bertujuan untuk :

- 1) Meminimalkan panjang perpipaan dan conveyor,
- 2) Mengurangi waktu dan biaya pemindahan material,
- 3) Menghindari lintasan silang antara bahan baku, produk antara, dan produk jadi.

b. Penghindaran Kontaminasi Silang

Aliran bahan baku dan produk harus diatur agar tidak saling bertemu, terutama untuk industri yang sensitif terhadap kontaminasi seperti makanan, farmasi, atau produk kimia murni.

Desain aliran bahan harus mempertimbangkan penghindaran akumulasi bahan berbahaya di area tertentu serta jalur evakuasi jika terjadi kebocoran atau tumpahan bahan.

2. Aliran Udara

Dalam perancangan tata letak pabrik, aliran udara (baik udara bersih maupun udara buangan) juga merupakan aspek penting yang sering kali kurang diperhatikan, padahal berperan besar dalam menjamin keselamatan, kenyamanan, kebersihan proses, serta kepatuhan terhadap regulasi lingkungan. Aliran udara juga penting untuk pengendalian termal, terutama pada pabrik yang menghasilkan panas tinggi (seperti industri logam atau kimia). HVAC (Heating, Ventilation, and Air Conditioning) harus disesuaikan dengan kebutuhan proses. Aliran udara harus dirancang agar:

- a. Tidak ada aliran balik dari zona tercemar ke zona bersih,
- b. Sistem exhaust dan make-up air saling terintegrasi.

3. Pencahayaan

Pencahayaan yang memadai sangat penting untuk mencegah kecelakaan, terutama di area kerja yang melibatkan mesin berat, peralatan tajam, atau bahan berbahaya. Penggunaan lampu dengan indeks render warna (CRI) tinggi dapat membantu membedakan warna kabel, bahan, atau label dengan lebih baik. Hal ini penting untuk pekerjaan presisi dan inspeksi kualitas.

4. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Lalu lintas manusia dan kendaraan merupakan faktor penting yang menyangkut efisiensi operasional, keselamatan kerja, kenyamanan, dan kelancaran logistik. Lalu lintas yang tidak tertata dapat menyebabkan keterlambatan proses, kecelakaan kerja, dan bahkan kerusakan peralatan atau produk.

5. Pertimbangan Ekonomi

Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik, pertimbangan ekonomi merupakan faktor krusial yang memengaruhi kelayakan finansial, efisiensi jangka panjang, dan keberlanjutan operasi pabrik. Desain yang hanya fokus pada teknis tanpa memperhitungkan aspek ekonomi dapat berujung pada investasi yang tidak efisien atau bahkan merugi.

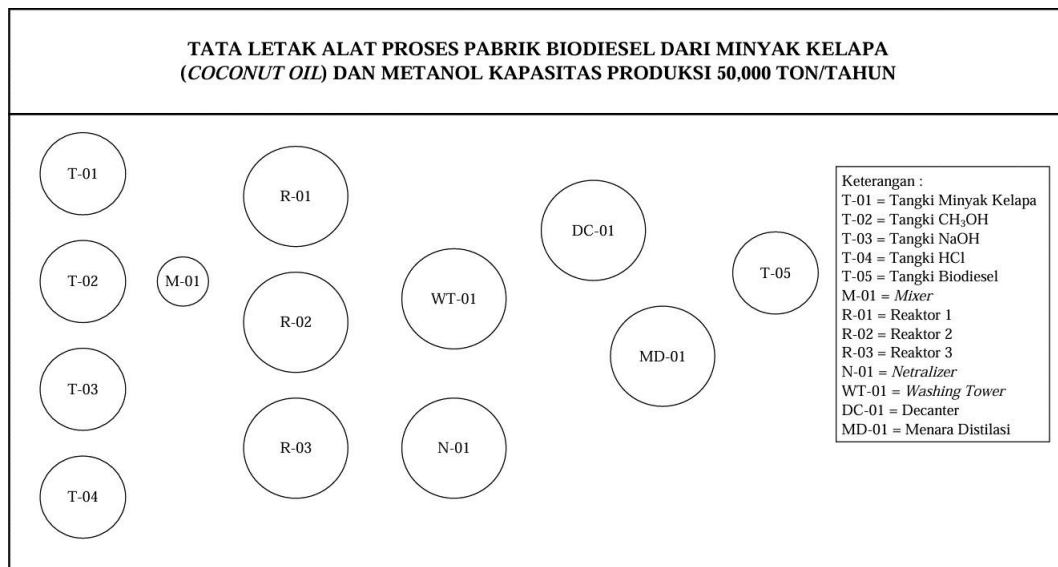
6. Jarak antar proses

Jarak antar proses adalah salah satu aspek teknis dan ekonomi yang sangat penting. Jarak yang terlalu jauh atau terlalu dekat dapat menimbulkan masalah serius, baik dari sisi efisiensi operasional, keselamatan kerja, maupun biaya instalasi dan pemeliharaan. Tujuan pengaturan jarak antar proses adalah untuk meminimalkan kehilangan energi dan tekanan pada perpipaan, memastikan aksesibilitas untuk pemeliharaan dan inspeksi, menjaga keselamatan dari risiko ledakan, panas dan bahan berbahaya.

7. *Maintenance*

Kemudahan akses dan pemeliharaan (*maintenance accessibility*) adalah prinsip desain yang memastikan bahwa setiap peralatan, sistem perpipaan, dan komponen instalasi dapat dengan mudah dijangkau, diperiksa, dirawat, dan diperbaiki tanpa harus membongkar struktur lain atau mengganggu operasi

pabrik secara keseluruhan. Sebisa mungkin, desain tata letak memungkinkan aktivitas pemeliharaan dilakukan tanpa menghentikan seluruh proses (misalnya dengan bypass line atau akses zona terbatas).



Gambar 4.3 Layout alat proses (skala 1:1000)

Keterangan :

T : Tangki Penyimpanan

M : *Mixer*

R : Reaktor

N : *Netralizer*

MD : Menara Distilasi

WT : *Washing Tower*

DC : *Decanter*

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Organisasi

Dalam perusahaan pabrik biodiesel berbentuk Perseroan Terbatas (PT), struktur organisasi harus disusun secara sistematis agar mendukung efisiensi operasional, kepatuhan hukum, keberlanjutan bisnis, serta pengendalian mutu dan keselamatan kerja. Perusahaan yang akan didirikan untuk pabrik biodiesel ini berbentuk Perseroan Terbatas (PT). PT adalah suatu bentuk badan usaha yang modalnya diperoleh melalui penerbitan saham, di mana setiap pemegang saham memiliki bagian kepemilikan minimal satu saham. Saham merupakan dokumen berharga yang diterbitkan oleh perusahaan sebagai bukti penyertaan modal, sehingga pemegang saham secara resmi menjadi bagian dari kepemilikan perusahaan. Dalam struktur PT, tanggung jawab para pemegang saham terbatas hanya sebatas modal yang telah disetorkan sesuai nilai saham yang dimiliki. Mayoritas perusahaan besar memilih PT sebagai bentuk badannya karena PT merupakan asosiasi pemegang saham yang memiliki status badan hukum tersendiri menurut peraturan perundang-undangan. Adapun alasan utama pemilihan bentuk PT dalam pendirian pabrik biodiesel meliputi:

1. Keberlangsungan perusahaan lebih terjamin, sebab pengunduran diri seorang pemegang saham tidak memengaruhi keberadaan dan operasional direksi maupun karyawan.
2. Penjualan saham merupakan cara efektif dalam memperoleh modal usaha.
3. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi berada di bawah pengelolaan manajemen perusahaan.

4. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur perusahaan yang ditinjau dari berbagai pengalaman, sikap dan caranya mengatur waktu.

4.4.2 Struktur Organisasi

Untuk menjalankan perusahaan secara efektif, diperlukan sumber daya manusia yang kompeten serta sistem manajemen atau struktur organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang secara jelas dan terstruktur. Struktur organisasi perusahaan harus disesuaikan dengan karakteristik dan kebutuhan spesifik masing-masing perusahaan. Struktur organisasi yang efisien merupakan hasil dari manajemen yang baik, yang berfungsi mengatur dan membagi posisi, tugas, kedudukan, wewenang, dan tanggung jawab di antara berbagai divisi atau bagian dalam perusahaan. Struktur tersebut memungkinkan setiap bagian memahami peran dan tanggung jawabnya secara jelas.

Dalam perusahaan ini, struktur organisasi terdiri dari beberapa tingkatan, dimulai dari jenjang tertinggi. Dua model struktur organisasi yang umum dan efektif digunakan adalah sistem garis (line) dan sistem staf (staff). Struktur garis memiliki jalur komunikasi dan tanggung jawab yang langsung dari manajemen puncak ke karyawan tingkat bawah, yang sesuai untuk perusahaan dengan operasi yang sederhana. Sementara itu, struktur staf melibatkan peran pendukung dengan keahlian khusus yang memberikan rekomendasi tanpa memiliki kewenangan komando, lebih sesuai untuk organisasi yang berskala besar dan kompleks.

Penerapan struktur organisasi yang tepat akan meningkatkan efisiensi operasional perusahaan, memfasilitasi komunikasi yang lebih baik, serta mempercepat proses pengambilan keputusan. Selain itu, struktur tersebut menjamin

distribusi tanggung jawab dan wewenang secara efektif guna mendukung pencapaian tujuan dan strategi perusahaan.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan diwakili oleh Dewan Komisaris yang menjalankan fungsi pengawasan. Operasional perusahaan dijalankan oleh Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan, dan Umum. Direktur Produksi bertanggung jawab atas bidang produksi, pengendalian proses, utilitas, dan pemeliharaan. Sedangkan Direktur Administrasi, Keuangan, dan Umum mengawasi bidang pembelian, pemasaran, administrasi keuangan, sumber daya manusia, hubungan masyarakat, keamanan, serta penelitian dan pengembangan.

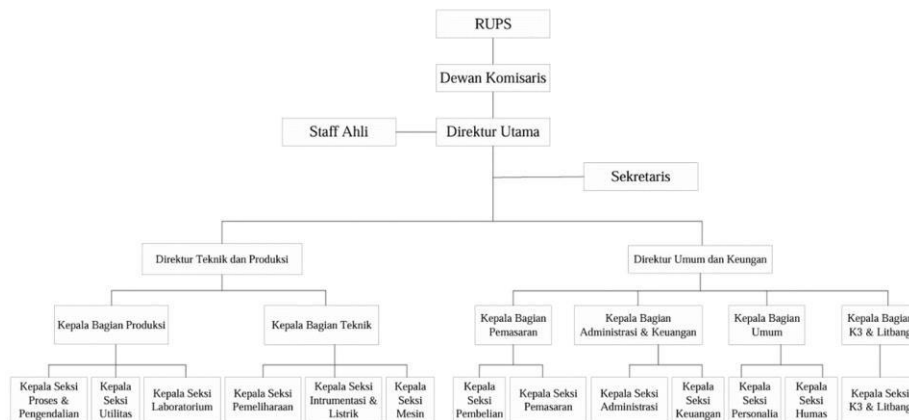
Setiap direktur membawahi beberapa Kepala Bagian yang bertanggung jawab terhadap pelaksanaan tugas bawahan melalui pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Kepala Bagian membawahi beberapa seksi, dan masing-masing seksi mengelola sejumlah karyawan. Karyawan tersebut terbagi dalam beberapa regu kerja, yang dipimpin oleh kepala regu yang bertanggung jawab kepada pengawas seksi.

Untuk memastikan kelancaran produksi, perusahaan membentuk staf ahli yang terdiri atas individu dengan keahlian khusus di bidangnya. Staf ahli memberikan dukungan pemikiran dan rekomendasi kepada tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan.

1. Manfaat dari struktur organisasi ini antara lain:
2. Menetapkan batasan tugas, tanggung jawab, dan wewenang secara jelas.
3. Berfungsi sebagai materi orientasi bagi pejabat baru.

4. Memastikan penempatan pegawai yang sesuai dengan kemampuan dan kompetensi.
5. Mendukung penyusunan rencana pengembangan manajemen.
6. Mengoptimalkan prosedur kerja dengan mengidentifikasi dan memperbaiki langkah yang kurang efisien atau tidak memenuhi standar.

Berikut gambar struktur organisasi pabrik biodiesel :



Gambar 4. 4 Struktur organisasi perusahaan pabrik biodiesel

4.4.3 Tugas dan Wewenang

1. Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS)

Dalam struktur organisasi garis dan staf, kewenangan tertinggi berada pada Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). RUPS merupakan forum resmi yang dihadiri oleh para pemegang saham bersama dengan Dewan Komisaris, dan wajib dilaksanakan setidaknya satu kali dalam satu tahun. Pelaksanaan RUPS bertujuan untuk mengevaluasi dan mengawasi kinerja perusahaan secara menyeluruh. Dalam keadaan tertentu yang bersifat mendesak, RUPS dapat diselenggarakan di luar jadwal rutin, sesuai dengan ketentuan forum yang berlaku. RUPS memiliki sejumlah hak dan wewenang strategis, antara lain:

- a. Meminta laporan pertanggungjawaban dari Dewan Komisaris atas pelaksanaan tugasnya.
- b. Mengangkat dan memberhentikan anggota Dewan Komisaris dan Direksi, serta mengesahkan pengunduran diri anggota berdasarkan hasil keputusan musyawarah.
- c. Mengesahkan laporan tahunan perusahaan, termasuk laporan kegiatan dan neraca laba rugi.
- d. Menentukan alokasi laba bersih tahunan, baik untuk dibagikan sebagai dividen, disimpan sebagai cadangan, maupun diinvestasikan kembali dalam kegiatan usaha perusahaan.

2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan perwakilan pemegang saham yang dipilih melalui keputusan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) dan memiliki tanggung jawab langsung kepada para pemilik saham. Dewan Komisaris memiliki sejumlah tugas penting dalam menjalankan fungsi pengawasan dan pengambilan keputusan strategis perusahaan, di antaranya:

- a. Melakukan evaluasi dan memberikan persetujuan terhadap rencana kebijakan umum, penetapan target perusahaan, strategi pemasaran, serta alokasi sumber daya yang diajukan oleh Direksi.
- b. Mengawasi pelaksanaan seluruh aktivitas operasional serta tugas-tugas yang dijalankan oleh Direktur.
- c. Memberikan dukungan dan pertimbangan kepada Direktur Utama dalam pengambilan keputusan yang bersifat strategis.

3. Direktur Utama

Direktur Utama memegang posisi tertinggi dalam struktur organisasi perusahaan dan memikul tanggung jawab penuh atas pencapaian tujuan perusahaan sebagaimana telah ditetapkan oleh Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Dalam kapasitasnya sebagai pemimpin tertinggi, Direktur Utama berkewajiban mempertanggungjawabkan seluruh tindakan dan kebijakan perusahaan kepada Dewan Komisaris. Adapun tugas utama Direktur Utama mencakup:

- a. Mengelola dan mengembangkan perusahaan secara efektif dan efisien.
- b. Merumuskan serta mengimplementasikan kebijakan umum perusahaan yang sejalan dengan keputusan RUPS.
- c. Mengajukan kerja sama strategis dengan pihak eksternal demi mendukung kepentingan dan keberlanjutan usaha perusahaan.
- d. Mewakili perusahaan dalam menjalin hubungan dan menandatangani perjanjian dengan pihak ketiga.
- e. Menyusun dan mengawasi pelaksanaan tugas setiap individu dalam organisasi perusahaan.

Dalam pelaksanaan tugasnya, Direktur Utama dibantu oleh:

- a. Sekretaris

Sekretaris diangkat langsung oleh Direktur Utama dan bertugas menangani korespondensi perusahaan, pengelolaan arsip, serta berbagai kegiatan administratif lainnya yang mendukung operasional perusahaan.

- b. Direktur Produksi dan Teknik

Direktur ini bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama dan memimpin seluruh aspek yang berkaitan dengan produksi, operasi,

teknik, utilitas, pengembangan, pemeliharaan, pengadaan, serta laboratorium. Dalam menjalankan tugasnya, Direktur Produksi dan Teknik dibantu oleh dua kepala bagian:

1) Kepala Bagian Produksi

Bertugas mengatur dan mengawasi seluruh kegiatan produksi perusahaan, termasuk proses produksi, pengendalian mutu, dan aktivitas laboratorium. Kepala bagian ini dibantu oleh tiga seksi:

- a) Seksi Proses & Pengendalian
- b) Seksi Utilitas
- c) Seksi Laboratorium

2) Kepala Bagian Teknik

Bertanggung jawab atas pengelolaan dan pengawasan semua kegiatan teknis dan pemeliharaan fasilitas perusahaan. Kepala bagian ini dibantu oleh tiga seksi, yaitu:

- a) Seksi Pemeliharaan
- b) Seksi Instrumentasi & Listrik
- c) Seksi Mesin

c. Direktur Keuangan dan Umum

Direktur ini juga bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama, dan memimpin seluruh aktivitas yang berkaitan dengan administrasi umum, keuangan, personalia, pemasaran, hubungan masyarakat, keamanan, serta keselamatan kerja. Dalam pelaksanaannya, Direktur Keuangan dan Umum dibantu oleh empat kepala bagian berikut:

1) Kepala Bagian Pemasaran

Mengelola dan mengawasi kegiatan pembelian bahan baku dan pemasaran produk perusahaan. Dibantu oleh:

- a) Seksi Pembelian
- b) Seksi Pemasaran

2) Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

Mengatur dan mengawasi kegiatan operasional administratif perusahaan, termasuk pencatatan keuangan dan pengelolaan gaji karyawan. Dibantu oleh:

- a) Seksi Administrasi
- b) Seksi Keuangan

3) Kepala Bagian Umum

Bertanggung jawab atas pengelolaan urusan personalia, hubungan masyarakat, dan aspek keamanan perusahaan. Dibantu oleh:

- a) Seksi Personalia
- b) Seksi Humas
- c) Seksi Keamanan

4) Kepala Bagian K3 dan Litbang

Bertugas mengelola kegiatan yang berkaitan dengan keselamatan dan kesehatan kerja (K3) serta penelitian dan pengembangan (Litbang). Dibantu oleh:

- a) Seksi K3
- b) Seksi Litbang

4. Staf Ahli

Staf Ahli memiliki peran strategis dalam memberikan masukan kepada manajemen berupa saran, rekomendasi, dan penilaian terhadap berbagai aspek operasional perusahaan. Mereka bertugas untuk melakukan analisis, evaluasi, serta identifikasi permasalahan dalam berbagai bidang, seperti proses produksi, pengelolaan sumber daya, strategi pemasaran, kebijakan keuangan, serta keselamatan dan keamanan kerja. Selain itu, staf ahli berperan aktif dalam merumuskan solusi inovatif dan berkontribusi dalam perencanaan jangka panjang untuk meningkatkan efisiensi, efektivitas, dan daya saing perusahaan di pasar.

4.4.4 Pengaturan Jam Kerja

Pabrik Biodiesel dari Minyak Kelapa 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 sistem pengaturan waktu kerja, karyawan dibedakan menjadi dua kelompok utama, yaitu:

1. Karyawan Non-Shift

Karyawan non-shift adalah pegawai yang bekerja selama lima hari kerja dalam seminggu, dengan total waktu kerja sebanyak 40 jam per minggu. Hari Sabtu, Minggu, serta hari-hari libur nasional ditetapkan sebagai hari libur resmi bagi kelompok ini. Karyawan non-shift umumnya tidak terlibat secara langsung dalam aktivitas operasional produksi. Yang termasuk dalam kategori ini antara lain Direktur Utama, Sekretaris Perusahaan, Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum, para Kepala Bagian,

serta staf yang bekerja di lingkungan perkantoran. Adapun rincian jam kerja bagi 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	11.00 – 13.00

2. Karyawan Shift

Karyawan shift adalah pegawai yang secara langsung terlibat dalam proses produksi dan bertugas secara bergantian sesuai dengan jadwal kerja yang telah ditentukan. Sistem kerja shift diterapkan untuk memastikan kelangsungan operasional produksi secara terus-menerus dalam satuan waktu 24 jam. Karyawan dalam kategori ini bekerja selama 6 hari dalam seminggu, dengan sistem rotasi shift untuk pagi, sore, dan malam. Rincian pembagian jam kerja karyawan shift adalah 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

3. Karyawan dengan sistem kerja shift dibagi ke dalam empat kelompok, yaitu kelompok A, B, C, dan D. Dalam setiap hari kerja, hanya tiga kelompok yang dijadwalkan untuk bekerja, sedangkan satu kelompok mendapatkan giliran hari libur. Setiap kelompok menjalani siklus kerja selama enam hari dengan dua hari libur setiap minggunya secara bergiliran. Apabila hari libur nasional atau hari besar yang ditetapkan pemerintah bertepatan dengan jadwal kerja salah satu kelompok, maka kelompok tersebut tetap diwajibkan bekerja. Namun, jam

kerja pada hari tersebut akan dikategorikan sebagai lembur dan diberikan kompensasi berupa insentif tambahan sesuai dengan ketentuan yang berlaku. Masing-masing shift dikoordinasikan oleh seorang Kepala Shift yang bertanggung jawab atas kelancaran operasional di setiap waktu kerja. Adapun rincian jadwal kerja untuk setiap 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
A	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P
B	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M
C	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S
D	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P

Tabel 4.5 Jadwal Kerja setiap kelompok (lanjutan)

Kelompok	Tanggal															
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31
A	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M
B	L	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S
C	L	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P
D	L	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 perincian jumlah tenaga kerja dan sistem penggajiannya.

Tabel 4.6 Jumlah tenaga kerja dan sistem pengganjian

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	Rp6,000,000	Rp18,000,000
27	Karyawan Pemasaran	3	Rp6,000,000	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	Cleaning Service	4	Rp4,000,000	Rp16,000,000
Total		135	Rp423,800,000	Rp949,400,000

4.4.6 Fasilitas dan Hak Karyawan

Perusahaan memberikan berbagai hak dan fasilitas guna menunjang aktivitas kerja para karyawan, antara lain:

1. Hak Cuti

- a. Cuti Tahunan

Karyawan memiliki hak cuti tahunan hingga 12 hari. Jika tidak digunakan dalam waktu satu tahun, cuti ini tidak dapat ditambah atau dibawa ke tahun berikutnya.

- b. Cuti Bersama

Perusahaan menetapkan 4 hari cuti bersama setiap tahun, bertepatan dengan perayaan Idul Fitri, agar karyawan dapat merayakannya bersama keluarga.

- c. Cuti Melahirkan

Karyawan wanita yang melahirkan mendapatkan hak cuti selama tiga bulan dengan gaji penuh, dengan syarat jarak kelahiran antara anak pertama dan kedua minimal dua tahun.

2. Libur Nasional

Untuk karyawan non-shift, hari libur nasional ditetapkan sebagai hari bebas kerja. Sementara itu, karyawan shift yang tetap bekerja akan dianggap lembur dan memperoleh kompensasi tambahan.

3. Lembur

Lembur hanya dilakukan jika disetujui oleh kepala bagian, dan biasanya karena adanya pekerjaan penting yang harus segera diselesaikan.

4. Seragam Kerja

Setiap karyawan memperoleh dua set pakaian kerja setiap tahun untuk menunjang keseragaman dan keamanan. Selain itu, masker juga disediakan sebagai alat pelindung kerja.

5. Program Jamsostek

Perusahaan mengikutsertakan karyawan dalam program jaminan sosial tenaga kerja yang mencakup asuransi jiwa dan kecelakaan, guna memberikan perlindungan selama bekerja.

6. Fasilitas Penunjang untuk Karyawan

a. Transportasi

Disediakan bus khusus karyawan untuk menunjang mobilitas dari dan ke tempat kerja

b. Poliklinik

Perusahaan memiliki fasilitas kesehatan internal yang dilengkapi dokter dan perawat untuk memberikan layanan medis kepada karyawan.

c. Tempat Ibadah

Fasilitas ibadah tersedia lengkap dengan air dan listrik untuk memenuhi kebutuhan spiritual karyawan.

d. Koperasi Karyawan

Karyawan dapat memanfaatkan koperasi perusahaan untuk memenuhi kebutuhan sehari-hari dengan harga terjangkau.

e. Kantin

Kantin perusahaan menyediakan makanan dan minuman dengan harga bersahabat bagi karyawan selama jam kerja.

7. Penghargaan Masa Kerja

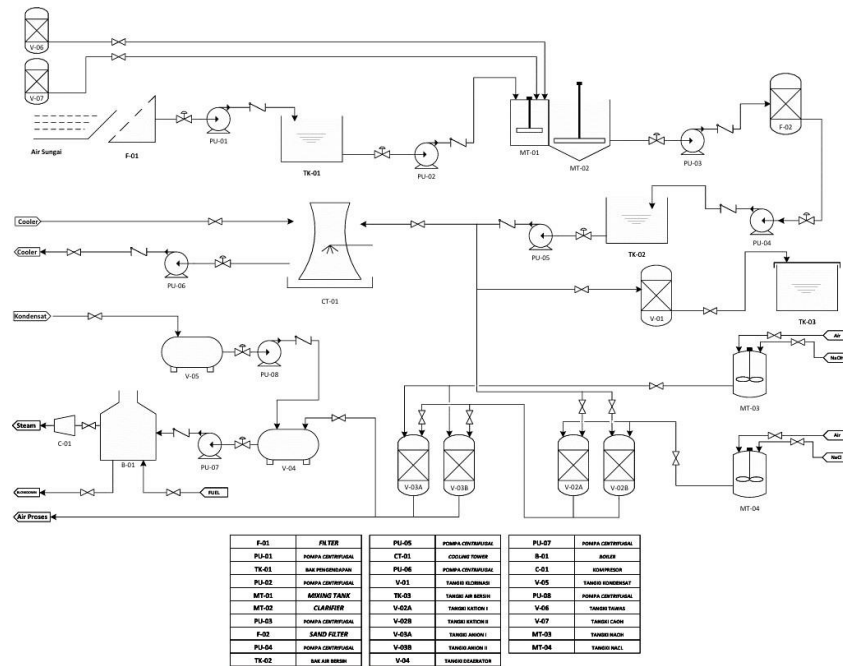
Sebagai bentuk apresiasi atas dedikasi dan loyalitas karyawan, perusahaan memberikan tanda penghargaan berupa tanda mata kepada karyawan yang telah mencapai masa kerja berturut-turut selama 10 tahun. Penghargaan ini diharapkan dapat memotivasi karyawan untuk terus bekerja dengan baik dan setia kepada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

BAB V

UTILITAS

Dalam rangka memastikan kelancaran proses produksi di suatu pabrik, diperlukan sarana penunjang yang memiliki peran krusial. Sarana penunjang tersebut merupakan fasilitas tambahan yang diperlukan di luar bahan baku dan bahan pembantu, guna menjamin proses produksi dapat berjalan sesuai dengan rencana dan standar yang telah ditetapkan. Unit utilitas berfungsi sebagai elemen pendukung bagi berbagai unit operasional di pabrik, sekaligus sebagai fasilitas yang mendukung keseluruhan rangkaian proses produksi mulai dari tahap awal hingga produk akhir. Unit utilitas meliputi berbagai fasilitas dan peralatan yang esensial dalam menjaga keberlanjutan dan efisiensi operasional pabrik, seperti fasilitas pengolahan air, sistem penyediaan energi, serta sarana penunjang lainnya. Adapun komponen unit utilitas terdiri atas:

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



Gambar 5.1 Diagram alir utilitas

5.1 Unit Penyedia dan Pengolahan Air (Water Treatment System)

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Secara umum, pemenuhan kebutuhan air dalam suatu fasilitas industri dapat diperoleh dari berbagai sumber, seperti air tanah, air sungai, air danau, maupun air laut. Pada perancangan pabrik biodiesel ini, air yang digunakan berasal dari Sungai Guntung. Air tersebut akan dimanfaatkan untuk berbagai keperluan di lingkungan pabrik, antara lain:

1. Kebutuhan Air Domestik

Menurut standar Organisasi Kesehatan Dunia (WHO), kebutuhan air per individu berkisar antara 100 hingga 120 liter per hari. Sularso (2001) menyebutkan bahwa konsumsi air harian untuk seorang pekerja di lingkungan pabrik atau kantor adalah sekitar 100 liter. Dengan total karyawan sebanyak 150 orang, maka kebutuhan air domestik harian mencapai 15.000 liter. Kebutuhan ini mencakup pemenuhan air untuk minum, kebersihan pribadi, dan

sanitasi. Oleh karena itu, diperlukan sistem pengelolaan air yang efisien guna menjamin ketersediaan air harian yang memadai dan memenuhi standar kesehatan.

2. Kebutuhan Air Layanan (Service Water)

Perkiraan kebutuhan air untuk menunjang fasilitas penunjang seperti bengkel, laboratorium, tempat ibadah, kantin, dan sistem pemadam kebakaran adalah sebesar 450 liter per jam. Fasilitas-fasilitas ini memerlukan pasokan air yang konsisten dan memadai guna mendukung kelancaran operasional sehari-hari. Contohnya, air dibutuhkan untuk kegiatan pencucian di bengkel, keperluan eksperimen di laboratorium, kegiatan ibadah di masjid (seperti wudhu), kegiatan memasak serta pencucian peralatan di kantin, serta kesiapsiagaan dalam penanggulangan kebakaran.

3. Kebutuhan Air Proses

Dalam proses produksi biodiesel, air digunakan pada laju sebesar 71577,5213 kilogram per jam, yang utamanya digunakan pada unit Tangki Pencuci (WT-01). Untuk menjamin keandalan operasional dan menghadapi kemungkinan peningkatan produksi maupun gangguan pasokan air, maka kapasitas desain ditambahkan sebesar 20%. Dengan demikian, kebutuhan air proses yang dirancang menjadi 8613,0256 kilogram per jam. Pendekatan *overdesign* ini diterapkan guna memastikan fleksibilitas sistem dalam mengantisipasi fluktuasi kebutuhan air dan menghindari gangguan dalam proses produksi.

4. Kebutuhan Air Pendingin

Air pendingin digunakan untuk menurunkan suhu peralatan yang menghasilkan panas selama proses operasional. Dalam pabrik biodiesel, beberapa unit peralatan memerlukan sistem pendinginan agar suhu kerja tetap optimal. Penggunaan air pendingin sangat krusial dalam menjaga kinerja peralatan, mencegah terjadinya *overheat*, serta memperpanjang umur teknis peralatan. Rincian mengenai kebutuhan air pendingin ini tercantum pada Tabel 5.1 berikut :

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
CL – 01	6969,2020
CL – 02	9765,1924
N – 01	1904,8680
CD – 01	128413,4567
Total	147052,7191

Desain dirancang dengan tambahan kapasitas sebesar 20%, sehingga kebutuhan air pendingin menjadi 176463,2629 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 4687,3054 kilogram per jam.

5. 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)
HE - 01	81,7900
HE - 02	4,9855
HE - 03	454,1117
HE - 04	135,6999
R - 01	23.622
R – 02	5.056
R – 03	1.738
RB -01	561,4600
Total	31.653,5794

Desain dibuat dengan tambahan kapasitas sebesar 20%, sehingga kebutuhan air menjadi 37984,2953 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 7596,8591 kilogram per jam.

5.1.2 Unit Pengelolaan 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 :

1. 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.

2. 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.

3. 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.

4. 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.

5. 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 :

- a. Air Domestik dan Service
- b. Air Proses
- c. Air Pendingin (Cooler)
- d. Air Pemanas (Steam)

6. 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.

7. 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^{2+} , 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 H_2SO_4 . 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.

8. 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 Sistem

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 : 37.984,2953 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 : 392,19 kW

Jenis : Boiler Steam Generator

Jumlah: 1 buah

Berikut merupakan rincian kebutuhan listrik pabrik Biodiesel:

1. Kebutuhan Listrik unit proses

Tabel 5. 3 Kebutuhan Listrik unit proses

No.	Nama Alat	Kode Alat	Hp	kW
1	Mixer 1	M-01	5	3,73
2	Reaktor 1	R-01	30	22,37
3	Reaktor 2	R-02	20	14,91
4	Reaktor 3	R-03	20	14,91
5	Netralizer	R-04	10	7,46
6	Washing Tower	WT-01	7,5	5,59
7	Pompa 1	P-01	2	1,49
8	Pompa 2	P-02	0,05	0,03
9	Pompa 3	P-03	0,5	0,37
10	Pompa 4	P-04	2	1,49
11	Pompa 5	P-05	2	1,49
12	Pompa 6	P-06	2	1,49
13	Pompa 7	P-07	0,05	0,03
14	Pompa 8	P-08	2	1,49
15	Pompa 9	P-09	2	1,49
16	Pompa 10	P-10	5	3,73
17	Pompa 11	P-11	7,5	5,59
18	Pompa 12	P-12	2	1,49
19	Pompa 13	P-13	5	3,73
20	Pompa 14	P-14	5	3,73
Total			129,6	96,43

2. 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>	CT-01	5	3,73
3	<i>Flokulator</i>	V-01	0,33	0,25

4	<i>Clarifier</i>	KL-01	1,5	1,12
5	Tangki NaOH	V-05	1,5	1,12
6	Tangki NaCl	V-06	0,75	0,56
7	Pompa 1	PU-01	7,5	5,59
8	Pompa 2	PU-02	7,5	5,59
9	Pompa 3	PU-03	7,5	5,59
10	Pompa 4	PU-04	5	3,72
11	Pompa 5	PU-05	5	3,72
12	Pompa 6	PU-06	7,5	5,59
13	Pompa 7	PU-07	1	0,74
14	Pompa 8	PU-08	1	0,74
Total			51,250	38,217

Sehingga kebutuhan total listrik unit Proses dan unit Utilitas sebesar 180,850 kW dan untuk alasan keamanan kemudian dilakukan over desain sebanyak 10%, sehingga kebutuhan total Listrik nya sebesar 198,935 kW.

3. Kebutuhan Listrik alat control

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

$$P : 49,73 \text{ kW}$$

4. Kebutuhan Penerangan

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

$$P : 29,84 \text{ kW}$$

5. Kebutuhan Listrik peralatan kantor

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

$$P : 29,84 \text{ kW}$$

6. Kebutuhan Listrik Bengkel, Lab, dll.

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

P : 29,84 kW

7. 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 : 45 buah

P : 1200 watt x 45

: 54 kW

Tabel 5. 5 Total kebutuhan listrik pabrik biodiesel

No.	Keperluan	kW
1	Unit Proses	142,56
2	Unit Utilitas	56,38
3	Alat Kontrol	49,73
4	Penerangan	29,84
5	Kantor	29,84
6	Bengkel, Lab, dll	29,84
7	Perumahan	54
Total		392,19

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 79,2 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 123,540 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 Bahan	<i>Single Stage Centrifugal Pump Comercial steel</i>			
Kapasitas (gph)	91.069	86.733	82.603	82.603
Spesifikasi				
IPS	12	12	12	12

Flow Area (in ²)	115	115	115	115
OD (in)	12,75	12,75	12,75	12,75
ID (in)	12,09	12,09	12,09	12,09
Efisiensi Pompa	0,90	0,90	0,90	0,90
Tenaga Pompa (Hp)	5,8	4,8	4,2	4,22
Tenaga Motor (Hp)	7,5	7,5	7,5	7,5
Kecepatan putar (rpm)	58.780,65	63.337,26	66.136,33	66.136,33
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 Bahan	<i>Single Stage Centrifugal Pump Comercial steel</i>			
Kapasitas (gph)	80,983	57074	13.947,5	12.128,2
Spesifikasi				
IPS	12	10	6	6
Flow Area (in ²)	115	79	29	29
OD (in)	12,75	11	6	6
ID (in)	12,09	10	6	6
Efisiensi Pompa	0,90	0,90	0,90	0,90
Tenaga Pompa (Hp)	4,09	4,68	0,63	0,05
Tenaga Motor (Hp)	5	7,5	1	1
Kecepatan putar (rpm)	66.126,78	38.532,16	29.720,14	29.043,42
Viskositas (cP)	0,8	0,8	0,8	0,6

Tabel 5. 8 Spesifikasi tangki utilitas

Tangki	Tangki Klorinasi (V- 07)	Tangki Kation (V- 03)	Tangki Anion (V- 04)	Tangki Dearator (V-08)	Tangki Kondensat (V-09)
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)	3,1	8,79	5,6	4,23	8,47
Diameter (m)	1,5	7,32	4,7	4,23	4,23
Volume (m ³)	3	43,73	49,73	59,68	59,68
Jenis Impeller	-	-	-	-	-
Jumlah Impeller	-	-	-	-	-
Diameter impeller (m)	-	-	-	-	-
Power Motor (Hp)	-	-	-	-	-
Kapasitas (kg/jam)	2.480	49.379	49.379	49.379	49.379
Jumlah	1	2	2	1	1

Tabel 5. 9 Lanjutan spesifikasi tangki utilitas

Tangki	Tangki Tawas (V-01)	Tangki CaOH (V-02)	Tangki NaOH (v-05)	Tangki NaCl (M-06)
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)	4,9	4	2,1	1,1
Diameter (m)	2,47	2	1,7	1,1
Volume (m^3)	23,67	13	3,6	1
Jenis Impeller	-	-	<i>Propeller standard</i>	<i>Propeller standard</i>
Jumlah Impeller	-	-	1	1
Diameter impeller (m)	-	-	0,58	0,36
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)	17,6
Lebar (m)	17,6
Tinggi (m)	9
Volume (m^3)	2.763

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)	8,2
Lebar (m)	8,2
Tinggi (m)	4,1
Volume (m^3)	276

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)	2,9
Tinggi (m)	2,9
Volume (m^3)	19,6

Tabel 5. 13 Spesifikasi *mixing tank*

Kode	<i>Mixing tank</i> (MT-01)
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 (CL-01)
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan koloid yang terbawa oleh air dan pengendap awal
Jenis	Tangki silinder conical bottom berpengaduk
Spesifikasi	
Diameter (m)	9,5
Tinggi (m)	4,7
Volume (m^3)	690,4
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	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan
Sistem	Kontak langsung dengan udara didalam cooling tower (fan)
Jenis	<i>Induced draft cooling tower</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Spesifikasi	
Panjang (m)	2,89
Lebar (m)	2,89
Tinggi (m)	8,56

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)	153.378
Efisiensi	0,8
Power (Hp)	5

Tabel 5. 17 Spesifikasi *sand filter*

Kode	<i>Sand filter</i> F-01
Fungsi	Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai.
Jenis	Tangki Silinder
Bahan	Carbon Steel
Ukuran pasir (mesh)	28
Volume (m^3)	23,2
Lebar (m)	1
Tinggi (m)	3,8

Tabel 5. 18 Spesifikasi *compressor*

Kode	<i>Compressor</i> (C-01)
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)	0,08
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)	7,2
Tinggi (m)	7,2
Volume (m^3)	301,5

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Pada tahap awal perencanaan pembangunan pabrik, pelaksanaan analisis ekonomi menjadi hal yang sangat krusial untuk memperoleh estimasi kelayakan investasi modal dalam kegiatan produksi. Analisis ini mencakup evaluasi kebutuhan modal investasi, proyeksi laba yang dapat diperoleh, periode pengembalian modal, serta penentuan titik impas (*break-even point*) di mana total biaya produksi sama dengan pendapatan yang diperoleh. Tujuan utama dari analisis ekonomi ini adalah untuk menilai apakah pendirian pabrik tersebut layak secara ekonomi dan mampu memberikan keuntungan yang memadai.

Dalam proses evaluasi, beberapa indikator penting yang menjadi perhatian meliputi:

1. *Return On Investment* (ROI)
2. *Pay Out Time* (POT)
3. *Discounted Cash Flow Rate* (DCF Rate)
4. *Break Even Point* (BEP)
5. *Shut Down Point* (SDP)

Sebelum melakukan analisis terhadap indikator-indikator tersebut, perlu dilakukan estimasi terhadap beberapa komponen berikut:

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*), yang meliputi:
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*), yang terdiri dari:
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)

b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)

3. Pendapatan modal

Untuk menentukan titik impas, estimasi terhadap biaya tetap (*Fixed Cost*), biaya variabel (*Variable Cost*), dan biaya mengambang (*Regulated Cost*) juga harus dilakukan.

6.1 Penafsiran Harga Peralatan

Penetapan harga peralatan setiap tahunnya menjadi suatu tantangan karena adanya fluktuasi kondisi ekonomi yang mempengaruhi harga tersebut. Oleh karena itu, diperlukan metode atau pendekatan yang dapat memproyeksikan harga peralatan pada tahun-tahun tertentu dengan mempertimbangkan indeks harga peralatan operasi pada periode terkait. Dalam analisis ekonomi, harga peralatan serta faktor-faktor lain dihitung berdasarkan tahun analisis yang digunakan.

Penentuan harga pada tahun tertentu mengharuskan identifikasi indeks harga pada tahun tersebut. Proses ini sering kali melibatkan estimasi kasar indeks harga berdasarkan data historis, misalnya data indeks dari tahun 1990 hingga 2024, yang dianalisis menggunakan metode regresi linear. Dalam kajian ini, analisis harga peralatan dilakukan untuk tahun 2020 sebagai dasar estimasi pembelian peralatan pada tahun pembangunan yaitu 2030.

Indeks harga yang digunakan dalam teknik kimia untuk tujuan ini adalah *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI), yang juga dikenal sebagai CEP Indeks.

Tabel 6.1 Indeks harga alat pada tahun 1995 – 2024

Tahun (Xi)	Nilai (Yi)
1990	357,6
1991	361,3
1992	358,2

1993	359,2
1994	368,1
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	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5
2020	596,2
2021	708,8
2022	816
2023	797,9
2024	799,1
2025	715,52

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:

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y}$$

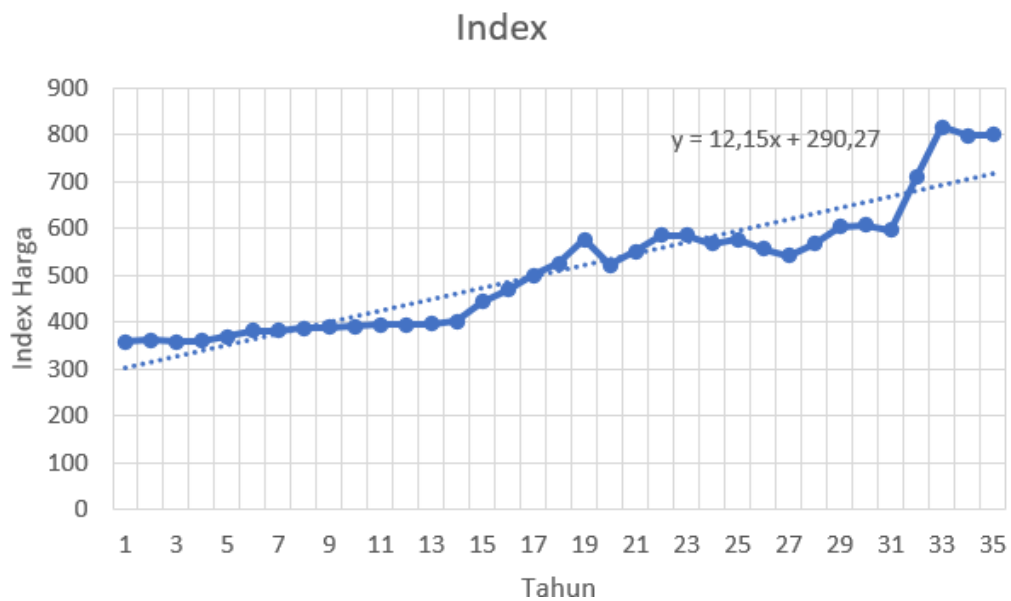
Dalam hubungan ini :

Ex : Harga pembelian pada tahun 2029

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi 2025

Nx : Indeks harga tahun 2029

Ny : Indeks harga pada tahun referensi 2025



Gambar 6.1 Grafik Regresi Linear

Persamaan yang diperoleh dari grafik adalah $y = 12,15x + 290,27$. Dengan menggunakan persamaan ini, dapat dihitung nilai CEP Indeks pada tahun referensi dan tahun perancangan. Nilai CEP Indeks pada tahun referensi 2025 adalah 715,52, sedangkan nilai CEP Indeks pada tahun perancangan 2029 adalah 764,12. 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
			2025	2029
Tangki Minyak Kelapa	T-01	1	\$ 301.400	\$ 321.871
Tangki CH3OH	T-02	1	\$ 301.400	\$ 321.871

Tangki HCl	T-03	1	\$ 116.800	\$ 124.733
Tangki NaOH	T-04	1	\$ 116.800	\$ 124.733
Tangki Biodiesel	T-05	1	\$ 408.600	\$ 436.353
Mixer	M-01	1	\$ 68.058	\$ 72.681
Decanter	DC-01	1	\$ 43.424	\$ 46.373
Reaktor	R-01	1	\$ 848.100	\$ 905.705
Reaktor	R-02	1	\$ 433.900	\$ 463.371
Reaktor	R-03	1	\$ 346.300	\$ 369.821
Netralizer	N-01	1	\$ 259.900	\$ 277.553
Washing Tower	WT-01	1	\$ 96.303	\$ 102.845
Menara Distilasi	MD-01	1	\$ 234.036	\$ 249.932
Heater	HE-01	1	\$ 2.200	\$ 2.349
Heater	HE-02	1	\$ 1.000	\$ 1.067
Heater	HE-03	1	\$ 4.400	\$ 4.698
Heater	HE-04	1	\$ 3.100	\$ 3.310
Reboiler	RB-01	1	\$ 45.800	\$ 48.910
Cooler	CL-01	1	\$ 84.600	\$ 90.346
Cooler	CL-02	1	\$ 4.000	\$ 4.271
Condensor	CD-01	1	\$ 69.900	\$ 74.648
Accumulator	ACC-01	1	\$ 2.100	\$ 2.242
Pompa	P-01	1	\$ 10.000	\$ 10.679
Pompa	P-02	1	\$ 4.400	\$ 4.698
Pompa	P-03	1	\$ 7.800	\$ 8.329
Pompa	P-04	1	\$ 12.700	\$ 13.562
Pompa	P-05	1	\$ 12.700	\$ 13.562
Pompa	P-06	1	\$ 12.700	\$ 13.562
Pompa	P-07	1	\$ 5.200	\$ 5.553
Pompa	P-08	1	\$ 12.700	\$ 13.562
Pompa	P-09	1	\$ 14.400	\$ 15.378
Pompa	P-10	1	\$ 11.500	\$ 12.281
Pompa	P-11	1	\$ 12.700	\$ 13.562
Pompa	P-12	1	\$ 9.100	\$ 9.718
Pompa	P-13	1	\$ 11.500	\$ 12.281
Pompa	P-14	1	\$ 11.500	\$ 12.281
Total			\$ 3.941.022	\$ 4.208.707

Tabel 6.3 Harga alat utilitas

Nama	Kode	Jumlah	Ey	Ex
			2025	2029
Pompa	PU-01	1	\$ 31.700	\$ 33.853
Pompa	PU-02	1	\$ 31.700	\$ 33.853
Pompa	PU-03	1	\$ 31.700	\$ 33.853
Pompa	PU-04	1	\$ 31.700	\$ 33.853
Pompa	PU-05	1	\$ 31.700	\$ 33.853
Pompa	PU-06	1	\$ 28.400	\$ 30.329

Pompa	PU-07	1	\$ 21.200	\$ 22.639
Pompa	PU-08	1	\$ 21.200	\$ 22.639
Bak Pengendapan Awal	TK-01	1	\$ 31.000	\$ 33.105
Tangki Tawas	V-01	1	\$ 30.000	\$ 32.037
Tangki CaOH	V-02	1	\$ 35.000	\$ 37.377
Tangki Kation	V-03 A/B	2	\$ 46.900	\$ 50.085
Tangki Anion	V-04 A/B	2	\$ 46.900	\$ 50.085
Tangki NaOH	V-05	1	\$ 143.800	\$ 153.567
Tangki NaCl	V-06	1	\$ 74.400	\$ 79.453
Mixing Tank	MT-01	1	\$ 20.000	\$ 21.358
Klarifier	KL-01	1	\$ 32.000	\$ 34.173
Sand Filter	SF-01	1	\$ 13.000	\$ 13.382
Bak Penampungan air bersih	TK-02	1	\$ 20.000	\$ 21.358
Cooling Tower	CT-01	1	\$ 65.000	\$ 69.414
Tangki Klorinasi	V-07	1	\$ 32.000	\$ 34.173
Tangki air bersih	TK-03	1	\$ 35.000	\$ 37.377
Kompresor	C-01	1	\$ 12.000	\$ 12.815
Boiler	B-01	1	\$ 213.300	\$ 227.787
Tangki Dearator	V-08	1	\$ 50.000	\$ 53.396
Tangki Kondensat	V-09	1	\$ 11.600	\$ 12.387
Total			\$ 1.141.200	\$ 1.218.713

6.2 Dasar Perhitungan

Pabrik biodiesel berkapasitas 50.000 ton/tahun yang menggunakan minyak kelapa 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 : 50.000 ton/tahun
- ☐ Satu tahun operasi : 330 hari
- ☐ Umur Pabrik : 10 tahun
- ☐ Pabrik didirikan pada tahun : 2029
- ☐ Kurs mata uang : 1 US \$= Rp 16.441

6.3 Komponen Biaya

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</i> (PEC)	6.350.319,14	103.948.374.048,55

2	<i>Purchasing Equipment Installation (PEI)</i>	2.730.637,23	44.812.487.604,60
3	<i>Instrumen and Control</i>	952.547,87	15.632.263.117,88
4	<i>Piping</i>	5.461.274,46	89.624.975.209,19
5	<i>Electrical Equipment and Material</i>	952.547,87	15.632.263.117,28
6	<i>Insulation</i>	508.025,53	8.337.206.996,20
7	<i>Building Cost</i>	2.715.785,14	44.568.750.000,00
8	<i>Land and Yard</i>	1.218.694,78	20.000.000.000,00
	Total	20.889.832,03	342.823.033.498,31

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

No.	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1.	<i>Engineering and Constructions</i>	4.177.966,41	68.564.606.699,66
2.	<i>Direct Plan Cost (DPC)</i>	25.067.798,44	411.287.640.197,97
	Total	29.245.764,85	479.952.246.897,63

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

No.	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1.	<i>Direct Plant Cost</i>	25.067.798,44	411.387.640.197,97
2.	<i>Contractor Fee</i>	1.002.711,94	16.455.505.607,92
3.	<i>Contingency Cost</i>	2.506.779,84	41.138.764.019,80
	Total	28.577.290,22	468.981.909.825,68

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

- c. 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>	5.538.193,75	90.887.297.644,06
2.	<i>In process inventory</i>	3.350.675,13	54.987.929.632,45
3.	<i>Product inventory</i>	1.563.648,40	25.661.033.828,48
4.	<i>Extended Inventory</i>	8.345.259,00	136.954.045.454,55
5.	<i>Available cash</i>	6.701.350,27	109.975.859.264,89
	Total	25.499.126,55	418.466.165.824,42

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 :

1. *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>	60.920.131,26	999.760.274.084,60
2.	<i>Labor Cost</i>	694.217,29	11.392.800.000,00
3.	<i>Supervision</i>	69.421,73	1.139.280.000,00
4.	<i>Maintenance</i>	1.714.637,41	28.138.914.589,54
5.	<i>Plant Supplies</i>	257.195,61	4.220.837.188,43
6.	<i>Royalty and Patents</i>	917.978,49	15.064.945.000,00
7.	<i>Utilities</i>	1.172.986,72	19.249.885.068,67
	Total	65.746.568,52	1.078.966.935.931,26

2. *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>	104.132,59	1.708.920.000,00
2.	<i>Laboratory</i>	69.421,73	1.139.280.000,00
3.	<i>Plant Overhead</i>	347.108,65	5.696.400.000,00
4.	<i>Packaging and Shipping</i>	4.589.892,45	75.324.275.000,00
	Total	5.110.555,42	83.869.325.000,00

3. *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>	2.286.183,22	37.518.552.786,05
2.	<i>Property tax</i>	285.772,90	4.689.819.098,26
3.	<i>Insurance</i>	285.772,90	4.689.819.098,26
	Total	2.857.729,02	46.898.190.982,57

Tabel 6. 11 *Total manufacturing cost*

No.	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1.	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	65.746.568,52	1.078.966.935.931,26
2.	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	5.110.555,42	83.869.325.000,00
3.	<i>Fixed Manufacturing cost</i>	2.857.729,02	46.898.190.982,57
	Total	73.714.852,96	1.209.734.451.913,83

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	142.886,45	2.344.909.549,13
2.	<i>Sales Expense</i>	5.897.188,24	96.778.756.153,11
3.	<i>Research</i>	3.685.742,65	60.486.722.595,69
4.	<i>Finance</i>	2.163.056,67	35.497.923.026,00
	Total	11.888.874,01	195.108.311.323,93

Tabel 6. 13 Total *production cost*

No.	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1.	<i>Manufacturing Cost</i> (MC)	73.714.852,96	1.209.734.451.913,83
2.	<i>General Expense</i> (GE)	11.888.874,01	195.108.311.323,93
	Total	85.603.726,97	1.404.842.763.237,76

6.4 Analisa Keuntungan

Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp 1.506.494.500.000,00

Total *Production cost* : Rp 1.404.842.763.237,76

Keuntungan : Total Penjualan – Total biaya produks
: Rp1.506.494.500.000,0 - Rp1.404.842.763.237,76
: Rp 101.651.736.762,24

Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak 20% dari keuntungan : Rp 81.321.389.409,79

Keuntungan : Keuntungan Sebelum Pajak – Pajak
: Rp 20.330.347.352,45

6.3 Analisa Kelayakan

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

1. *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.

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

a. ROI sebelum pajak

$$(\text{ROI b}) \text{ ROI b} = 21,67\%$$

b. ROI setelah pajak

$$(\text{ROI a}) \text{ ROI a} = 17,34\%$$

2. *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.

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

a. POT Sebelum Pajak (POT b)

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

$$POT\ b = 3,37\ \text{tahun}$$

b. POT setelah pajak (POT a)

$$POT\ a = 3,95\ \text{tahun}$$

3. *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%.

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

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>	2.286.183,22	37.518.552.786,05
2.	<i>Property tax</i>	285.772,90	4.689.819.098,26
3.	<i>Insurance</i>	285.772,90	4.689.819.098,26
	Total	2.857.729,02	46.898.190.982,57

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

No.	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1.	<i>Labor Cost</i>	694.217,29	11.392.800.000,00
2.	<i>Payroll Overhead</i>	104.132,59	1.708.920.000,00
3.	<i>Supervision</i>	69.421,73	1.139.280.000,00
4.	<i>Plant Overhead</i>	347.108,65	5.696.400.000,00
5.	<i>Laboratory</i>	69.421,73	1.139.280.000,00
6.	<i>General Expenses</i>	11.888.874,01	195.108.311.323,93
7.	<i>Maintennace</i>	1.714.637,41	28.138.914.589,54
8.	<i>Plant Supplies</i>	257.195,61	4.220.837.188,43
	Total	15.145.009,02	248.544.743.101,90

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

No.	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1.	<i>Raw Material</i>	60.920.131,26	999.760.274.084,62
2.	<i>Packaging and Shipping</i>	4.589.892,45	75.324.725.000,00
3.	<i>Utilities</i>	1.172.986,72	19.249.885.068,67
4.	<i>Royalties And Patens</i>	917.978,49	15.064.945.000,00
	Total	67.600.988,92	1.109.399.829.153,29

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

No.	Jenis Biaya	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Annual Sales Value</i>	91.797.849,00	1.506.494.500.000
	Total	91.797.849,00	1.506.494.500.000

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

$$\text{BEP} = 54,44\%$$

4. *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.

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

Didapatkan $SDP = 33,42\%$

5. *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.

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

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 468.981.909.826

WCI = Rp 418.466.165.824

SV = Rp 37.518.552.786

n = 10 tahun

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

Diperoleh nilai DCFR adalah

DCFR = 16,90%

Bunga bank Indonesia pada 2024 = 5,8%

1,5x dari bunga bank Indonesia = 8,63%

6.4 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 :

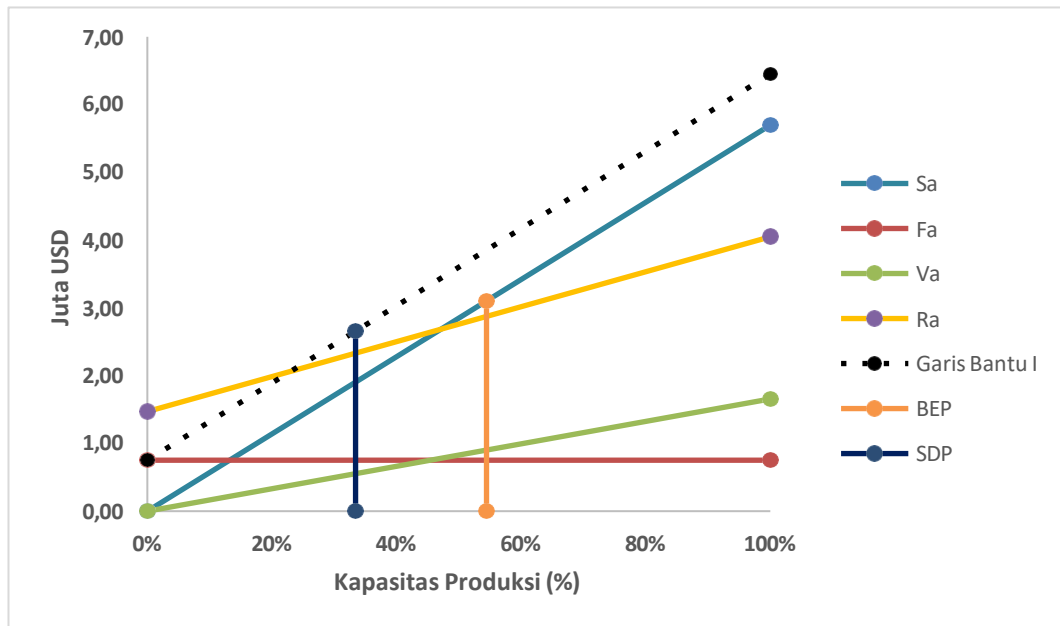
1. Kondisi Operasi

Prarancangan pabrik biodiesel beroperasi pada suhu yang bervariasi antara 30°C hingga 100°C dengan tekanan operasi sekitar 1 atm. Dengan kondisi operasi yang relatif rendah tersebut, prarancangan pabrik dianggap cukup aman.

2. 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.

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 transesterifikasi dengan kapasitas 50.000 ton per tahun, baik dari segi teknis maupun ekonomi, dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. Pendirian pabrik biodiesel dengan kapasitas 50.000 ton per tahun bertujuan untuk memenuhi permintaan biodiesel domestik, mengurangi ketergantungan pada impor, serta menciptakan lapangan pekerjaan dan mendorong pertumbuhan ekonomi.

Pabrik biodiesel, yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT), akan didirikan di Kabupaten Tembilahan, Indragiri Hilir, Provinsi Riau, dengan luas lahan total sebesar 11.885 m² dan mempekerjakan sebanyak 135 orang.

2. Dari perspektif evaluasi ekonomi dan analisis kelayakan, pabrik ini dianggap menarik dan layak untuk didirikan, dengan berbagai parameter kelayakan sebagai berikut :

- a. *Return On Investment* (ROI)

- 1) ROI sebelum pajak = 21,67%

- 2) ROI setelah pajak = 17,34%

- b. *Pay Out Time* (POT)

- 1) POT sebelum pajak = 3,37 tahun

- 2) POT setelah pajak = 3,95 tahun

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

c. *Break Even Point* (BEP) = 54,44%

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

d. *Shut Down Point* (SDP) = 34,42%

e. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) = 16,90%

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 kelapa dan metanol serta proses transesterifikasi dengan kapasitas 50.000 ton per tahun dinilai layak dari segi teknis dan menarik untuk dianalisis lebih lanjut.

3. Berdasarkan keseluruhan tinjauan yang mencakup ketersediaan bahan baku, kondisi operasi proses, dan hasil evaluasi ekonomi, dapat disimpulkan bahwa pabrik biodiesel dengan kapasitas 50.000 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:

1. 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.
2. Penting untuk mengoptimalkan pemilihan alat utama dan alat penunjang serta bahan baku guna memaksimalkan keuntungan yang diperoleh.

DAFTAR PUSTAKA

- Abdelrahman, A. A., & Abo El-Khair, M. A. (2024). Advanced biodiesel production: Feedstocks, technologies, catalysts, challenges, and environmental impacts. *Journal of Environmental Chemical Engineering*, 12(3), 105678.
- Ahmad, A. F., Zulkurnain, N., Rosid, S. J. M., Azid, A., Endut, A., Toemen, S., ... & Yusoff, N. I. M. (2022). Catalytic transesterification of coconut oil in biodiesel production: A review. *Catalysis Surveys from Asia*, 26, 129–143. <https://doi.org/10.1007/s10563-022-09358-8>
- Alamsyah, R., Solikhah, M. D., Kismanto, A., & Heryani, S. (2023). Production of coco-biodiesel from CNO (Coconut Natural Oil) for small scale industries/coconut farmers using static mixer and dry washing. *IOP Conference Series: Earth and Environmental Science*, 1235(1), 012004. <https://doi.org/10.1088/1755-1315/1235/1/012004>
- Alamsyah, R., Tambunan, A., Purwanto, Y., & Kusdiana, D. (2007). The current status of biodiesel production technology: A review. *Jurnal Teknologi Energi*, 21(4), 323–340.
- Amini, Z., Ilham, Z., Ong, H. C., Mazaheri, H., & Chen, W. H. (2017). State of the art and prospective of lipase-catalyzed transesterification reaction for biodiesel production. *Energy Conversion and Management*, 141, 339–353.
- Aulia, H. N. (2024). Kinetics of transesterifying multifeedstock oil into biodiesel. *Jurnal Polimesin*, 22(6). <https://doi.org/10.30811/jpl.v22i6.5609>
- Biniatz, P., Makarem, M., & Rahimpour, M. (2019). Membrane Reactors. In *Catalyst Immobilization (Chapter 9)*. Wiley-VCH.
- Boer, K. D., & Bahri, P. (2011). Supercritical methanol for fatty acid methyl ester production: A review. *Biomass and Bioenergy*, 35(3), 983–991.
- Budiprasojo, A., & Zain, A. T. (2022). Production of biodiesel from corn and coconut oil with locally Jember Indonesia vegetable oil. *Jurnal Rekayasa Mesin*, 13(3), 689–699.
- Chanthon, N., Ngaosuwan, K., Kiatkittipong, W., Wongsawaeng, D., Appamana, W., Quitain, A., & Assabumrungrat, S. (2021). High-efficiency biodiesel production using rotating tube reactor: New insight of operating parameters. *Renewable & Sustainable Energy Reviews*, 151, 111430.

- Chesterfield, D. M., Rogers, P., Al-Zaini, E., & Adesina, A. (2013). Steady-state simulation of a novel extractive reactor for enzymatic biodiesel production. *Fuel Processing Technology*, 108, 101–111.
- Didar, Z. (2015). A comparative study of biodiesel production from beef bone marrow. *Energy and Environmental Engineering Journal*, 5, 61–66.
- Elsheikh, Y. A., Man, Z., & Akhtar, F. (2014). An acidic ionic liquid-conventional alkali-catalyzed biodiesel production process. *Korean Journal of Chemical Engineering*, 31(3), 431–435. <https://doi.org/10.1007/s11814-013-0238-x>
- Fadhil, A. B. (2013). Biodiesel production from beef tallow using alkali-catalyzed transesterification. *Arabian Journal for Science and Engineering*, 38(1), 41–47. <https://doi.org/10.1007/S13369-012-0418-8>
- Fardin, F., & Basri, A. (2018). *Pengelolaan Keselamatan dan Kesehatan Kerja di Industri*. Surabaya: Unair Press.
- Farobie, O., & Matsumura, Y. (2015). A comparative study of biodiesel production using methanol, ethanol, and tert-butyl methyl ether (MTBE) under supercritical conditions. *Bioresource Technology*, 191, 306–311. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2015.04.085>
- Filho, R. M. (2013). Biodiesel production: Process and characterization using reactive distillation systems. *Proceedings of International Conference on Renewable Energy Systems*, 1(1), 55–62.
- Fjerbaek, L., Christensen, K., & Norddahl, B. (2009). A review of the current state of biodiesel production using enzymatic transesterification. *Biotechnology and Bioengineering*, 102(5), 1298–1315.
- Gervajio, M. G. (2005). Fatty acids and derivatives from coconut oil. In Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology. <https://doi.org/10.1002/0471238961.fosfatacov>
- Goetsch, D. L., & Davis, S. B. (2014). *Quality Management for Organizational Excellence: Introduction to Total Quality* (7th ed.). Pearson. Menyediakan kerangka kerja dan studi kasus tentang penerapan TQM di lingkungan manufaktur.
- Granjo, J., Duarte, B., & Oliveira, N. (2009). Kinetic models for the homogeneous alkaline and acid catalysis in biodiesel production. *Computer-Aided Chemical Engineering*, 27, 483–488. [https://doi.org/10.1016/S1570-7946\(09\)70301-3](https://doi.org/10.1016/S1570-7946(09)70301-3)

- Gusniah, A., Veny, H., & Hamzah, F. (2018). Ultrasonic assisted enzymatic transesterification for biodiesel production. *Industrial & Engineering Chemistry Research*.
- Heizer, J., Render, B., & Munson, C. (2020). *Operations Management* (13th ed.). Pearson Education. Buku ini menjelaskan secara sistematis proses pengendalian kualitas dalam konteks pabrik dan produksi massal.
- Hossain, A. (2015). Alkaline and acid catalyzed transesterification bioprocess in biodiesel preparation from fresh water algae. *Asian Journal of Biochemistry*, 10(5), 205–213. <https://doi.org/10.3923/AJB.2015.205.213>
- Jabar, A. (2011). Ultrasonic assisted microwave processing system for optimized production of biodiesel from coconut oil. [Conference Paper].
- Kementerian Tenaga Kerja Republik Indonesia. (2000). Undang-Undang No. 1 Tahun 1970 tentang Keselamatan Kerja. *Jakarta: Pemerintah Republik Indonesia*.
- Khan, H. M., Iqbal, T., Mujtaba, M., Soudagar, M., Veza, I., & Fattah, I. (2021). Microwave assisted biodiesel production using heterogeneous catalysts. *Energies*, 14(23), 8135.
- Kiwjaroun, C., Tubtimdee, C., & Piumsomboon, P. (2009). LCA studies comparing biodiesel synthesized by conventional and supercritical methanol methods. *Journal of Cleaner Production*, 17(2), 143–153.
- Luyben, W. L. (2006). *Process Modeling, Simulation, and Control for Chemical Engineers*. McGraw-Hill
- Lydon, D. *Process Plant Layout*, 2005
- Makarevičienė, V., Gumbytė, M., Skorupskaitė, V., & Sendžikienė, E. (2017). Biodiesel fuel production by enzymatic microalgae oil transesterification with ethanol. *Journal of Renewable and Sustainable Energy*, 9(2), 023101.
- Maitera, O. N., Louis, H., Dass, P., Akakuru, U. O., & Joshua, Y. (2017). Production and characterization of biodiesel from coconut extract (*Cocos nucifera*). [Journal Publication], 9, 62–70.
- Malabadi, R. B., Sadiya, M. R., Kolkar, K. P., & Chalannavar, R. (2023). Biodiesel production: An updated review of evidence. *International Journal of Biological and Pharmaceutical Sciences Archive*, 4(1), 15–22.

- Manuale, D. L., Torres, G. C., Vera, C., & Yori, J. (2015). Study of an energy-integrated biodiesel production process using supercritical methanol and a low-cost feedstock. *Fuel Processing Technology*, 140, 252–261.
- Marulanda, V. (2012). Biodiesel production by supercritical methanol transesterification: Process simulation and environmental impact assessment. *Journal of Cleaner Production*, 33, 109–116.
- Mcfarlane, J., Birdwell, J., Tsouris, C., & Jennings, H. (2008). Process intensification in base-catalyzed biodiesel production. Oak Ridge National Laboratory Reports, ORNL/TM-2008/085.
- Moazeni, F., Chen, Y. C., & Zhang, G. (2019). Enzymatic transesterification for biodiesel production from used cooking oil: A review. *Journal of Cleaner Production*, 216, 117–132.
- Montgomery, D. C. (2009). *Introduction to Statistical Quality Control*. Wiley.
- Norjannah, B., Ong, H. C., Masjuki, H., Juan, J. C., & Chong, W. T. (2016). Enzymatic transesterification for biodiesel production: A comprehensive review. *RSC Advances*, 6(63), 60034–60055.
- Pasha, M. K., Dai, L., Liu, D. H., Du, W., & Guo, M. (2021). Biodiesel production with enzymatic technology: Progress and perspectives. *Biofuels*, 15(1), 1–17.
- Pimngern, N., & Punsuvon, V. (2016). Optimization of esterification and transesterification reactions for biodiesel production from crude coconut oil using RSM techniques. *Key Engineering Materials*, 723, 610–615. <https://doi.org/10.4028/www.scientific.net/KEM.723.610>
- Pramitha, R. I., Haryanto, A., & Triyono, S. (2016). Pengaruh perbandingan molar dan durasi reaksi terhadap rendemen biodiesel dari minyak kelapa. [Indonesian Journal].
- Priyal Kaushik, Gurmeet Kaur, & Imran Hasan (2024) *Biodiesel Synthesis from Coconut Oil Using the Ash of Citrui limetta Peels as a Renewable Heterogeneous Catalyst*.
- Purwanto, P. (2012). *Pengelolaan Lingkungan Industri: Teori dan Praktek*. Yogyakarta: UGM Press.
- Ranganathan, S., Narasimhan, S., & Muthukumar, K. (2008). An overview of enzymatic production of biodiesel. *Bioresource Technology*, 99(10), 3975–3981.

- Sajid, Z., Khan, F., & Zhang, Y. (2016). Process simulation and life cycle analysis of biodiesel production. *Renewable Energy*, 85, 945–952.
- Santana, H., Tortola, D. S., Silva, J. L., & Taranto, O. (2017). Biodiesel synthesis in micromixer with static elements. *Energy Conversion and Management*, 141, 28–39.
- Saka, S., & Kusdiana, D. (2006). Non-catalytic biodiesel fuel production with supercritical methanol technologies. *Journal of Scientific & Industrial Research*, 65, 420–425.
- Seborg, D. E., Edgar, T. F., & Mellichamp, D. A. (2011). *Process Dynamics and Control*. Wiley
- Shah, S., Sharma, S., & Gupta, M. N. (2003). Enzymatic transesterification for biodiesel production. *Indian Journal of Biochemistry & Biophysics*, 40(6), 392–399.
- Shoar, F. H., & Tarighi, J. (2021). A review of different biodiesel production methods, conditions, raw materials and technologies. *Renewable Energy Advances*, 2(1), 12–26.
- Siswanto, A. (2013). Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) di Industri. *Jakarta: Bumi Aksara*.
- Smith, J.M., Van Ness, H.C., & Abbot, M.M., 1987, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 5 th ed, Mc Graw Hill Book Company Inc., New York
- Suryanto, A., Suprpto, S., & Mahfud, M. (2015). Production of biodiesel from coconut oil using microwave: Effect of some parameters on transesterification reaction by NaOH catalyst. *Bulletin of Chemical Reaction Engineering & Catalysis*, 10(2), 162–168. <https://doi.org/10.9767/bcrec.10.2.8080.162-168>
- Tan, K. T., Gui, M., Lee, K., & Mohamed, A. (2010). Supercritical alcohol technology in biodiesel production: A comparative study between methanol and ethanol. *Energy Sources, Part A: Recovery, Utilization, and Environmental Effects*, 33(2), 156–163.
- Tao, F. (2013). Review of kinetic research on biodiesel production with supercritical methanol. *Chemical Industry and Engineering*, 31(5), 117–125.
- Towler, G., & Sinnott, R. *Chemical Engineering Design*, 2nd ed., 2012

Tupufia, S., Jeon, Y., Marquis, C., Adesina, A., & Rogers, P. (2013). Enzymatic conversion of coconut oil for biodiesel production. *Fuel Processing Technology*, 106, 721–726. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2012.10.007>.

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

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

Zanuttini, M. S., Pisarello, M. L., & Querini, C. (2014). Butia yatay coconut oil: process development for biodiesel production and kinetics of esterification with ethanol. *Energy Conversion and Management*, 85, 407–416. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2014.05.080>

LAMPIRAN A

PERANCANGAN REAKTOR

Reaktor-01

Reaktor Transterifikasi

Kode : R-01

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi antara metanol dan trigliserida dengan katalis asam klorida menjadi metil ester.

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

Bahan : *Stainless Steel type 316*

Bentuk : Tangki Silinder

Kondisi Operasi : $T = 60\text{ }^{\circ}\text{C}$

$P = 1\text{ atm}$

Jenis Reaksi = Endotermis

Konversi = 88,30%

1. Neraca Massa dan Densitas Reaktor

Komponen yang masuk dalam reaktor

Komponen	BM	Kmol	Massa	Rho (kg/m ³)	Fv (kg/jam)	Fraksi Massa	Rho Campuran (kg/m ³)
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	200	0,0172	3,4369	862,3798	0,0039	0,0004	0,3634
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	228	0,0087	1,9933	860,1053	0,0023	0,0002	0,2102
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	256	0,0054	1,3761	855,2857	0,0015	0,0001	0,1443

C ₃₉ H ₇₄ O ₆	638	2,4298	1550,2209	894,9308	1,7948	0,1900	170,1053
C ₄₅ H ₈₆ O ₆	722	1,2452	899,0604	884,9391	1,0409	0,1102	97,5522
C ₅₁ H ₉₈ O ₆	806	0,7701	620,6903	878,7984	0,7186	0,0761	66,8804
C ₁₃ H ₂₆ O ₂	214	6,1620	1318,6737	838,9889	1,5267	0,1616	135,6526
C ₁₅ H ₃₀ O ₂	242	3,1579	764,2188	860,3102	0,8848	0,0937	80,6134
C ₁₇ H ₃₄ O ₂	270	1,9529	527,2958	857,5404	0,6105	0,0646	55,4426
NaOH	40	1,0195	40,7789	1898,104	0,0472	0,005	9,4905
CH ₃ OH	32	62,5520	2001,6651	754,5681	2,3175	0,2454	185,1930
H ₂ O	18	4,4812	80,6618	979,6811	0,0933	0,0098	9,6891
C ₃ H ₈ O ₃	92	3,7576	345,7023	1235,078	0,4002	0,0423	52,3517
Total Masuk		87,5597	8155,7742	12660,7098	9,4430	1,0000	863,6891

2. Design Equation

a. Menghitung Kecepatan Alir Volumetrik

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

$$= 9,4430 \text{ m}^3/\text{jam}$$

b. Menghitung Konsentrasi

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

$$\text{Total Umpan Mula-mula } C_{ao} = 0,0009 \text{ mol/m}^3$$

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

Total Umpan Mula-mula $C_{bo} = 7,676 \text{ mol/m}^3$

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

Total Umpan Konsentrasi $C_a = 0,090 \text{ mol/m}^3$

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

Total Umpan Konsentrasi $C_b = 7,675 \text{ mol/m}^3$

3. Menghitung Waktu Tinggal

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

Waktu Tinggal = 6,306 jam

4. Menentukan Volume Reaktor

$$F_v \cdot \tau = 20,5513 \text{ m}^3$$

5. Menghitung Dimensi Reaktor

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

$$\text{Volume reaktor} = 1,2 \times 20,5513 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume reaktor} = 24,9897 \text{ m}^3$$

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 =

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

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

D = 2,9693 m, atau 116,9023 in

H = 0,9926 m

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

$$V_{dish} = 78,282 \text{ ft}^3$$

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

Dipilih sf : 2 in

$$V_{sf} = 148,999 \text{ in}^3, \text{ atau } 0,086 \text{ ft}^3$$

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

$$V_{Head} = 157,737 \text{ ft}^3, \text{ atau } 4,438 \text{ m}^3$$

$$V_{Reaktor} = V_{Shell} + V_{Head}$$

$$V_{reaktor} = 24,9897 \text{ m}^3$$

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

$$V_{bottom} = 78,368 \text{ ft}^3, \text{ atau } 2,219 \text{ m}^3$$

6. Menghitung Ketinggian Cairan dalam Reaktor

$$V_{Cairan} = V_{Shell} - V_{Bottom}$$

$$V_{cairan} = 18,332 \text{ m}^3$$

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

$$h_{cairan} = 2,9693 \text{ m}$$

7. Menghitung Tekanan Desain

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

$$P_{Hidrostatik} = \frac{\rho g h}{g_c}$$

$$P_{hidrostatik} = 0,040 \text{ psi}$$

$$P_{total} = 14,736 \text{ psi},$$

Tekanan over design 20%

$$\text{Maka } P_{design} = 17,6832 \text{ psi atau } 1,203 \text{ atm}$$

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) = 58,451 in

P desain = 17,683 psi

Maka ts = 0,1875 in

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

9. Menghitung Tebal Head

$$W = \frac{1}{4} + \left(3 + \frac{\sqrt{rc}}{r}\right) \quad (7.76)$$

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

(Brownell hal 138, 1959)

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

P = 2,987 psi

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

OD = 117,277 in

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell maka dipilih OD standar sebesar :

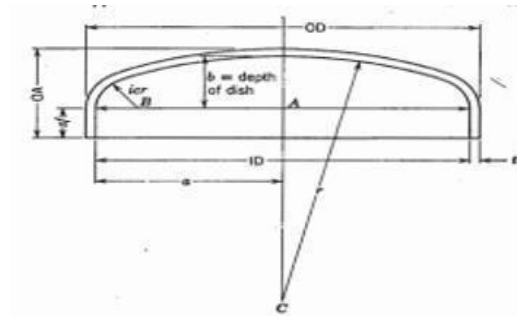
OD standar = 120 in

rcr = 7,25 in

$$\begin{aligned} r &= 114 \text{ in} \\ W &= 0,8130 \text{ in} \\ th &= 0,1255 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 5.7 buku Brownell, tebal head untuk ukuran 0,1255 in mendekati nilai standar 3/16 atau 0,1875 in

10. Menghitung Tinggi Head



Gambar dimensi pada tutup reaktor

$$\begin{aligned} a &= 54,451 \text{ in} \\ b &= 20,330 \text{ in} \\ AB &= 51,201 \text{ in} \\ BC &= 106,75 \text{ in} \\ AC &= 93,669 \text{ in} \\ OA &= 21,98 \text{ in} \end{aligned}$$

Pada tabel 5.4 hal 87 buku Brownell dengan th 3/16 maka nilai sf nya adalah

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

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

$$ID = 116,902 \text{ in}$$

$$h_{Reaktor} = 2h_{Head} - h_{Shell}$$

$$h \text{ reaktor} = 4,0859 \text{ m}$$

11. Menghitung Dimensi Pengaduk

Komponen	BM	Kmol	Massa	xi	miu (cP)	xi.miu
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	200	0,0171	3,4369	0,0004	5,5356	0,0023
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	228	0,0087	1,9932	0,0002	7,6406	0,0018
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	256	0,0053	1,3761	0,0001	9,5902	0,0016
C ₃₉ H ₇₄ O ₆	638	0,6465	412,4831	0,0505	13,3017	0,6727
C ₄₅ H ₈₆ O ₆	722	0,3313	239,2222	0,0293	14,1682	0,4155
C ₅₁ H ₉₈ O ₆	806	0,2049	165,1534	0,0202	19,7550	0,4000
C ₁₃ H ₂₆ O ₂	214	11,5118	2463,5445	0,3020	1,4738	0,4451
C ₁₅ H ₃₀ O ₂	242	5,8996	1427,7125	0,1750	8,5943	1,5044
C ₁₇ H ₃₄ O ₂	270	3,6484	985,0933	0,1207	10,9805	1,3262
NaOH	40	1,0194	40,7788	0,005	124,8304	0,6241
CH ₃ OH	32	52,7649	1688,4772	0,2070	0,3603	0,0746
H ₂ O	18	4,4812	80,6617	0,0098	0,4742	0,0046
C ₃ H ₈ O ₃	92	7,0200	645,8407	0,0791	86,1938	6,8255
Total Keluar		87,5596	8155,7742	1,0000	302,8992	12,2991

Viskositas campuran = 12,299 cP atau 0,0122 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.

$$\text{Diameter pengaduk (Di)} = \text{ID}/3 = 0,989 \text{ m}$$

Tinggi pengaduk (W) = Di/5	= 0,197 m
Lebar pengaduk (L) = Di/4	= 0,247 m
Lebar baffle (B) = ID/12	= 0,247 m
Jarak pengaduk dengan dasar tangki (E)	= 0,989 m
Tinggi cairan (ZL)	= 2,969 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 (<i>specific gravity</i>)	= rho cairan/rho air
Sg	= 0,009
WELH	= 0,028 m atau 0,092 ft
N	= 7,020 rpm atau 0,117 rps

13. Menghitung Power Pengaduk

$$P = \frac{Np\rho N^3 Di^5}{g_c}$$

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

Rho	= Densitas campuran	= 0,592 lb/ft ³
N	= Kecepatan putar pengaduk	= 0,117 rps
Di	= Diameter pengaduk	= 3,247 ft
gc	= Gravitasi	= 32,2 ft.lbm/s ² .lbf
miu	= Viskositas campuran	= 0,0082 lb/ft.s

$$N_{Re} \text{ (Reynold number)} = 88,4123$$

Np = 6

P = 0,063 ft.lb/s atau 0,0001 Hp

Efisiensi daya motor adalah kurang lebih 80%

Daya motor = 0,0001 Hp

Dipilih standarisasi daya = 0,05 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)
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	244,4967	244,4967
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	143,7194	143,7194
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	97,9224	97,9224
C ₃₉ H ₇₄ O ₆	90776,3335	24153,7889
C ₄₅ H ₈₆ O ₆	53852,3936	14329,0580
C ₅₁ H ₉₈ O ₆	37283,5622	9920,4193
C ₁₃ H ₂₆ O ₂	86900,2867	162347,0131
C ₁₅ H ₃₀ O ₂	56917,3000	106332,8329

C ₁₇ H ₃₄ O ₂	38872,0775	72620,7694
NaOH	2049,4604	2049,4604
CH ₃ OH	169544,1215	143016,6266
H ₂ O	11429,0258	11429,0258
C ₃ H ₈ O ₃	7554,0321	14112,4339
ΔH Reaksi	77	
Q terserap		-5.056
Total	555742,0045	555742,0045

Q in > Q out Reaktor sehingga diperlukan pendingin. Kebutuhan pendingin yang digunakan berupa water.

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

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

a. Sifat Fisis Air

$$\begin{aligned} \text{Cp (Kapasitas Panas Larutan)} &= 2,07 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F} \\ \rho \text{ (Densitas)} &= 1018,27 \text{ kg/m}^3 = 63,54 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu \text{ (Viskositas)} &= 51,20 \text{ cP} = 12,38 \text{ lb/ft.jam} \\ k \text{ (Konduktivitas)} &= 5,19 \text{ Btu/jam.ft.}^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

b. Kebutuhan Air Pendingin

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

$$Q = 5,056 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H = 13,422 \text{ kJ/kg}$$

$$m = 376,442 \text{ kg/jam}$$

c. Menghitung ΔT LMTD

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

Diketahui :

$$\Delta T_1 = 27$$

$$\Delta T_2 = 54$$

Maka, ΔT LMTD = 104,9055 °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 = 12,299 cP

Maka, Ud = 50 btu/ft².F

d. Menentukan Jenis Pendingin

$$Do = 120 \text{ in}$$

$$Hs = 116,902 \text{ in}$$

$$A = (\pi \cdot Do \cdot Hs) + \frac{\pi}{4} D0^2$$

$$\text{Maka, } A = 384,3915 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan panas yang dibutuhkan :

Luas transfer panas

$$A = \frac{Q}{Udx\Delta T}$$

Maka, $A = 0,9315 \text{ ft}^2$

Luas selubung

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

Maka, $A^\theta = 372,497 \text{ ft}^2$

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

$$ID \text{ Jacket} = OD \text{ shell} + 2 \times Tj$$

Maka, ID jacket = 124 in

f. Menghitung Tebal Jacket

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

Maka, $ts = 0,189 \text{ in}$

Berdasarkan tabel 5.6 Brownell (1959), maka dipilih ts standar adalah $\frac{1}{4}$ atau 0,1875 in.

g. Menghitung Tebal Head Jacket

$$W = \frac{1}{4} + \left(3 + \frac{\sqrt{r_c}}{r}\right) \quad (7.76)$$

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

(Brownell hal 138, 1959)

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

$$P = 14,695 \text{ psi}$$

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

$$OD = 120 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell maka dipilih OD standar sebesar :

$$OD \text{ standar} = 126 \text{ in}$$

$$rcr = 7,625 \text{ in}$$

$$r = 120 \text{ in}$$

$$W = 0,813 \text{ in}$$

$$th = 0,1258 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.7 buku Brownell, tebal head untuk ukuran 0,125 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	= 62,812 in
b	= 22,109 in
AB	= 55,187 in
BC	= 112,375 in
AC	= 97,890 in
OA	= 23,797 in

i. Menentukan Tinggi Total Jaket

$$H_{Total} = H_{Cairan} + H_{Head}$$

Maka, H total = 3,573 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, $De_2 = 1,3957 \text{ m}$

$$A_{Total} = A_{Shell} + A_{Head}$$

$$A1 = 85601,6416 \text{ in}^2$$

$$A2 = 85435,6302 \text{ in}^2$$

Maka, Luas yang dialiri hot/cold fluid = 160,0113 in²

k. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas antara Reaktor dan Jaket

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

(Kern, 1965. Pers 20.1)

Maka $hi = 2368,2790 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{F}$

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

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

(Pers. 6.5 Kern, Page : 105)

Maka, $H_{io} = 2255,5038 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{f}$

$h_o = 159,9831 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{f}$

1. Menghitung *Clean Overall Coefficient* (U_c) dan *Designed Overall Coefficients* (U_d)

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{\frac{1}{h_{io}} + \frac{1}{h_o}}$$

$$U_D = \frac{h_D U_c}{\frac{1}{h_D} + \frac{1}{U_c}}$$

$U_c = 149,387 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{f}$

$U_d = 103,156 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{f}$

$R_d = 0,0030$

Reaktor-02

Reaktor Transterifikasi

Kode	: R-02
Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi antara metanol dan trigliserida dengan katalis asam klorida menjadi metil ester.
Jenis	: Reaktor Tangki Alir Berpengaduk (RATB) dengan jaket pendingin
Bahan	: <i>Stainless Steel type 316</i>
Bentuk	: Tangki Silinder
Kondisi Operasi	: $T = 60\text{ }^{\circ}\text{C}$ $P = 1\text{ atm}$ Jenis Reaksi = Endotermis Konversi = 9

1. Neraca Massa dan Densitas Reaktor

Komponen yang masuk dalam reaktor

Komponen	BM	Kmol	Massa	Rho (kg/m^3)	Fv (kg/jam)	fraksi massa	rho campuran (kg/m^3)
$\text{C}_{12}\text{H}_{24}\text{O}_2$	200	0,0172	3,4369	862,3798	0,0040	0,0004	0,3634

C ₁₄ H ₂₈ O ₂	228	0,0087	1,9933	860,1053	0,0023	0,0002	0,2102
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	256	0,0054	1,3761	855,2857	0,0016	0,0002	0,1443
C ₃₉ H ₇₄ O ₆	638	4,4838	2860,6786	894,9308	3,1965	0,3508	313,9014
C ₄₅ H ₈₆ O ₆	722	2,2979	1659,0686	884,9391	1,8748	0,2034	180,0166
C ₅₁ H ₉₈ O ₆	806	1,4211	1145,3821	878,7984	1,3034	0,1404	123,4168
NaOH	40	1,0195	40,7789	1898,1040	0,0215	0,0050	9,4905
CH ₃ OH	32	73,8249	2362,3980	754,5681	3,1308	0,2897	218,567
H ₂ O	18	4,4812	80,6618	979,68110	0,0823	0,0099	9,6892
Total		87,5597	8155,7742	8868,7923	9,6172	1	855,8004

2. Design Equation

a. Menghitung Kecepatan Alir Volumetrik

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

$$= 19,617 \text{ m}^3/\text{jam}$$

b. Menghitung Konsentrasi

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

$$\text{Total Umpan Mula-mula } C_{ao} = 0,0009 \text{ mol/m}^3$$

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

$$\text{Total Umpan Mula-mula } C_{bo} = 7,676 \text{ mol/m}^3$$

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

Total Umpan Konsentrasi $C_a = 0,090 \text{ mol/m}^3$

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

Total Umpan Konsentrasi $C_b = 7,675 \text{ mol/m}^3$

3. Menghitung Waktu Tinggal

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

Waktu Tinggal = 6,306 jam

4. Menentukan Volume Reaktor

$$Fv * \tau = 60,650 \text{ m}^3$$

5. Menghitung Dimensi Reaktor

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

$$\text{Volume reaktor} = 1,2 \times 60,650 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume reaktor} = 72,780 \text{ m}^3$$

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

Ditetapkan

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

D = Diameter reaktor H =

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

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

$$D = 4,52 \text{ m, atau } 178,19 \text{ in}$$

$$H = 4,52 \text{ m}$$

$$V_{dish} = 0,000049Ds^3$$

$$V_{dish} = 277,229 \text{ ft}^3$$

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

$$\text{Dipilih sf : 2 in}$$

$$V_{sf} = 346,117 \text{ in}^3, \text{ atau } 0,200 \text{ ft}^3$$

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

$$V_{Head} = 554,858 \text{ ft}^3, \text{ atau } 15,711 \text{ m}^3$$

$$V_{Reaktor} = V_{Shell} + V_{Head}$$

$$V_{reaktor} = 88,491 \text{ m}^3$$

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

$$V_{bottom} = 277,429 \text{ ft}^3, \text{ atau } 7,855 \text{ m}^3$$

6. Menghitung Ketinggian Cairan dalam Reaktor

$$V_{Cairan} = V_{Shell} - V_{Bottom}$$

$$V_{cairan} = 64,924 \text{ m}^3$$

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

$$h_{cairan} = 4,525 \text{ m}$$

7. Menghitung Tekanan Desain

Tekanan Operasi = 1 atm atau 14,695 psia

$$P_{Hidrostatik} = \frac{\rho g h}{g_c}$$

$$P_{hidrostatik} = 5,509 \text{ psi}$$

$P_{total} = 20,205 \text{ psi}$, Tekanan over design 20%

Maka $P_{design} = 24,246 \text{ psi}$ atau 1,649 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)	= 89,094 in
P desain	= 24,246 psi
Maka ts	= 0,260 in

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

9. Menghitung Tebal Head

$$W = \frac{1}{4} + \left(3 + \frac{\sqrt{r_c}}{r}\right) \quad (7.76)$$

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

(Brownell hal 138, 1959)

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

$$P = 9,550 \text{ psi}$$

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

$$OD = 178,689 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell maka dipilih OD standar sebesar :

$$OD \text{ standar} = 180 \text{ in}$$

$$rcr = 11 \text{ in}$$

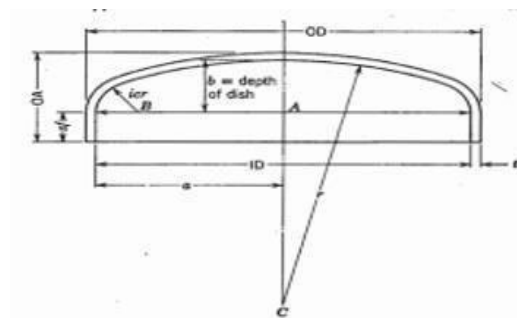
$$r = 170 \text{ in}$$

$$W = 0,813 \text{ in}$$

$$th = 0,127 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.7 buku Brownell, tebal head untuk ukuran 0,127 in mendekati nilai standar 3/16 atau 0,1875 in

10. Menghitung Tinggi Head



Gambar dimensi pada tutup reaktor

$$a = 89,094 \text{ in}$$

$$b = 31,500 \text{ in}$$

$$AB = 78,094 \text{ in}$$

$$BC = 159 \text{ in}$$

$$AC = 138,499 \text{ in}$$

$$OA = 33,180 \text{ in}$$

Pada tabel 5.4 hal 87 buku Brownell dengan $t_h = 3/16$ maka nilai s_f nya adalah

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

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

$$ID = 178,189 \text{ in}$$

$$h_{Reaktor} = 2h_{Head} - h_{Shell}$$

$$h_{reaktor} = 6,2115 \text{ m}$$

11. Menghitung Dimensi Pengaduk

Komponen	BM	Kmol	Massa	xi	miu (cP)	xi.miu
$C_{12}H_{24}O_2$	200	0,0172	3,4369	0,0004	5,5357	0,0023
$C_{14}H_{28}O_2$	228	0,0087	1,9933	0,0002	7,6407	0,0019
$C_{16}H_{32}O_2$	256	0,0054	1,3761	0,0002	9,5902	0,0016

C ₃₉ H ₇₄ O ₆	638	2,4298	1550,2209	0,1901	13,3017	2,5283
C ₄₅ H ₈₆ O ₆	722	1,2452	899,0604	0,1102	14,1683	1,5619
C ₅₁ H ₉₈ O ₆	806	0,7701	620,6903	0,0761	19,7551	1,5034
C ₁₃ H ₂₆ O ₂	214	6,1620	1318,6737	0,1617	1,4739	0,2383
C ₁₅ H ₃₀ O ₂	242	3,1579	764,2188	0,0937	8,5944	0,8053
C ₁₇ H ₃₄ O ₂	270	1,9529	527,2958	0,0647	10,9805	0,7099
NaOH	40	1,0195	40,7789	0,0050	124,8304	0,6242
CH ₃ OH	32	62,5520	2001,6651	0,2454	0,3603	0,0884
H ₂ O	18	4,4812	80,6618	0,0099	0,4742	0,0047
C ₃ H ₈ O ₃	92	3,7576	345,7023	0,0424	86,1939	3,6535
Total Keluar			8155,7742	1,0000	302,8992	11,7238

Viskositas campuran = 11,7238 cP atau 0,01172 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.

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter pengaduk (Di)} &= \text{ID}/3 &= 1,5086 \text{ m} \\
 \text{Tinggi pengaduk (W)} &= \text{Di}/5 &= 0,3017 \text{ m} \\
 \text{Lebar pengaduk (L)} &= \text{Di}/4 &= 0,3771 \text{ m} \\
 \text{Lebar baffle (B)} &= \text{ID}/12 &= 0,3771 \text{ m} \\
 \text{Jarak pengaduk dengan dasar tangki (E)} & &= 1,5086 \text{ m} \\
 \text{Tinggi cairan (ZL)} & &= 4,5259 \text{ m}
 \end{aligned}$$

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 = 0,855

WELH = 8,8733 m atau 12,7078 ft

N = 43,739 rpm atau 0,7289 rps

13. Menghitung Power Pengaduk

$$P = \frac{Np \rho N^3 Di^5}{g_c}$$

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

Rho = Densitas campuran = 53,401 lb/ft³

N = Kecepatan putar pengaduk = 0,7289 rps

Di = Diameter pengaduk = 4,9496 ft

gc = Gravitasi = 32,2 ft.lbm/s².lbf

miu = Viskositas campuran = 0,0078 lb/ft.s

NRe (Reynold number) = 121059,457

Np = 6

P = 11452,8991 ft.lb/s atau 20,821 Hp

Efisiensi daya motor adalah kurang lebih 87%

Daya motor = 25,085 Hp

Dipilih standarisasi daya = 30 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)
$C_{12}H_{24}O_2$	244,4967241	244,4967241
$C_{14}H_{28}O_2$	143,7194813	143,7194813
$C_{16}H_{32}O_2$	97,92249628	97,92249628
$C_{39}H_{74}O_6$	167512,8402	90776,33354
$C_{45}H_{86}O_6$	99375,7631	53852,39367
$C_{51}H_{98}O_6$	68800,70125	37283,56223
$C_{13}H_{26}O_2$		86900,28671
$C_{15}H_{30}O_2$		56917,30009
$C_{17}H_{34}O_2$		38872,07759
NaOH	2049,460432	2049,460432
CH_3OH	200098,753	169544,1215

H ₂ O	11429,02586	11429,02586
C ₃ H ₈ O ₃		25157,5563
ΔH Reaksi	-107	
Q terserap		-23.622
Total	549645,9853	549645,9853

Q in > Q out Reaktor sehingga diperlukan pendingin. Kebutuhan pendingin yang digunakan berupa water.

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

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

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

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

$$Q = 23,622 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H = 13,422 \text{ kJ/kg}$$

$$m = 1759,966 \text{ kg/jam}$$

c. Menghitung ΔT LMTD

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

Diketahui :

$$\Delta T_1 = 27$$

$$\Delta T_2 = 54$$

Maka, ΔT LMTD = 104,9055 °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 = 11,7238 cP

Maka, Ud = 75 btu/ft².F

d. Menentukan Jenis Pendingin

$$Do = 180 \text{ in}$$

$$Hs = 178,189 \text{ in}$$

$$A = (\pi \cdot Do \cdot Hs) + \frac{\pi}{4} D0^2$$

$$\text{Maka, } A = 876,000 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan panas yang dibutuhkan :

Luas transfer panas

$$A = \frac{Q}{Udx\Delta T}$$

$$\text{Maka, } A = 2,8457 \text{ ft}^2$$

Luas selubung

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

Maka, $A^{\theta} = 865,443 \text{ ft}^2$

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

$$ID \text{ Jacket} = OD \text{ shell} + 2 \times Tj$$

Maka, ID jacket = 184 in

f. Menghitung Tebal Jacket

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

Maka, $ts = 0,2606 \text{ in}$

Berdasarkan tabel 5.6 Brownell (1959), maka dipilih ts standar adalah $\frac{1}{4}$ atau 0,25 in.

g. Menghitung Tebal Head Jacket

$$W = \frac{1}{4} + \left(3 + \frac{\sqrt{r_c}}{r}\right) \quad (7.76)$$

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

(Brownell hal 138, 1959)

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

$$P = 14,695 \text{ psi}$$

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

$$OD = 184,5 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell maka dipilih OD standar sebesar :

$$OD \text{ standar} = 180 \text{ in}$$

$$rcr = 11 \text{ in}$$

$$r = 170 \text{ in}$$

$$W = 0,813 \text{ in}$$

$$th = 0,127 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.7 buku Brownell, tebal head untuk ukuran 0,127 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	= 89,75 in
b	= 31,8717 in
AB	= 78,75 in
BC	= 159 in
AC	= 138,128 in
OA	= 33,5592 in

i. Menentukan Tinggi Total Jaket

$$H_{Total} = H_{Cairan} + H_{Head}$$

Maka, H total = 5,3784 m

j. Menghitung Luas Transfer Panas Jaket

Volume Pemanas = Luas selimut x Tebal jaket

(Brownell & Young, 5.12, P88)

$$De_1 = OD + \frac{OD}{42} (2 \times sf) + \frac{2}{3} icr$$

Maka, De₁ = 4,9687 m

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

Maka, $De_2 = 4,9687 \text{ m}$

$$A_{Total} = A_{Shell} + A_{Head}$$

$$A1 = 179758,9563 \text{ in}^2$$

$$A2 = 179516,4346 \text{ in}^2$$

Maka, Luas yang dialiri hot/cold fluid = $242,5218 \text{ in}^2$

k. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas antara Reaktor dan Jaket

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

(Kern, 1965. Pers 20.1)

Maka $h_i = 1397,9366 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{F}$

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

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

(Pers. 6.5 Kern, Page : 105)

Maka, $H_{io} = 1397,936 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{f}$

$$h_o = 91,886 \text{ btu/ft}^2\cdot\text{h}\cdot\text{f}$$

I. Menghitung *Clean Overall Coefficient* (Uc) dan *Designed Overall Coefficients* (Ud)

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

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

$$U_c = 86,2194 \text{ btu/ft}^2\cdot\text{h}\cdot\text{f}$$

$$U_d = 68,5010 \text{ btu/ft}^2\cdot\text{h}\cdot\text{f}$$

$$R_d = 0,0030$$

Reaktor-03

Reaktor Transterifikasi

Kode	: R-03
Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi antara metanol dan trigliserida dengan katalis asam klorida menjadi metil ester.
Jenis	: Reaktor Tangki Alir Berpengaduk (RATB) dengan jaket pendingin
Bahan	: <i>Stainless Steel type 316</i>
Bentuk	: Tangki Silinder
Kondisi Operasi	: $T = 60\text{ }^{\circ}\text{C}$ $P = 1\text{ atm}$ Jenis Reaksi = Endotermis Konversi = 90%

1. Neraca Massa dan Densitas Reaktor

Komponen yang masuk dalam reaktor

2. Design Equation

a. Menghitung Kecepatan Alir Volumetrik

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

$$= 9,3687 \text{ m}^3/\text{jam}$$

b. Menghitung Konsentrasi

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

$$\text{Total Umpan Mula-mula } C_{ao} = 0,0009 \text{ mol/m}^3$$

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

$$\text{Total Umpan Mula-mula } C_{bo} = 7,676 \text{ mol/m}^3$$

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

$$\text{Total Umpan Konsentrasi } C_a = 0,090 \text{ mol/m}^3$$

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

$$\text{Total Umpan Konsentrasi } C_b = 7,675 \text{ mol/m}^3$$

3. Menghitung Waktu Tinggal

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

$$\text{Waktu Tinggal} = 6,306 \text{ jam}$$

4. Menentukan Volume Reaktor

$$Fv * \tau = 11,1919 \text{ m}^3$$

5. Menghitung Dimensi Reaktor

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

$$\text{Volume reaktor} = 1,2 \times 11,1919 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume reaktor} = 13,4303 \text{ m}^3$$

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 =

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

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

$$D = 2,576 \text{ m, atau } 101,447 \text{ in}$$

$$H = 2,576 \text{ m}$$

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

$$V_{dish} = 51,158 \text{ ft}^3$$

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

Dipilih sf : 2 in

$$V_{sf} = 112,205 \text{ in}^3, \text{ atau } 0,064 \text{ ft}^3$$

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

$$V_{Head} = 102,446 \text{ ft}^3, \text{ atau } 2,900 \text{ m}^3$$

$$V_{Reaktor} = V_{Shell} + V_{Head}$$

$$V_{reaktor} = 16,331 \text{ m}^3$$

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

$$V_{bottom} = 51,223 \text{ ft}^3, \text{ atau } 1,450 \text{ m}^3$$

6. Menghitung Ketinggian Cairan dalam Reaktor

$$V_{Cairan} = V_{Shell} - V_{Bottom}$$

$$V_{cairan} = 11,979 \text{ m}^3$$

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

$$h_{cairan} = 2,576 \text{ m}$$

7. Menghitung Tekanan Desain

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

$$P_{Hidrostatik} = \frac{\rho g h}{g_c}$$

$$P_{hidrostatik} = 0,0347 \text{ psi}$$

$P_{\text{total}} = 14,730 \text{ psi}$, Tekanan over design 20%

Maka $P_{\text{design}} = 17,678 \text{ psi}$ atau 1,202 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) = 50,723 in

P desain = 17,678 psi

Maka ts = 0,181 in

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

9. Menghitung Tebal Head

$$W = \frac{1}{4} + \left(3 + \frac{\sqrt{r_c}}{r}\right) \quad (7.76)$$

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

(Brownell hal 138, 1959)

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

$P = 2,980 \text{ psi}$

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

$$OD = 101,822 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell maka dipilih OD standar sebesar :

$$OD \text{ standar} = 102 \text{ in}$$

$$rcr = 6,125 \text{ in}$$

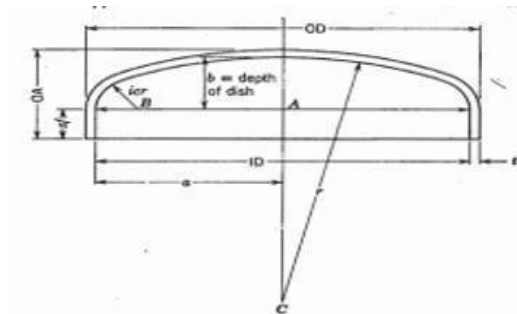
$$r = 96 \text{ in}$$

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

$$th = 0,147 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.7 buku Brownell, tebal head untuk ukuran 0,147 in mendekati nilai standar 3/16 atau 0,1875 in

10. Menghitung Tinggi Head



Gambar dimensi pada tutup reaktor

$$a = 50,723 \text{ in}$$

$$b = 17,971 \text{ in}$$

$$AB = 44,598 \text{ in}$$

$$BC = 89,875 \text{ in}$$

$$AC = 78,028 \text{ in}$$

$$OA = 19,620 \text{ in}$$

Pada tabel 5.4 hal 87 buku Brownell dengan th 3/16 maka nilai sf nya adalah

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

Sf = 2 in

ID = 101,447 in

$$h_{Reaktor} = 2h_{Head} - h_{Shell}$$

h reaktor = 3,573 m

11. Menghitung Dimensi Pengaduk

Komponen	BM	Kmol	Massa	xi	miu (cP)	xi.miu
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	200	0,0172	3,4369	0,0004	5,5357	0,0023
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	228	0,0087	1,9933	0,0002	7,6407	0,0019
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	256	0,0054	1,3761	0,0002	9,5902	0,0016
C ₃₉ H ₇₄ O ₆	638	0,0647	41,2483	0,0051	13,3017	0,0673
C ₄₅ H ₈₆ O ₆	722	0,0331	23,9222	0,0029	14,1683	0,0416
C ₅₁ H ₉₈ O ₆	806	0,0205	16,5153	0,0020	19,7551	0,0400
C ₁₃ H ₂₆ O ₂	214	13,2575	2837,1069	0,3479	1,4739	0,5127
C ₁₅ H ₃₀ O ₂	242	6,7942	1644,2054	0,2016	8,5944	1,7326
C ₁₇ H ₃₄ O ₂	270	4,2017	1134,4691	0,1391	10,9805	1,5274
NaOH	40	1,0195	40,7789	0,0050	124,8304	0,6242
CH ₃ OH	32	49,5715	1586,2865	0,1945	0,3603	0,0701
H ₂ O	18	4,4812	80,6618	0,0099	0,4742	0,0047
C ₃ H ₈ O ₃	92	8,0845	743,7735	0,0912	86,1939	7,8605
Total Masuk		87,5597	8155,7742	1,0000	302,8992	12,4868

Viskositas campuran = 12,486 cP atau 0,0124 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 (D_i) = ID/3	= 0,858 m
Tinggi pengaduk (W) = $D_i/5$	= 0,171 m
Lebar pengaduk (L) = $D_i/4$	= 0,214 m
Lebar baffle (B) = ID/12	= 0,214 m
Jarak pengaduk dengan dasar tangki (E)	= 0,858 m
Tinggi cairan (Z_L)	= 2,576 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 cairan/rho air

Sg = 0,009

$WELH$ = 0,024 m atau 0,080 ft

N = 8,090 rpm atau 0,134 rps

13. Menghitung Power Pengaduk

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

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

Rho = Densitas campuran = 0,592 lb/ft³
 N = Kecepatan putar pengaduk = 0,138 rps
 Di = Diameter pengaduk = 2,817 ft
 gc = Gravitasi = 32,2 ft.lbm/s².lbf
 miu = Viskositas campuran = 0,008 lb/ft.s

NRe (Reynold number) = 48592,3762

Np = 6

P = 0,048 ft.lb/s atau 0,00008 Hp

Efisiensi daya motor adalah kurang lebih 80%

Daya motor = 0,0001 Hp

Dipilih standarisasi daya = 0,05 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

Q in > Q out Reaktor sehingga diperlukan pendingin. Kebutuhan pendingin yang digunakan berupa water.

$$T1 = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 86\text{ }^{\circ}\text{F} = 303,15\text{ K}$$

$$T2 = 45\text{ }^{\circ}\text{C} = 113\text{ }^{\circ}\text{F} = 318,15\text{ K}$$

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

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

$$Q = 1,738 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H = 13422 \text{ kJ/kg}$$

$$m = 129466420 \text{ kg/jam}$$

c. Menghitung ΔT LMTD

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

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 $\text{btu/ft}^2.\text{F}$ untuk (*Heavy Organics*)

Viskositas = 12,4868 cP

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

d. Menentukan Jenis Pendingin

$D_o = 120 \text{ in}$

$H_s = 101,447 \text{ in}$

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

Maka, $A = 282,349 \text{ ft}^2$

Luas perpindahan panas yang dibutuhkan :

Luas transfer panas

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

Maka, $A = 0,2093 \text{ ft}^2$

Luas selubung

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

Maka, $A^\theta = 2805146 \text{ ft}^2$

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 Jaket

$$ID\ Jaket = OD\ shell + 2 \times Tj$$

Maka, ID jaket = 106 in

f. Menghitung Tebal Jaket

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

Maka, ts = 0,181 in

Berdasarkan tabel 5.6 Brownell (1959), maka dipilih ts standar adalah ¼ atau 0,1875 in.

g. Menghitung Tebal Head Jaket

$$W = \frac{1}{4} + \left(3 + \frac{\sqrt{r_c}}{r}\right) \quad (7.76)$$

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

(Brownell hal 138, 1959)

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

P = 2,980 psi

$$OD = ID\ shell + 2\ ts$$

$$OD = 106,375 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell maka dipilih OD standar sebesar :

$$OD \text{ standar} = 106 \text{ in}$$

$$rcr = 6,5 \text{ in}$$

$$r = 102 \text{ in}$$

$$W = 0,813 \text{ in}$$

$$th = 0,1303 \text{ in}$$

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 Jaket

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

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

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

$$BC = r - (icr)$$

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

$$OA = t + b + sf$$

$$a = 53,812 \text{ in}$$

b	= 19,403 in
AB	= 47,312 in
BC	= 95,500 in
AC	= 82,956 in
OA	= 30,954 in

i. Menentukan Tinggi Total Jacket

$$H_{Total} = H_{Cairan} + H_{Head}$$

Maka, H total = 3,563 m

j. Menghitung Luas Transfer Panas Jacket

Volume Pemanas = Luas selimut x Tebal jacket

(Brownell & Young, 5.12, P88)

$$De_1 = OD + \frac{OD}{42} (2 \times sf) + \frac{2}{3} icr$$

Maka, De₁ = 3,020 m

$$De_2 = (OD - th) + \frac{(OD - th)}{42} (2 \times sf) + \frac{2}{3} icr$$

Maka, De₂ = 3,015 m

$$A_{Total} = A_{Shell} + A_{Head}$$

$$A_1 = 67097,291 \text{ in}^2$$

$$A_2 = 66947,725 \text{ in}^2$$

Maka, Luas yang dialiri hot/cold fluid = 149,565 in²

k. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas antara Reaktor dan Jaket

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

(Kern, 1965. Pers 20.1)

Maka $h_i = 396,829 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{F}$

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

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

(Pers. 6.5 Kern, Page : 105)

Maka, $H_{io} = 374,783 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{f}$

$h_o = 27,875 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{f}$

l. Menghitung Clean Overall Coefficient (Uc) dan Designed Overall Coefficients (Ud)

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{\frac{1}{h} + \frac{1}{h}}$$

$$U_D = \frac{h_D U_c}{\frac{1}{h} + \frac{1}{U}}$$

D *c*

$$U_c = 25,945 \text{ btu/ft}^2\cdot\text{h}\cdot\text{f}$$

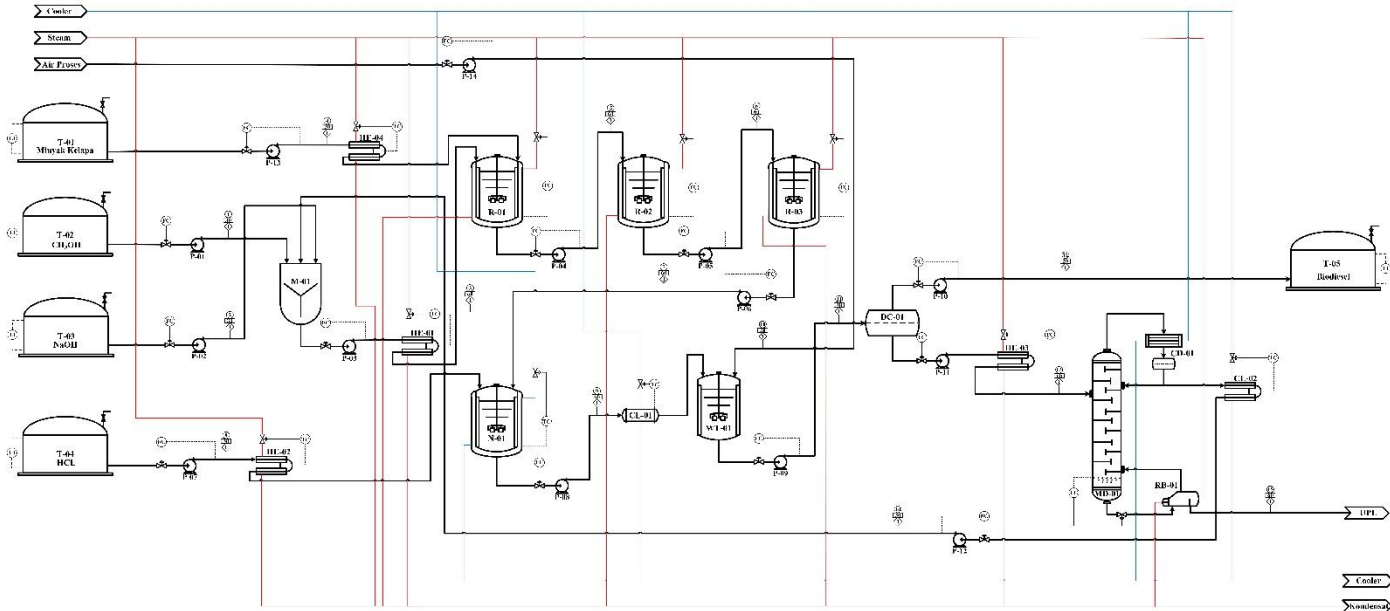
$$U_d = 24,071 \text{ btu/ft}^2\cdot\text{h}\cdot\text{f}$$

$$R_d = 0,0030$$

LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK KELAPA (COCONUT OIL) DENGAN PROSES TRANSESTERIFIKASI KAPASITAS PRODUKSI 50.000 TON/TAHUN



Komponen	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
NaOH		40,7789	40,7789	40,7789	40,7789	40,7789	40,7789	40,7789	40,7789	40,7789	40,7789	40,7789	40,7789	40,7789	40,7789
(H ₂ O)	2782,9884														
H ₂ O	23,8626	56,7992	85,6608	85,6608	85,6608	85,6608	85,6608	85,6608	85,6608	85,6608	85,6608	85,6608	85,6608	85,6608	85,6608
C ₁₈ H ₃₆ O ₂			3,4769	1,5669	3,4805	3,4805	3,4805	3,4805	3,4805	3,4805	3,4805	3,4805	3,4805	3,4805	3,4805
C ₁₈ H ₃₄ O ₂			1,9922	1,9922	1,9922	1,9922	1,9922	1,9922	1,9922	1,9922	1,9922	1,9922	1,9922	1,9922	1,9922
C ₁₈ H ₃₂ O ₂			1,1781	1,1781	1,1781	1,1781	1,1781	1,1781	1,1781	1,1781	1,1781	1,1781	1,1781	1,1781	1,1781
C ₁₈ H ₃₀ O ₂			2866,6786	1588,3353	302,8132	3,8185	11,2187	11,2187	11,2187	11,2187	11,2187	11,2187	11,2187	11,2187	11,2187
C ₁₈ H ₂₈ O ₂			659,8686	899,8686	239,2222	23,9222	23,9222	23,9222	23,9222	23,9222	23,9222	23,9222	23,9222	23,9222	23,9222
C ₁₈ H ₂₆ O ₂			1,42,3822	626,6903	365,1534	26,5153	16,5153	16,5153	16,5153	16,5153	16,5153	16,5153	16,5153	16,5153	16,5153
C ₁₈ H ₂₄ O ₂				1106,5732	2461,5446	795,3369	20,7236	20,7236	20,7236	20,7236	20,7236	20,7236	20,7236	20,7236	20,7236
C ₁₈ H ₂₂ O ₂				861,2385	142,3726	1611,2037	1611,2037	1611,2037	1611,2037	1611,2037	1611,2037	1611,2037	1611,2037	1611,2037	1611,2037
C ₁₈ H ₂₀ O ₂				537,2958	985,0933	1,34,4091	1,34,4091	1,34,4091	1,34,4091	1,34,4091	1,34,4091	1,34,4091	1,34,4091	1,34,4091	1,34,4091
H ₂ O															
NaCl															
C ₁₈ H ₃₆ O ₂															
Total	2788,2616	97,8780	2483,8386	8671,8386	8188,7342	8188,7342	8188,7342	8188,7342	8188,7342	8188,7342	8188,7342	8188,7342	8188,7342	8188,7342	8188,7342

Simbol	Keterangan
T	Tank
R	Reaktor
DC	Distillasi Kolom
CL	Clarifier
V	Valve
P	Pompa

Simbol	Keterangan
H	Heat Exchanger
C	Control Valve
LE	Level Indicator
LI	Level Indicator
SI	Steam Indicator
TI	Temperature Indicator
PI	Pressure Indicator
FI	Flow Indicator
DI	Density Indicator
CI	Concentration Indicator
VI	Viscosity Indicator
RI	Refractive Index Indicator
SI	Sound Indicator
LI	Light Indicator
TI	Temperature Indicator
PI	Pressure Indicator
FI	Flow Indicator
DI	Density Indicator
CI	Concentration Indicator
VI	Viscosity Indicator
RI	Refractive Index Indicator
SI	Sound Indicator
LI	Light Indicator

JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER SURABAYA	
PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK KELAPA (COCONUT OIL) DENGAN PROSES TRANSESTERIFIKASI KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN	
Disusun oleh :	1. Muhammad Fauzan Rayhan Wani : 211370076 2. Saichyus Sablon Jazidha : 211370075
Dosen Pembimbing :	1. Dr. Arif Gidayatun, S.T., M.T.

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN PABRIK

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

Nama Mahasiswa 1 : Muhammad Irfan Hasan Ratu Wara
 NIM : 21521028
 Nama Mahasiswa 2 : Salsabiyaa Shobron Jamiyaa
 NIM : 21521029
 Judul Perancangan : Pra Pancangan Pabrik Biodiesel dari Minyak Kelapa (*Coconut Oil*) dan Metanol Dengan Kapasitas 50.000 ton/tahun
 Mulai Masa Bimbingan : 19 September 2024
 Selesai Masa Bimbingan : 01 Juli 2025
 Nama Dosen Pembimbing : Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.

NO	Tanggal	Konsultasi	Paraf Dosen
1	19 September 2024	Bimbingan Perdana Konsultasi Judul	
2	10 Oktober 2024	Bimbingan Pergantian Judul	
3	18 Oktober 2024	Bimbingan Penentuan Kapasitas Pabrik	
4	21 Oktober 2024	Pemilihan Proses dan Spesifikasi bahan	
5	24 Oktober 2024	Bimbingan Pembuatan Diagram Alir	
6	03 Januari 2025	Perhitungan Neraca Massa	
7	10 Februari 2025	Perancangan Reaktor	
8	25 Februari 2025	Spesifikasi Alat Pemisah	
9	12 Maret 2025	PEFD	
10	12 Maret 2025	Alat Penyimpanan Bahan	
11	19 Maret 2025	Revisi Penambahan Alat Proses	
12	9 April 2025	Alat Penyimpanan bahan dan Transportasi Bahan	
13	14 Mei 2025	Perancangan Alat Penukar Panas	
14	26 Juni 2025	Perancangan Alat Penukar Panas	

15	26 Juni 2025	Penentuan Lokasi dan Tata Letak Pabrik	
16	30 Juni 2025	Perancangan Unit Utilitas	
17	30 Juni 2025	Perhitungan Evaluasi Ekonomi	
18	01 Juli 2025	Penyusunan Naskah	

Disetujui Draft Penulisan
Yogyakarta, 01 Juli 2025
Pembimbing,


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