

TUGAS AKHIR
PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI CRUDE
PALM OIL (CPO) DAN METANOL KAPASITAS 350.000
TON/TAHUN

Diajukan Sebagai Syarat Untuk Memperoleh Gelar Kesarjanaan Starta 1
Teknik Kimia



Disusun Oleh:

FIKAR ROHMAN

17242011004

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS NAHDLATUL ULAMA AL GHAZALI
CILACAP
2023

PERNYATAAN ORISINALITAS TUGAS AKHIR

Yang bertanda tangan dibawah ini, saya :

Nama :Fikar Rohman

NIM :17242011004

Fakultas/Prodi :Fakultas Teknologi Industri/Teknik Kimia
Tahun 2023

Judul Tugas Akhir : Pra Rancang Pabrik Biodiesel Dari Crude Palm Oil
(CPO Dan Metanol Kapasitas 350.000 Ton/Tahun

Menyatakan bahwa Tugas Akhir ini benar-benar orisinal/asli dibuat oleh saya sendiri, tidak ada pihak lain yang membuat laporan ini, tidak ada unsur plagiat kecualipada bagian-bagian yang disebutkan rujukannya. Jika suatu hari ditemukan adanya indikasi dibuat oleh pihak lain atau plagiat, maka saya bersedia menerima konsekuensidari institusi.

Demikian surat pernyataan ini dibuat dengan penuh kesadaran tanpa adapaksaan.

Cilacap, 21 Juni 2023

Yang Menyatakan



Fikar Rohman

NIM. 17242011004

PENGESAHAN

Tugas Akhir Saudara,

Nama : Fikar Rohman
NIM : 17242011004
Judul : Pra Rancangan Pabrik Biodiesel dari *Crude Palm Oil* (CPO) dan Metanol
Kapasitas 350.000 Ton/Tahun

Telah disidang Tugas Akhir oleh Dewan Penguji Fakultas Teknologi Industri Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali (UNUGHA) Cilacap pada hari / tanggal :

Jum'at, 23 Juni 2023

Dan dapat diterima sebagai pemenuhan tugas akhir mahasiswa Program Strata 1 (S.1) Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri pada Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali (UNUGHA) Cilacap.

Mengetahui,

Penguji 1

Arnesya Ramadhani, M.T.
NIDN. 0627019601

Penguji 2

Norma Eralita, M.Pd
NIDN. 0630019003

Pembimbing 1/Ketua Sidang

Siti Khuzaimah, M.Pd., M.T.
NIDN. 0622078605

Pembimbing 2/Sekretaris Sidang

Ichya Musyafizur Ziqri, M.Si.
NIDN. 0603089201

Cilacap, 30 Juni 2023
Mengesahkan,
Dekan Fakultas Teknologi Industri

Christian Soolany, S.TP., M.Si.
NIDN. 0627128801

PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI TUGAS AKHIR

Sebagai Civitas Akademik Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali (UNUGHA) Cilacap, saya yang bertanda tangan dibawah ini.

Nama : Fikar Rohman

NIM : 17242011004

Program Studi : Teknik Kimia

Fakultas : Teknologi Industri

Jenis Karya : Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik

Demi pengembangan ilmu pengetahuan,menyetujui untuk memberikan kepada Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali (UNUGHA) hak royalti non eksklusif atas tugas akhir pra rancangan pabrik saya yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Biodiesel Dari Crude Palm Oil (CPO) Dan Metanoli Kapasitas 350.000 Ton/Tahun” beserta perangkat yang ada (jika diperlukan). Adanya hak bebas royalti non eksklusif ini Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali (UNUGHA) berhak menyimpan, mengelola, dalam bentuk data base, merawat dan mempublikasikan tugas akhir saya selama tetap mencantumkan nama saya sebagai penulis/pencipta dan sebagai pemilik hak cipta.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya tanpa ada unsur paksa dari pihak lain.

Cilacap, 21 Juni 2023



Fikar Rohman
NIM. 17242011004

NOTA KONSULTAN

Hal : Naskah Laporan Tugas Akhir

Lam : -

Kepada
Yth. Dekan Fakultas Teknologi Industri
Universitas Nahdlatul Ulama Al
Ghazali Cilacap

Di Cilacap

Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Setelah membaca, mengoreksi dan mengadakan perbaikan seperlunya, maka konsultan berpendapat bahwa skripsi saudara:

Nama : FIKAR ROHMAN

NIM : 17242011004

Fakultas/Prodi : Fakultas Teknologi Industri

Judul skripsi : PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI
CRUDE PALM OIL (CPO) DAN METANOL
KAPASITAS 350.000 TON/TAHUN

Telah dapat diajukan kepada Fakultas Keagamaan Islam Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali Cilacap untuk memenuhi sebuah syarat memperoleh gelar Strata Satu (S- 1).

Wassalamu'alaikum Wahahmatullahi Wabarakatuh

Cilacap, 27 Juni 2023

Konsultan



Arnesya Ramadhani, M.T.
NIDN. 0627019601

MOTTO

“Selama Masih Hidup
Kesempatan Itu Tak Terbatas”
-Monkey D. Luffy-

“Sujud Adalah Satu-Satunya Hakekat Hidup.
Karena Perjalanan Untuk Tua Dan Redup”
-Cak Nun-

“Dunia Itu Penting, Karena Keadaan Kita Di Akhirat Dinilai Dari Perbuatan Kita
Di Dunia.
Jadi Dunia Itu Hakekatnya Lebih Penting Dibanding Akhirat”
-Gus Baha-

PERSEMBAHAN

Alhamdulillah Wa Syukurillah. Rasa syukur yang teramat dalam saya haturkanke Hadirat Allah Subhanahu Wa Ta'ala karena sudah memberikan saya kesempatan sehingga saya bisa menempuh dan menyelesaikan pendidikan di Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali. Semoga ilmu serta pengalaman yang saya dapatkan selama disini bisa menjadi bekal di dunia akhirat dan memperoleh Ridho dan Rohmat-Nya. Allahumma Aamiin.

Tidak lupa sholawat serta salam kepada Junjungan dan Idola seluruh ummat yakni Baginda Nabi Muhammad Shollallahu 'Alaihi Wasallam yang selalu menjadi suri tauladan dalam setiap langkah yang dilalui semoga saya bisa mendapatkansyafa'at Beliau di yaumil qiyamah nanti. Allahumma Aamiin.

Alhamdulillahirabbil 'alamin. Puji syukur kehadiran Allah SWT. atas berkat dan rahmatnya sehingga penulis dapat menyelesaikan hasil karya ini. Hasil karya sederhana ini penulis persembahkan untuk:

1. Kedua orang tua saya bapak Akhmadi, ibu Khusnul Milati serta keluargaku tercinta yang telah mendukung mendoakan dan memberikan arahan dari sejak kecil hingga saat ini dengan penuh kesabaran dan keikhlasan.
2. Guru-guruku yang telah mendidik, memberikan motivasi dan mendoakan saya, teruntuk kepada masyayikh PP Al Ihya Ulumaddin Kesugihan, dan Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali Cilacap.
3. Miftahul Khasanah selaku istri dan partner yang selalu menemani dalam menyelesaikan Tugas Prarancangan Pabrik
4. Teman-teman seperjuangan Fakultas Teknologi Industri dan mahasiswa Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali Cilacap.

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Wr, Wb. Puji syukur kehadiran Allah SWT. atas rahmat, taufik, hidayah, serta inayah-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir (TA) yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Biodiesel Dari Crude Palm Oil (Cpo) Dan Metanol Kapasitas 350.000 Ton/Tahun”. Tugas akhir ini disusun untuk memenuhi salah satu syarat sarjana Strata 1 (S1) di Program Studi Teknik Kimia, Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali Cilacap. Oleh karena itu pada kesempatan kali ini penulis mengucapkan terimakasih kepada:

1. Kedua orang tua saya (Bapak Ahmadi dan Ibu Khusnul Milati) yang selalu mendoakan, mendukung dan mengorbankan apa saja untuk penulis demi kelancaran pendidikan penulis.
2. Bapak KH. Drs Nasrulloh Mushson M.A, selaku Rektor Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali Cilacap.
3. Bapak Christian Soolany, S.TP, M.Si, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali Cilacap.
4. Ibu Siti Khuzaimah, S.T., MT, selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali Cilacap dan selaku Pembimbing 1 Tugas Akhir atas saran kritik dan arahnya.
5. Bapak Ichya Musyafizur Ziqri, S.Pd., M.Si. selaku Pembimbing 2.

Penulis menyadari dalam hal ini masih banyak kekurangan, untuk itu kritik dan saran yang membangun demi kesempurnaan tugas akhir ini dan saya sendiri. Dan semoga tugas akhir ini berkah dan bermanfaat. Aamiin.

Wassalamu'alaikum Wr. Wb

Cilacap, 21 Juni 2023



Fikar Rohman
NIM. 17242011004

ABSTRAK

Biodiesel merupakan bahan bakar terbarukan yang dapat dicampur atau menggantikan bahan bakar diesel konvensional untuk pembakaran pada mesin diesel. Biodiesel dibuat menggunakan bahan baku CPO dan Metanol dengan metode Transesterifikasi dan bantuan katalis NaOH dan asam Fosfat. Pabrik biodiesel dari *crude palm oil* dan metanol direncanakan didirikan di Kecamatan Meliau, Kabupaten Sanggau, Provinsi Kalimantan Barat, dibangun di atas tanah seluas 35.100 m² dengan kapasitas produksi 350.000 ton/tahun. Proses Pembuatan biodiesel dimulai dengan mengalirkan bahan baku berupa metanol kemurnian 99% sebanyak 5.422,6227 kg/jam dan katalis natrium hidroksida kemurnian 48% menuju tangki pencampur (M-01) untuk dicampurkan Menjadi homogen. Hasil keluar tangki pencampur dialirkan ke dalam reactor (R-01) bersama dengan *crude palm oil* sebanyak 44.269,7170 kg/jam. Reaksi dijalankan dalam reaktor alir tangki berpengaduk (RATB). Reaksi berlangsung pada suhu 70°C dan tekanan 1,5 atm. Hasil reaksi dialirkan menuju tangki pencuci (TP-01) untuk melarutkan kandungan gliserol dalam produk biodiesel. Larutan kemudian diumpankan menuju dekanter (D-01) untuk memisahkan fase ringan dan fase berat, hasil bawah yang berupa fase berat diumpankan menuju unit pengolahan lanjut (UPL) sementara hasil atas yang merupakan fase ringan diumpankan ke evaporator (E-01) agar menghasilkan produk yang lebih murni. Larutan ini kemudian dipompa ke tangki penyimpanan (T-05) sebagai produk biodiesel dengan kemurnian 98,6356%. Dilihat dari sifat kimia maupun fisis bahan baku dan produk yang tidak berbahaya dan tidak beracun, proses dijalankan pada tekanan 1,5 atm dan suhu operasi tertinggi 95°C, maka pabrik ini termasuk pabrik beresiko rendah (*low risk*). Sehingga dapat disimpulkan bahwa pabrik ini menarik dan cukup layak dipertimbangkan untuk didirikan.

Kata kunci : *crude palm oil*, metanol, biodiesel

ABSTRAK

Biodiesel is a renewable fuel that can be mixed with or replaces conventional diesel fuel for combustion in diesel engines. Biodiesel is made using CPO and methanol raw materials with the transesterification method and the help of NaOH and phosphoric acid catalysts. A biodiesel plant from crude palm oil and methanol is planned to be built in Meliau District, Sanggau Regency, West Kalimantan Province, to be built on a land area of 35,100 m² with a production capacity of 350,000 tons/year. The process of making biodiesel begins with flowing the raw material in the form of 99% purity methanol as much as 5,422.6227 kg/hour and 48% purity sodium hydroxide catalyst to the mixing tank (M-01) to be mixed into a homogeneous one. The output from the mixing tank is flowed into the reactor (R-01) together with 44,269.7170 kg/hour of crude palm oil. The reaction was carried out in a stirred tank flow reactor (RATB). The reaction takes place at a temperature of 70oC and a pressure of 1.5 atm. The results of the reaction flow into the washing tank (TP-01) to dissolve the glycerol content in the biodiesel product. The solution is then fed to the decanter (D-01) to separate the light and heavy phases, the bottom product which is in the form of the heavy phase is fed to the advanced processing unit (UPL) while the top product which is the light phase is fed to the evaporator (E-01) to produce the product purer. This solution is then pumped into a storage tank (T-05) as a biodiesel product with a purity of 98.6356%. Judging from the chemical and physical properties of raw materials and products that are harmless and non-toxic, the process is run at a pressure of 1.5 atm and the highest operating temperature is 95oC, so this plant is a low risk factory. So it can be concluded that this factory is attractive and quite feasible to be considered for establishment.

Keywords: crude palm oil, methanol, biodiesel

DAFTAR ISI

Cover.....	i
PERNYATAAN ORISINALITAS TUGAS AKHIR.....	ii
PENGESAHAN.....	iii
PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI TUGAS AKHIR.....	iv
NOTA KONSULTAN.....	v
MOTTO.....	vi
PERSEMBAHAN.....	vii
KATA PENGANTAR.....	viii
ABSTRAK.....	ix
DAFTAR ISI.....	xi
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Tujuan.....	2
1.3 Tinjauan Pustaka.....	3
1.4 Pemilihan Lokasi Pabrik.....	11
BAB II URAIAN PROSES.....	15
2.1 Tahap Proses Persiapan Bahan Baku.....	15
2.2 Tahap Proses Reaksi.....	15
2.3 Proses Pemisahan dan Pemurnian Produk.....	16
BAB III SPESIFIKASI BAHAN.....	17
3.1 Bahan Baku.....	17
3.2 Bahan Pembantu.....	18
3.3 Produk.....	20
3.4 Bahan Baku Produk Samping.....	20
BAB IV DIAGRAM ALIR.....	22
4.1 Diagram Alir Kualitatif.....	22
4.2 Diagram Alir Kuantitatif.....	22
4.3 Process Engineering Flow Diagram (PEFD).....	22
BAB V NERACA MASSA.....	25

5.1 Neraca Massa Keseluruhan.....	25
5.2 Neraca Massa Pada Reaktor.....	26
5.3 Neraca Masaa Tipe Alat.....	28
1) Mixer-01.....	28
2) Mixer-02.....	28
3) Filter-01.....	29
4) Tangki Pencuci-01.....	29
5) Dekanter-01.....	29
6) Evaporator-01.....	30
BAB VI NERACA PANAS.....	31
6.1 Reaktor-01.....	31
6.2 Mixer-01.....	41
6.3 Mixer-02.....	41
6.4 Tangki Pencuci-01.....	42
6.5 Evaporator-01.....	42
6.6 <i>Heater</i> -01.....	42
6.7 <i>Heater</i> -02.....	43
6.8 <i>Cooler</i> -01.....	43
6.9 <i>Cooler</i> -02.....	43
BAB VII SESIFIKASI ALAT.....	44
7.1 Sesifikasi Alat Proses.....	44
BAB VIII UTILITAS.....	61
8.1 Belt Conveyor Unit Penyediaan Air.....	61
8.2 Belt Conveyor Unit Penyediaan Air.....	61
8.3 Air Minum, Perkantoran dan Sanitasi.....	62
8.4 Air Umpan Boiler.....	62
8.5 Air Pendingin.....	63
BAB IX LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK.....	64
9.1 Lokasi Pabrik.....	64
9.2 Tata Letak Proses.....	69
BAB X ORGANISASI PERUSAHAAN.....	71

10.1 Tugas Pokok Organisasi Perusahaan.....	71
10.2 Struktur Organisasi.....	71
10.3 Tugas dan Wewenang.....	75
10.4 Tenaga Kerja.....	78
BAB XI ANALISIS EKONOMI.....	82
11.1 Harga Peralatan.....	82
11.2 Dasar perhitungan.....	84
11.3 Capita Investment.....	85
11.4 Manufacturing cost.....	85
11.5 General Expense.....	86
11.6 Analisis Kelayakan.....	86
11.7 Hasil Perhitungan.....	89
11.8 Biaya Pembelian Alat (Purchase Equipment Cost, PEC).....	91
11.9 Biaya Pemasangan Alat (Equitment Intallation Cost).....	91
11.10 Biaya Pemipaan (Piping Cost).....	91
11.11 Biaya Instrumentasi (Instrumentation Cost).....	92
11.12 Biaya Isolasi (Insulation Cost).....	92
11.13 Biaya Listrik (Electrical Cost).....	92
11.14 Biaya Listrik (Electrical Cost).....	93
11.15 Harga Tanah dan Perbaikan (Land and Yard Improvement).....	95
11.16 Rincian Modal Tetap (Fixed Capital Investment).....	95
11.17 Physcial Plant Cost (PPC).....	95
11.18 Engineering and Construction (EC).....	96
11.19 Contractors Fee (CF).....	96
11.20 Contingency Cost (C) / Biaya tak terduga.....	96
11.21 Biaya Produksi (Manufacturing Cost, MC).....	97
11.22 Biaya Produksi (Manufacturing Cost, MC).....	97
11.23 Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	103
11.24 Fixed Manufacturing Cost (FMC).....	104
11.25 Modal Kerja (Working Capital).....	104
11.26 Return On Investment (ROI).....	106

11.27 Pay out time.....	107
11.28 Break event point.....	107
BAB XII KESIMPULAN.....	111
DAFTAR PUSTAKA.....	112
LAMPIRAN.....	113

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Pernamdingan Proses Pembuatan Biodiesel.....	6
Tabel 1.2 Perbandingan Proses Pembuatan Biodiesel.....	7
Tabel 1.3 Data Konsumsi Biodiesel (2017-2021).....	8
Tabel 1.4 Data Produksi Biodiesel (2017-2021).....	9
Tabel 1. 5 Rating Penentuan Lokasi Pabrik.....	11
Tabel 5.1 Komposisi Bahan Masuk Reakto-01.....	26
Tabel 5.2 Neraca Massa Reaktor-01.....	28
Tabel 5.3 Neraca Massa Mixer-01.....	28
Tabel 5.4 Neraca Massa Mixer-012.....	28
Tabel 5.5 Neraca Massa Filter.....	29
Tabel 5.6 Neraca Massa Tangki Pencuci-01.....	29
Tabel 5.7 Neraca Massa Dekanter-01.....	29
Tabel 5.8 Neraca Massa Evaporator-01.....	30
Tabel 6.1 Neraca panas pada Reaktor 01.....	40
Tabel 6.2 Neraca panas pada Mixer-01.....	41
Tabel 6.3 Neraca panas pada Mixer-02.....	41
Tabel 6.4 Neraca panas pada Tangki Pencuci-01.....	42
Tabel 6.5 Neraca panas pada <i>Evaporator-01</i>	42
Tabel 6.6 Neraca panas pada <i>Heater-01</i>	42
Tabel 6.7 Neraca panas pada <i>Heater-02</i>	43
Tabel 6.8 Neraca panas pada <i>Cooler-01</i>	43
Tabel 6.9 Neraca panas pada <i>Cooler-02</i>	43
Tabel 9.1 Perincian luas tanah bangunan pabrik.....	66
Tabel 10.1. Daftar Gaji Pegawai yang Disesuaikan dengan Jabatan.....	79
Tabel 10.2. Pengajuan jadwal Kerja Grup.....	80
Tabel 11. 1 Harga Chemical Engineering Plant Cost Index.....	83
Tabel 11. 2 Kurs Mata Uang Tahun 2017-2022.....	84
Tabel 11.3 Harga alat pada tahun 2010, 2021, dan 2027.....	88
Tabel 11.4 Jumlah dan harga alat proses pada tahun 2027.....	89
Tabel 11.5 Harga bangunan.....	94

Tabel 11.6 Tabel rincian Physical Plant Cost (PPC).....	95
Tabel 11.7 Biaya tenaga kerja.....	99
Tabel 11.8 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	102
Tabel 11.9 Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	103
Tabel 11.10 Fixed Manufacturing Cost (FMC).....	104
Tabel 11.12 Working Capital (WC).....	106

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Rencana Lokasi Pendirian Pabrik.....	12
Gamar 4.1 Diagram Alir Kualitatif.....	23
Gamar 4.2 Diagram Alir Kuantitatif.....	24
Gambar 9.1 Tata letak pabrik.....	67
Gambar 9. 2 Tata Letak Alat Proses (Skala 1:1000).....	68
Gambar 10. 1 Struktur Organisasi Perusahaan.....	73
Gambar11.1 Grafik hubungan tahun vs indeks harga alat.....	84
Gambar 11.2 Grafik evaluasi ekonomi.....	109

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Perkembangan Industri di Indonesia terus mengalami peningkatan akan tetapi kebutuhan bahan bakar semakin meningkat pula seiring semakin meningkatnya populasi dan semakin berkembangnya teknologi, akan tetapi cadangan sumber daya minyak bumi yang berasal dari fosil semakin menipis karena sifatnya yang tidak dapat diperbaharui, ketergantungan tinggi pada bahan bakar fosil seperti minyak bumi dan batu bara secara terus menerus diyakini akan mengganggu perekonomian dalam negeri, sehingga wacana untuk mengembangkan sumber energi terbarukan semakin banyak digulirkan.

Hingga saat ini Indonesia masih sangat bergantung pada bahan bakar berbasis fosil sebagai sumber energi. Data Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM) pada 2021, mencatat cadangan minyak Indonesia sebesar 3,95 miliar barel. Cadangan ini terdiri dari 2,25 miliar cadangan terbukti dan 1,7 miliar cadangan potensial. Jumlah cadangan tersebut turun jauh dari 7,73 miliar barel pada 2011. Saat itu, cadangan terbukti tercatat sebesar 4,04 miliar barel dan cadangan potensial 3,69 miliar barel (Reza Pahlevi, 2022). Cadangan minyak ini diperkirakan hanya akan bertahan hingga sekitar 8 tahun. Ketergantungan terhadap energi dari bahan bakar fosil akan menjadi ancaman tersendiri, antara lain: semakin menipisnya sumber-sumber minyak bumi jika tidak ditemukan sumber minyak yang baru. meningkatnya polusi (CO₂) yang dihasilkan dari penggunaan energi dari bahan bakar fosil tersebut sehingga akan memicu efek rumah kaca. Untuk mengurangi ketergantungan terhadap minyak bumi dan memenuhi persyaratan lingkungan global, satu-satunya cara adalah dengan pengembangan sumber energi terbarukan.

Indonesia memiliki potensi sumber energi terbarukan dalam jumlah besar. Beberapa diantaranya bisa segera diterapkan di tanah air, seperti: bioetanol sebagai pengganti bensin, biodiesel untuk pengganti solar,

tenaga panas bumi, mikrohidro, tenaga surya, tenaga angin, bahkan sampah/limbah pun bisa digunakan untuk membangkitkan listrik. Untuk menanggulangi keterbatasan bahan bakar dari fosil maka solusinya adalah membangun pabrik biodiesel dari minyak kelapa sawit (CRUDE PLAM OIL). didukung dengan ketersediaan CPO yang sangat mencukupi, dimana Pada tahun 2019 produksi CPO di indonesia mencapai 47,18 juta ton, dengan pemakaian domestik di perkirakan haya 16,7 juta ton dan untuk produksi biodiesel sekitar 49% dari pemakian domestik. (Direktorat Jenderal Energi Baru, Terbarukan, dan Konservasi Energi 2021).

Indonesia sendiri telah memiliki beberapa industri biodiesel besar. Industri-industri tersebut antara lain PT Wilmar Nabati Indonesia mendapatkan alokasi sebesar 1,37 juta kl diikuti oleh PT Wilmar Bioenergi Indonesia sebesar 1,32 juta kkl. Kemudian ada PT Musim Mas dan PT Cemerlang Energi Perkasa yang akan mendistribusikan biodiesel masing-masing sebesar 882 ribu kl dan 483 ribu kl. (Wilda Asmarini, CNBC Indonesia NEWS 25 December 2020).

Hasil dari industri tersebut masih belum mencukupi banyaknya kebutuhan biodiesel dalam negeri yang terus mengalami peningkatan, dengan adanya pendirian pabrik biodiesel berbahan baku CPO dan metanol dapat membantu memenuhi kebutuhan biodiesel.

1.2 Tujuan

Dengan didirikannya pabrik biodiesel ini diharapkan mampu untuk mengantisipasi peningkatan kebutuhan biodiesel beberapa tahun mendatang. Disamping itu diharapkan mampu memberikan keuntungan sebagai berikut:

- a) Mengurangi pemakaian bahan bakar diesel subsidi
- b) Menghemat sumber devisa Negara karena dapat mengurangi ketergantungan impor minyak mentah
- c) Mengurangi polusi udara akibat pembakaran bahan bakar fosil, gas buang dan efek rumah kaca.

- d) Membuka lapangan kerja baru sehingga dapat membantu meningkatkan taraf hidup penduduk sekitar.

1.3 Tinjauan Pustaka

Biodiesel adalah bahan bakar nabati untuk aplikasi mesin/motor diesel berupa ester metil asam lemak (fatty acid methyl ester atau FAME) yang terbuat dari minyak nabati atau lemak hewani melalui proses esterifikasi/transesterifikasi. merupakan bahan bakar terbarukan yang dapat dicampur atau menggantikan bahan bakar diesel konvensional untuk pembakaran pada mesin diesel. Untuk saat ini, di Indonesia bahan baku biodiesel berasal dari Minyak Sawit (CPO). Selain dari CPO, tanaman lain yang berpotensi untuk bahan baku biodiesel antara lain tanaman jarak, jarak pagar, kemiri sunan, kemiri cina, nyamplung dan lain-lain.

Di pasaran, biodiesel ditulis dengan kode tertentu, seperti B100 yang menunjukkan jika biodiesel tersebut 100% murni atau B30 yang menyatakan persentase komposisi campuran biodiesel 30% dan solar 70%. Karena bahan bakunya berasal dari minyak tumbuhan atau lemak hewan, biodiesel digolongkan sebagai bahan bakar yang dapat diperbarui. Dari aspek lingkungan, kontribusi penggunaan B30 dapat menekan emisi gas rumah kaca sebesar 22,59 juta ton CO₂ sepanjang 2021. Program B30 sangat efektif bagi kebutuhan prioritas nasional untuk mengurangi emisi sekaligus mengurangi ketergantungan pada energi fosil, khususnya di sektor transportasi. Pemanfaatan biodiesel juga menghemat devisa negara. program B30 menekan pengeluaran negara sebesar USD 3,8 miliar dari impor solar.

Proses pembuatan biodiesel yang dapat digunakan antara lain seperti Pirolisis, Emulisifikasi, Esterifikasi dan transesterifikasi.

1. Proses Pirolisis

Pirolisis adalah reaksi dekomposisi termal yang terjadi tanpa adanya oksigen. Pirolisis minyak nabati biasanya menggunakan katalis garam logam. Proses ini sebabkan produksi biodiesel dengan angka setana

yang tinggi, namun dengan semakin ketatnya standar kualitas bahan baku biodiesel, viskositas biodiesel yang dihasilkan oleh pirolisis dilaporkan sangat tinggi dan karakteristik titik tuangnya adalah sangat rendah. Menurut standar bahan bakar modern, viskositas bahan bakar terlalu tinggi.

2. Proses Mikroemulsifikasi

Mikroemulsifikasi adalah pembentukan dispersi yang stabil secara termodinamika dari dua cairan yang sulit larut. Proses ini berlangsung dengan satu atau lebih surfaktan. Penurunan diameter dalam mikroemulsifikasi berkisar antara 100-1000 Å. Berbagai penelitian dilakukan untuk mengkaji proses mikroemulsifikasi minyak nabati menggunakan pelarut metanol, etanol, atau 1-butanol. Bahan bakar dari proses ini menghasilkan laju pembakaran yang tidak sempurna, membentuk endapan karbon, dan meningkatkan viskositas minyak pelumas.

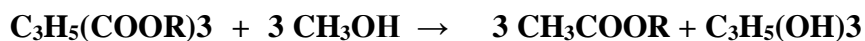
3. Proses Esterifikasi

Esterifikasi adalah tahap konversi asam lemak bebas menjadi ester. Proses ini mereaksikan minyak lemak dengan alkohol. Katalis yang cocok adalah zat yang bersifat asam kuat. Asam sulfat, asam sulfonat organik atau resin penukar kation asam kuat merupakan katalis yang banyak dipilih dalam praktik industri. Proses ini dilakukan untuk membuat metil ester dari minyak dengan kandungan asam lemak bebas yang tinggi (nilai asam ≥ 5 mg-KOH/g). Pada tahap ini, asam lemak bebas akan diubah menjadi metil ester. proses esterifikasi dilanjutkan dengan transesterifikasi produk pertama menggunakan katalis alkali. Proses esterifikasi dilakukan pada suhu 55°C proses ini akan menghasilkan metil ester dan gliserol. Setelah dipisahkan dari gliserol, selanjutnya dimurnikan, yaitu dicuci dengan air hangat dan dikeringkan untuk menguapkan kandungan air yang ada. Metil ester murni kemudian digunakan sebagai bahan bakar mesin diesel.

4. Proses Transesterifikasi

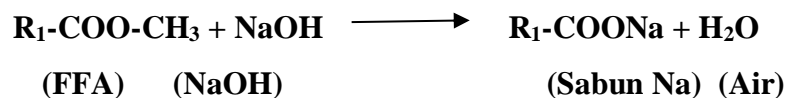
Transesterifikasi dengan metanol yaitu reaksi antara minyak nabati dengan metanol dibantu katalis basa (NaOH, KOH, atau sodium *methylate*) untuk menghasilkan campuran ester metil asam lemak dengan produk ikutan gliserol.

Proses ini telah banyak digunakan untuk mengurangi viskositas trigliserida. Bahan baku dengan kandungan FFA tinggi (>5%), seperti *palm fatty acid distillate* (PFAD) dan *low grade crude palm oil* (CPO), bahan baku tersebut perlu melalui proses esterifikasi untuk menurunkan kadar FFA hingga di bawah 5%. Molekul minyak tumbuhan dikurangi menjadi sepertiga dari ukuran awalnya, menghasilkan viskositas yang lebih rendah dan kemiripan yang lebih dekat dengan bahan bakar diesel.



(Trigliserida) (Metanol) (Metil Ester) (Gliserol)

Reaksi Transesterifikasi



Reaksi FFA dan NaOH

Grup “R” merupakan asam lemak yang biasanya memiliki panjang rantai karbon 12 sampai 22. Molekul minyak tumbuhan direduksi sampai sepertiga dari ukuran awalnya, sehingga viskositasnya semakin rendah dan semakin mirip dengan bahan bakar diesel.

1.4 Pemilihan Proses

Ada beberapa proses yang digunakan dalam proses pembuatan biodiesel yaitu proses pirolisis, proses emulsifikasi, proses esterifikasi, dan proses transesterifikasi. Dari keempat proses tersebut, masing-masing memiliki

kelebihan dan kekurangan pada penggunaannya dalam proses pembuatan biodiesel. Berikut adalah perbandingan dari keempat proses tersebut:

Tabel 1.1 Perbandingan Proses Pembuatan Biodiesel

Faktor Pertimbangan		Proses		
	Pirolisis	Emulsifikasi	esterifikasi	Transesterifikasi
Bahan baku	$C_3H_5(COOR)_3$	$C_3H_5(COOR)_3$	$C_3H_5(COOR)_3$	$C_3H_5(COOR)_3$
Kondisi Oprasi				
Tekanan	2 atm	1atm	1atm	1,5 atm
Suhu	200°C	40°C	55°C	70°C
Produk samping	NaCOOH $C_3H_8O_3$	NaCOOH $C_3H_8O_3$ H_2O	NaCOOH $C_3H_8O_3$ H_2O	NaCOOH $C_3H_8O_3$
Konversi	65%	61%	64%	90%
Yield	80%	60%	61%	67%

Untuk optimasi proses ini berdasarkan dengan data diatas dapat di hitung dengan dengan menggunakan metode pembobotan

- $Bobot = 100/\text{jumlah faktor pertimbangan}$
 $= 100/7$
 $= 14,28$

- Skor 1-5

Keterangan skor:

- 1 : sangat kurang
- 2 : kurang

3 : cukup

4 : baik

5 : baik sekali

Tabel 1.2 Perbandingan Proses Pembuatan Biodiesel

Faktor Pertimbangan	Proses			
	Pirolisis	emulsifikasi	esterifikasi	Transesterifikasi
Bahan baku	5	4	4	4
Kondisi Oprasi				
Tekanan	1	4	5	5
Suhu	1	5	3	4
Produk samping	3	5	4	4
Konversi	3	1	2	3
Yield	5	2	3	5
Total Skor	18	22	21	25
Sekor X Bobot	257	314	300	357

Keunggulan dari proses transesterifikasi antara lain;

1. Tidak menghasilkan kadar abu serta residu karbon yang tinggi.
2. Tekanan proses lebih rendah dari proses pirolisis.
3. Nilai konversi yang tinggi dibandingkan proses lain.

4. Menghasilkan produk biodiesel dengan mutu yang sesuai standart Indonesia (SNI).
5. proses yang paling efektif dan efisien dalam pembuatan biodiesel dan telah teruji oleh pabrik biodiesel yang telah berdiri sebelumnya.

Kapasitas produksi pabrik adalah sesuatu yang perlu dipertimbangkan dengan baik ketika merencanakan pendirian pabrik. Karena kapasitas akan memiliki peran penting dalam perhitungan teknis dan ekonomis pabrik. Ada beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan kapasitas produksi pabrik, antara lain sebagai berikut:

1. Proyeksi kebutuhan biodiesel

Penggunaan bioenergi khususnya biodiesel mempunyai peranan strategis dalam kebijakan transisi energi fosil menuju energi terbarukan, Berdasarkan data Aprobi, penyaluran B30 sebanyak 8,43 juta Kiloliter pada 2020, kemudian sepanjang 2021 mencapai 8,44 juta Kiloliter walaupun dalam dua tahun terakhir Indonesia menghadapi persoalan pandemi yang berdampak kepada aspek ekonomi dan sosial.

Tabel 1.3 Data Konsumsi Biodiesel (2017-2021)

Tahun	Domestik (ton)	Ekspor
2017	2.572.000	187.000
2018	3.750.000	1.803.000
2019	6.396.000	1.319.000
2020	8.400.000	36.000
2021	9.294.000	133.000
Rata-rata Pertumbuhan		

Adanya rata-rata kenaikan nilai Konsumsi Biodiesel setiap tahunnya memberikan peluang untuk mendirikan pabrik biodiesel guna menopang kebutuhan Biodiesel dalam negeri.

2. Kapasitas Produksi Biodiesel

Adanya pertimbangan dalam menentukan kapasitas produksi suatu pabrik yaitu dengan melihat kapasitas produksi yang sudah ada, hal ini berkaitan dengan kapasitas produksi biodiesel yang akan di dirikan, adapun kapasitas produksi biodiesel lima tahun terakhir sebagai berikut.

Tabel 1.4 Data Produksi Biodiesel (2017-2021)

Tahun	Produksi (ton)	% Pertumbuhan
2017	3.416.000	
2018	6.168.000	0,8056206089
2019	8.399.000	0,36170557717
2020	8.594.000	0,23217049649
2021	10.240.000	0,1915289737
Rata-rata Pertumbuhan		0,39775641407

Handbook of energy & economic statistics of indonesia mencatat produksi biodiesel sepanjang 2020 mencapai 8,594 juta kiloliter. Jumlah tersebut meningkat dibandingkan pada 2019 yang sebesar 8,399 juta kiloliter. Secara tren, produksi biodiesel mulai meningkat pada 2017. Setiap tahun produksi biodiesel Indonesia memiliki pertumbuhan yang positif. Untuk memenuhi kebutuhan biodiesel dalam negeri maka perlunya penambahan produksi biodiesel.

3. Ketersediaan Bahan Baku

Pada proses pembuatan biodiesel, bahan baku yang dibutuhkan adalah crude palm oil (CPO) dan metanol. Bahan baku CPO yang digunakan adalah CPO daerah serta metanol yang direncanakan akan diambil dari PT. Kaltim Methanol Industri. Kementerian Pertanian Republik Indonesia mencatat produksi CPO di Kalimantan Barat mencapai 5.635.683 Ton pada tahun 2021. menimbang melimpahnya jumlah bahan baku yang tersedia, dengan Perhitungan kapasitas produksi untuk pabrik yang akan didirikan berdasarkan pada peningkatan produksi dan konsumsi di harapkan dengan berdirinya pabrik biodiesel dikabupaten Sanggau akan mengurangi jumlah impor solar dan menghemat devisa negara serta menstabilkan harga kelapa sawit, membuka lapangan pekerjaan serta mensejahterakan masyarakat.

Direncanakan pabrik akan berdiri pada tahun 2025. Dalam produksi biodiesel data yang digunakan adalah data produksi biodiesel dari tahun 2017-2021, Sehingga rencana pabrik biodiesel yang akan didirikan ini memiliki kapasitas produksi sebesar 0,5% dari perkiraan kebutuhan biodiesel pada tahun 2027 sebagai berikut.

Perhitungan:

$$F = FO ((1+i)^n)$$

$$F = 10.240.000 ((1 +0,39775641407)^6)$$

$$F = 10.240.000 (7,45742618006)$$

$$F = 76.364.044,0838$$

Keterangan :

F = Perkiraan kebutuhan biodiesel pada tahun 2027(ton)

Fo = Kebutuhan biodiesel pada tahun 2021(ton)

i = Pertumbuhan rata-rata

n = Selisih waktu (tahun)

Berdasarkan hasil perhitungan kebutuhan biodiesel pada tahun 2027 sebesar 76.364.044,0838 Rencana produksi biodiesel yang akan dirikan

sebesar 0,5% dari hasil perhitungan kebutuhan 2027 yaitu 381.820,220419 atau 350.000 ton/tahun.

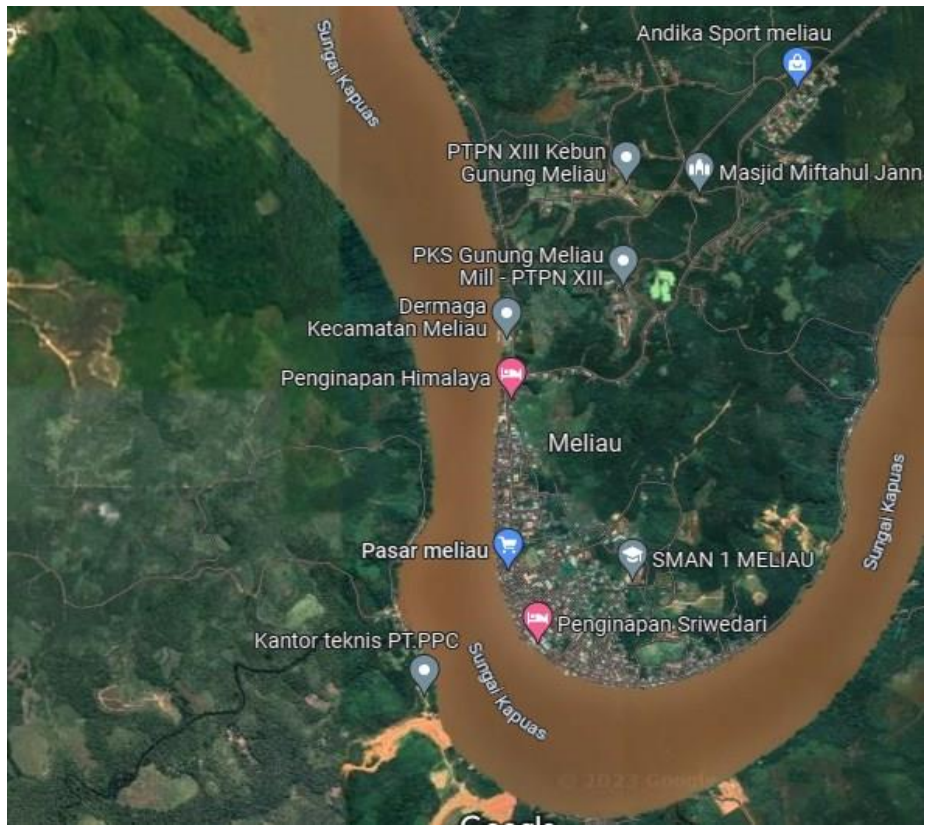
1.5 Pemilihan Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi suatu pabrik merupakan faktor yang sangat penting. karena hal ini akan berpengaruh terhadap operasional perusahaan. untuk itu pemilihan lokasi pabrik perlu untuk dipertimbangkan agar nantinya dapat memberikan keuntungan yang besar pada perusahaan. Lokasi pendirian pabrik biodiesel ini dipilih berdasarkan parameter penentuan lokasi pabrik menggunakan metode *factor rating* dengan cara membandingkan dua lokasi lokasi 1 di sanggau kalimantan barat, lokasi ke 2 di cilacap jawa tengah.

Tabel 1. 5 Rating Penentuan Lokasi Pabrik

faktor	bobot	lokasi 1		lokasi 2	
		nilai (%)	B x N	nilai (%)	B x N
pasar	25	90	22.5	90	22.5
bahan baku	20	100	20	60	12
tenaga kerja	20	90	18	100	20
listrik	15	90	13.5	90	13.5
telepon	10	90	9	90	9
transportasi	5	100	5	80	4
perluasan	5	100	5	60	3
jumlah			93		84

Dari tabel penentuan rating lokasi di atas dapat disimpulkan bahwa lokasi berdirinya pabrik Kecamatan Meliau, Kabupaten Sanggau, Kalimantan Barat.



Gambar 1. 1 Rencana lokasi pendirian pabrik

1.6 Faktor Umum

1. Sumber Bahan Baku

Bahan baku merupakan faktor utama agar dapat menjalankan operasional industri, sehingga pengadaan bahan baku ini sangat penting. Lokasi yang dipilih adalah yang dekat dengan sumber bahan baku sehingga biaya transportasi dapat diminimalkan. Sumber bahan baku yang digunakan adalah CPO daerah tepatnya di Kabupaten Sanggau Pontianak, Kalimantan Barat., merupakan area yang tepat karena merupakan penghasil minyak sawit yang besar sehingga kebutuhan akan pasokan bahan baku cukup memadai, Untuk bahan baku yang lain yaitu metanol yang direncanakan akan diambil dari PT. Kaltim Methanol Industri.

2. Sumber Tenaga Kerja

Kabupaten Sanggau merupakan salah satu pusat perekonomian di Kalimantan Barat, sehingga pasokan tenaga kerja dapat diperoleh dari daerah maupun luar daerah baik tenaga kerja kasar maupun tenaga kerja terdidik. Tenaga kerja yang terampil mutlak dibutuhkan dalam industri. Untuk level staff dan supervisor pada bagian pengolahan bahan baku tenaga kerja yang dibutuhkan sarjana lulusan kimia, teknik industri atau teknik kimia, tenaga kerja level staf pada bagian administrasi dan perkantoran dibutuhkan sarjana lulusan ekonomi manajemen dan akuntansi, tenaga kerja level staff dan supervisor pada bagian produksi dibutuhkan sarjana lulusan teknik kimia atau teknik Prarancangan pabrik mesin. Sedangkan untuk level operator dibutuhkan minimal lulusan SMK Teknik.

3. Bahan Bakar, Listrik, dan Air

Untuk mendukung kelancaran proses produksi maka dapat dipilih lokasi yang mampu menyediakan bahan bakar, yang dapat diperoleh dari PT. Pertamina, listrik diambil dari perusahaan pembangkit listrik PLN setempat dengan generator sebagai cadangan, Sedangkan untuk penyediaan air dapat diambil dari sungai kapuas.

4. Transportasi

Adanya lokasi pabrik yang dekat dan mudah dijangkau sehingga mempermudah dalam proses pengiriman bahan baku dan penyaluran produk maka dipilihlah lokasi yang tepat, ekonomis dan menguntungkan terdapat akses transportasi yang lancar baik darat maupun laut karena dekat dengan pelabuhan/dermaga di sungai kapuas.

5. Kondisi Lingkungan dan Masyarakat

Sikap masyarakat sekitar cukup terbuka dengan dampak positif yang diberikan, hal ini disebabkan oleh tersedianya lapangan kerja baru bagi masyarakat, sehingga terjadi peningkatan kesejahteraan masyarakat setelah pabrik berdiri. Selain itu, pendirian pabrik ini tidak akan

mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat sekitar karena dampak dan faktor telah dipertimbangkan sebelum pabrik didirikan.

6. Pemasaran

Untuk pemasaran akan melakukan kerjasama dengan Pertamina. Menimbang kebutuhan biodiesel terus meningkat dari tahun ke tahun, dengan meningkatnya jumlah kendaraan bermotor dan mesin industri di Indonesia yang menggunakan bahan bakar solar dapat dicampur dengan biodiesel dalam perbandingan yang telah ditetapkan oleh pemerintah.

Peraturan Menteri ESDM No. 12 Tahun 2015 telah menetapkan penggunaan bahan bakar campuran biodiesel sebesar 30% (B30) sebagai bahan bakar mesin diesel yang telah diimplementasikan mulai tanggal 1 Januari 2020. Hal ini mengukuhkan Indonesia sebagai pionir pengguna campuran biodiesel tertinggi di dunia.

7. Pembuangan Limbah Industri

Limbah yang terjadi dari industri biodiesel. Gliserol yang dapat digunakan untuk bahan baku berbagai industri manufaktur dan pangan seperti obat-obatan, bahan makanan, bahan kosmetik, pasta gigi, industri kimia, larutan anti beku, tinta printer dan lain-lain. Air limbah yang dihasilkan dari industri biodiesel diperkirakan memiliki kandungan organik yang cukup tinggi. Dengan demikian perlu dipertimbangkan untuk mengolahnya dengan proses anaerob, sehingga berpotensi untuk mendapatkan produk samping berupa biogas (gas metana). Sisa metana yang dapat digunakan kembali dalam proses pembuatan biodiesel.

BAB II

URAIAN PROSES

Proses pembuatan biodiesel terbagi menjadi tiga tahap yaitu tahap proses persiapan bahan baku, Tahap reaksi dan tahap pemurnian. Penjelasan mengenai ketiga tahapan tersebut akan dideskripsikan sebagai berikut.

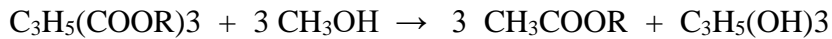
2.1 Tahap Proses Persiapan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan dalam pabrik biodiesel adalah minyak sawit (CPO) yang disimpan dalam tangki penyimpanan (TP-04) dari truk pengangkut. dipompa ke dalam *Heatexchanger* (HE-02) untuk dipanaskan dari suhu 55 °C menjadi suhu 95 °C kemudian dipompa ke dalam *Mixer* (M-02) dengan tekanan 1,5 atm dan suhu keluaran 90,33 °C. Lalu dicampur dengan *bleaching earth* dari silo (SL-01) dan asam fosfat dari tangki penyimpanan (T-03) agar terbentuk larutan. Keluaran *Mixer* (M-02) berupa slury yang selanjutnya diumpankan ke dalam Filter guna untuk memisahkan cake yang berupa *bleaching earth* dan asam fosfat, dan filtrat yang berupa trigliserida, kemudian diumpankan ke dalam Reaktor (R-01).

Metanol dalam tangki penyimpanan (T-01) diumpankan ke dalam *Mixer* (M-01) dengan tekanan 1,5 atm dan suhu umpan keluar 53,52 °C. Lalu dicampur dengan natrium hidroksida dari tangki penyimpanan (T-02) agar terbentuk larutan homogen. Bahan baku dipanaskan terlebih dahulu *Heat exchanger* (HE-01) untuk dipanaskan menjadi suhu 70 °C dengan tujuan menyesuaikan kondisi operasi dalam reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) bersuhu 70 °C, tekanan 1,5 atm. Perbandingan mol antara metanol dengan CPO adalah 6:1.

2.2 Tahap Proses Reaksi

Proses reaksi pembuatan biodiesel adalah proses reaksi transesterifikasi, dimana proses ini dilakukan dengan menggunakan reaktor alir tangki berpengaduk (RATB). Pada suhu 70 °C dengan tekanan 1,5 atm. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



(Trigliserida) (Metanol) (Metil Ester) (Gliserol)

Reaksi tersebut termasuk reaksi eksotermis. Oleh karena itu dalam perancangan reaktor digunakan pendingin koil, sehingga suhu operasi di dalam reaktor tetap dalam kondisi yang diinginkan yaitu sekitar 70°C.

2.3 Proses pemisahan dan pemurnian produk

Produk yang keluar dari reaktor (R-01) dialirkan menuju Tangki pencuci (TP-01) untuk melarutkan gliserol, sabun Na, natrium hidroksida dan metil ester dengan penambahan air. Tahap pencucian metil ester terdiri dari gliserol, sabun Na, natrium hidroksida yang ikut dalam metil ester dilarutkan dengan air proses dari utilitas yang dilakukan pada suhu 61,3 °C dan tekanan 1,5 atm. Dari Tangkipencuci (TP) larutan di pompa ke *Dekanter* (D-01) untuk memisahkan antara senyawa organik dan anorganik berdasarkan kelarutan dan massa jenisnya. Fase berat pada *Dekanter* (D-01) berupa metanol, trigliserida, sabun Na, air, gliserol dan natrium hidroksida yang selanjutnya akan pompa ke Tangki Penyimpanan (TP-07). Fase ringan yaitu metil ester, trigliserida, metanol dan air dialirkan ke *evaporator* (E-01) untuk memisahkan metanol dan air pada suhu 78,4 °C. Sedangkan hasil bawah berupa metil ester dan trigliserida, dipompakan ke *cooler* (C) untuk didinginkan, setelah dari *cooler* dipompakan ke tangki penyimpanan (T-06) sebagai produk.

BAB III
SPEKIFIKASI BAHAN

3.1 Bahan Baku

1. Crude Palm Oil (CPO)

Fase : Cair

Kenampakan : Kuning

Nama : Trigliserida

Rumus molekul : $C_3H_5(COOR)_3$

Berat molekul : 847,28 g/gmol

Titik leleh : 33°C – 39°C

Densitas : 0,885 g/mL (pada 50°C)

Kemurnian : 99,5% (0,5% FFA)

Kelarutan : Larut dalam alkohol dan tidak larut dalam air

2. Metanol

Rumus Molekul : CH_3OH

Kemurnian : 99% (1% H_2O)

Fase : Cair

Berat Molekul : 32,04 g/gmol

Titik Didih : 64,7°C

Titik Lebur : -97°C

Densitas : 0,8062 g/mL (pada 20°C)

Viskositas : 0,55 cP

Kelarutan : Larut sempurna dalam air

(Fischer Scientific Material Safety Data Sheet)

3.2 Bahan pembantu

1. Air

Fase : Cair

Kenampakan : Jernih

Titik beku : 0°C

Titik didih : 100°C

Rumus molekul : H₂O Berat

molekul : 18 g/gmol

Densitas : 1 kg/L

Viskositas : 1 cP (pada 20°C)

Kelarutan : Larut dalam alkohol (Fischer Scientific
Material Safety Data Sheet)

2. Natrium Hidroksida

Fase : Cair

Kenampakan : Putih

Rumus molekul : NaOH

Berat molekul : 28,56 g/gmol

Densitas : 2,13 kg/L

Titik didih : 1390°C (pada 760 mmHg)

Titik lebur : 318°C
Kelarutan : Larut dalam alkohol dan air
Kemurnian : 48% (52% H₂O)

(Fischer Scientific Material Safety Data Sheet)

3. Asam Posfat

Fase : Cair
Kenampakan : Putih
Rumus molekul : H₃PO₄
Berat molekul : 98 g/gmol
Densitas : 1,68 kg/L
Titik didih : 158°C (pada 760 mmHg)
Titik lebur : 21°C
Kelarutan : Larut dalam alkohol
Kemurnian : 85% (15% H₂O)

(Fischer Scientific Material Safety Data Sheet)

4. *Bleaching Earth*

Fase : Padat (Pasir)
Kenampakan : Putih
Berat molekul : 60 g/gmol
Densitas : 3,33 kg/L
Kelarutan : Tidak larut dalam air

(Ashapura Perfoclay Limited Material Safety Data Sheet)

3.3 Produk

1. Biodiesel (Metil ester)

Rumus molekul	: CH_3COOR
Berat molekul	: 284 kg/kmol
Fase	: Cair
Kenampakan	: Kuning
Densitas	: 0,8881 kg/L (pada 20°C)
Titik didih	: 354,3 °C (pada 1 atm)
Kelarutan	: Tidak larut dalam air
Kemurnian	: 99,54 %
Impuritis	: 0,46% $\text{C}_3\text{H}_5(\text{COOR})_3$

3.4 Bahan Baku Produk Samping

1. Gliserol

Rumus molekul	: $\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$
Berat molekul	: 92 kg/kgmol
Fase	: Cair
Kenampakan	: Kental
Densitas	: 1,26 kg/L
Titik didih	: 147,9°C
Kelarutan	: Larut sempurna dalam air

2. Sabun Na

Rumus molekul	: NaCOOH
Berat molekul	: 292 kg/kgmol
Fase	: Cair
Densitas	: 1,3 kg/L
Viskositas	: 27 cP
Kelarutan	: Larut sempurna dalam air

BAB IV

DIAGRAM ALIR

1.1 Diagram Alir Kualitatif

Diagram alir kualitatif adalah diagram yang menggambarkan proses pembuatan pabrik biodiesel dari minyak sawit mentah dan metanol dilengkapi dengan: jenis bahan dan kondisi operasi, yang dapat dilihat pada Gambar 4.1

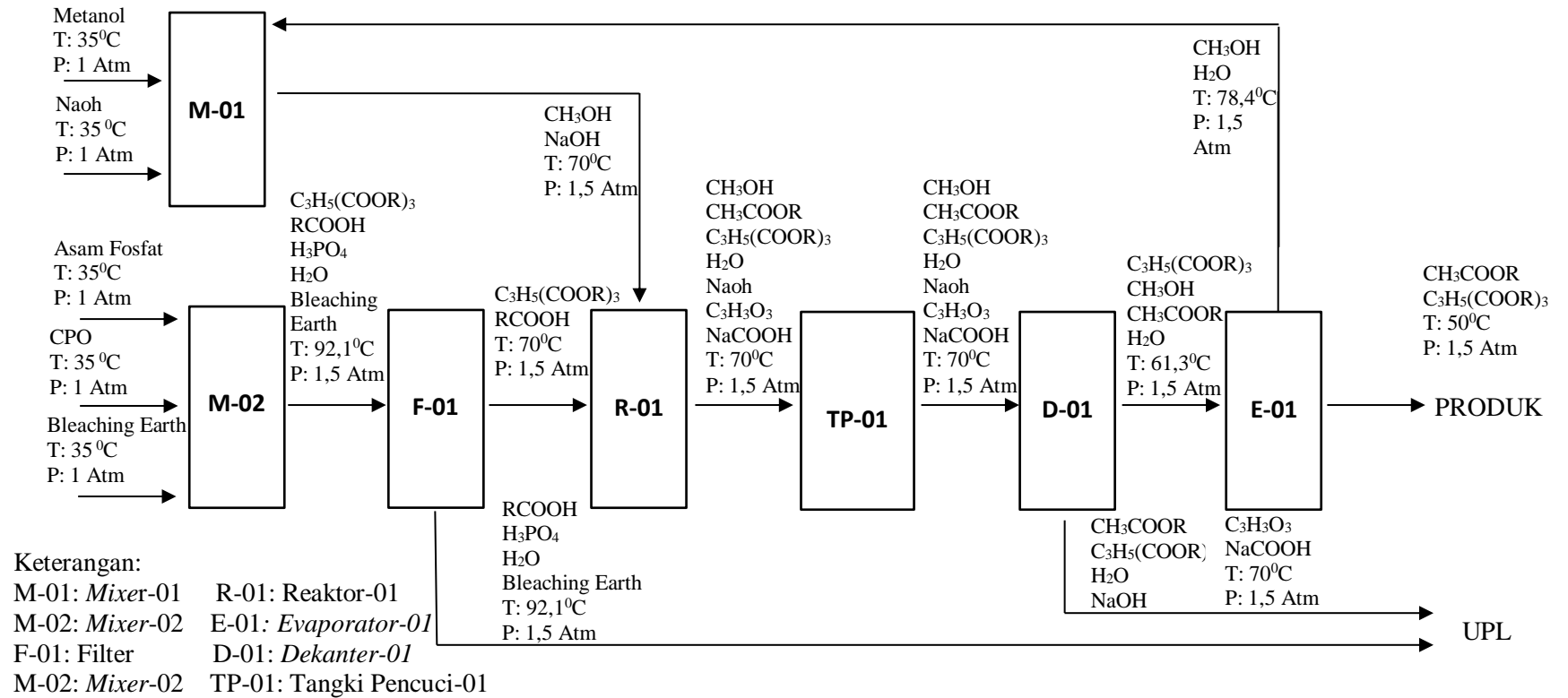
1.2 Diagram Alir Kuantitatif

Diagram alir kuantitatif sama seperti diagram alir kualitatif. Akan tetapi dilengkapi dengan massa dan komposisi dari arus bahan masuk dan keluar alat dengan satuan kg/jam, yang dapat dilihat pada Gambar 4.2

1.3 Process Engineering Flow Diagram (PEFD)

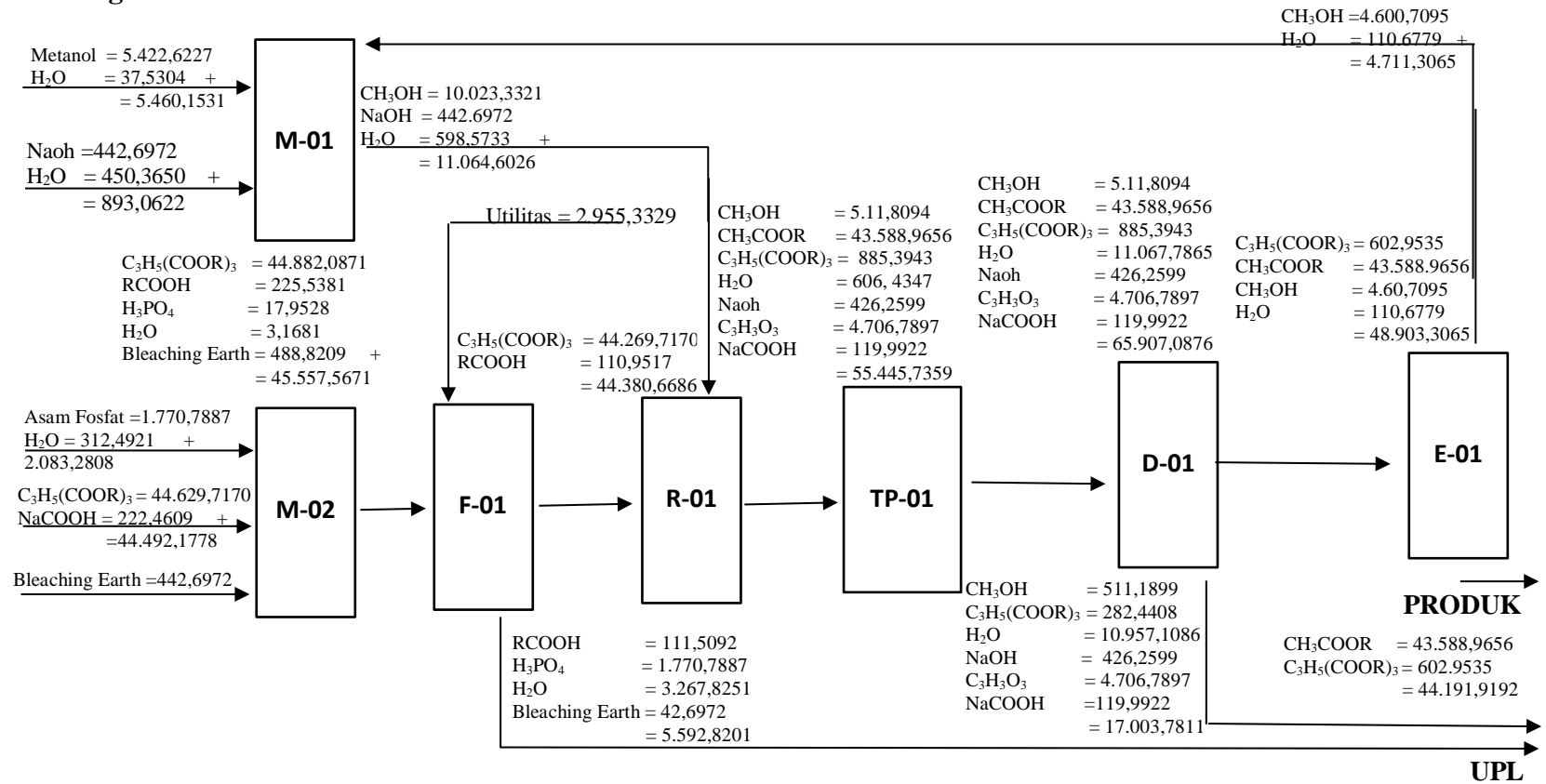
Process Engineering Flow Diagram merupakan diagram induk yang dibuat lebih lengkap dan komprehensif, meliputi semua alat bantu proses, alat, kondisi operasi, komposisi material, massa total, produk yang dihasilkan, daftar alat, instrumentasi yang digunakan, dan kode alat, dapat dilihat pada Gambar 4.3

4.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.1 Diagram Alir Kualitatif

4.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4.2 Diagram Alir Kuantitatif

BAB V NERACA MASSA

1.1 Neraca Massa Keseluruhan

Basis perhitungan neraca massa:

Kapasitas produk : 7000 ton per tahun
Diambil dalam satu tahun kerja : 330 harian kerja
1 hari kerja : 24 jam
Kapasitas produksi : 350.000 ton per tahun

$$\frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} : 44.191,9191 \text{ kg/jam}$$

Proses yang terjadi :kontinyu

Neraca massa tanpa reaksi:

$$\text{Akumulasi} = \text{input} - \text{output} + \text{generasi} - \text{konsumsi}$$

Diasumsikan bahwa proses dalam keadaan steady state sehingga akumulasi = 0. Karena tidak ada reaksi sehingga generasi dan konsumsi = 0, maka persamaan neraca massa menjadi:

$$0 = \text{input} - \text{output} + 0 - 0$$

$$\text{Input} = \text{output}$$

Neraca massa dengan reaksi:

$$\text{Akumulasi} = \text{input} - \text{output} + \text{generasi} - \text{konsumsi}$$

Asumsi dalam keadaan stady state, sehingga akumulasi = 0 maka persamaan neraca massa menjadi:

$$0 = \text{input} - \text{output} + \text{generasi} - \text{konsumsi}$$

$$\text{Input} = \text{output} - \text{generasi} + \text{konsumsi}$$

Data berat Molekul

$C_3H_5(COOR)_3$: 847,28 g/gmol
CH_3OH	: 32,04 g/gmol
H_2O	: 18 g/gmol
$NaOH$: 28,56 g/gmol
H_3PO_4	: 98 g/gmol
<i>Bleaching Earth</i>	: 60 g/gmol
CH_3COOR	: 284 kg/kmol
$C_3H_8O_3$: 92 kg/kgmol
$NaCO$: 292 kg/kgmol

1.2 Neraca Massa Pada Reaktor

Tabel 5.1 Komposisi Bahan Masuk Reakto-01

Komponen	Bahan Masuk	
	kg/jam	kgmol/jam
$C_3H_5(COOR)_3$	44.269,7170	52,2049
$RCOOH$	110,9517	0,4109
CH_3OH	10.023,3321	313,2291
$NaOH$	442,6972	11,0674
H_2O	599,0379	33,2799
Total	55.445,7359	410,1922

Jika konversi = 0,6626

Bahan Yang Bereaksi dan Terbentuk

Reaksi 1

$$\begin{aligned}
 C_3H_5(COOR)_3 \text{ bereaksi} &= XA_1 \times C_3H_5(COOR)_3 \text{ masuk} \\
 &= 0,6626 \times 52,2049 \text{ kgmol/jam} \\
 &= 34,5945 \text{ kgmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 CH_3OH \text{ bereaksi} &= 3 \times C_3H_5(COOR)_3 \text{ bereaksi} \\
 &= 3 \times 34,5945 \text{ kgmol/jam} \\
 &= 103,7835 \text{ kgmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H}_3\text{COOR terbentuk} &= 3 \times \text{C}_3\text{H}_5(\text{COOR})_3 \text{ bereaksi} \\
 &= 3 \times 34,5945 \text{ kgmol/jam} \\
 &= 103,7835 \text{ kgmol/jam} \\
 \text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 \text{ terbentuk} &= \text{C}_3\text{H}_5(\text{COOR})_3 \text{ bereaksi} \\
 &= 34,5945 \text{ kgmol/jam}
 \end{aligned}$$

Reaksi 2

$$\begin{aligned}
 \text{RCOOH bereaksi} &= \text{RCOOH bereaksi} \\
 &= 0.4109 \text{ kgmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{NaOH} &= \text{RCOOH bereaksi} \\
 &= 0.4109 \text{ kgmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{NaCOOH terbentuk} &= \text{RCOOH bereaksi} \\
 &= 0.4109 \text{ kgmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O terbentuk} &= \text{RCOOH bereaksi} \\
 &= 0.4109 \text{ kgmol/jam}
 \end{aligned}$$

Bahan Keluar Reaktor

$$\begin{aligned}
 \text{C}_3\text{H}_5(\text{COOR})_3 &= \text{C}_3\text{H}_5(\text{COOR})_3 \text{ masuk} - \text{C}_3\text{H}_5(\text{COOR})_3 \\
 &\quad \text{bereaksi} \\
 &= 52,2049 \text{ kgmol/jam} - 34,5945 \text{ kgmol/jam} \\
 &= 17,6103 \text{ kgmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{CH}_3\text{OH} &= \text{CH}_3\text{OH masuk} - \text{CH}_3\text{OH bereaksi} \\
 &= 313,2291 \text{ kgmol/jam} - 103,7835 \\
 &\quad \text{kgmol/jam} \\
 &= 209,4456 \text{ kgmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{RCOOH} &= \text{RCOOH masuk} - \text{RCOOH bereaksi} \\
 &= 0.4109 \text{ kgmol/jam} - 0.4109 \text{ kgmol/jam} \\
 &= 0 \text{ kgmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{NaOH} &= \text{NaOH masuk} - \text{NaOH bereaksi} \\
 &= 11.0674 \text{ kgmol/jam} - 0.4109 \text{ kgmol/jam} \\
 &= 10,6565 \text{ kgmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{CH}_3\text{COOR} &= \text{CH}_3\text{COOR terbentuk} \\
 &= 103,78351 \text{ kgmol/jam}
 \end{aligned}$$

$C_3H_8O_3$	= $C_3H_8O_3$ terbentuk = 34,5945 kgmol/jam
$NaCOOH$	= $NaCOOH$ terbentuk = 0.4109 kgmol/jam
H_2O	= H_2O masuk + H_2O terbentuk = 33,2799 kgmol/jam + 0.4109 kgmol/jam = 33,6908 kgmol/jam

Tabel 5.2 Neraca Massa Reaktor-01

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
$C_3H_5(COOR)_3$	44.269,7170	14.933,5709
CH_3OH	10.023,3321	6.702,2590
$RCOOH$	110,9517	-
$NaOH$	442,6972	426,2599
CH_3COOR		29.474,5241
$C_3H_8O_3$		3.182,6951
$NaCOOH$		119,9922
H_2O	599,0379	606,4347
Total	55.445,7359	55.445,7359

1.3 Neraca Massa Tipe Alat

1) Mixer-01

Tabel 5.3 Neraca Massa Mixer-01

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Fresh Feed	Recycle	
CH_3OH	5.422,6227	4.600,7095	10.023,3321
$NaOH$	442,6972		442,6972
H_2O	487,8954	110,6779	598,5733
Total	11.064,6026		11.064,6026

2) Mixer-02

Tabel 5.4 Neraca Massa Mixer-012

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
$C_3H_5(COOR)_3$	44.269,7170	44.269,7170
$RCOOH$	222,4609	222,4609
H_3PO_4	1.770,7887	1.770,7887
H_2O dalam H_3PO_4	312,4921	312,4921

BE	442,6972	442,6972
Total	47.018,1558	47.018,1558

3) Filter-01

Tabel 5.5 Neraca Massa Filter

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Umpan	Air Pencuci	Hasil Atas	Hasil Bawah
C ₃ H ₅ (COOR) ₃	44.269,7170		44.269,7170	
RCOOH	222,4609		110,9517	111,5092
H ₃ PO ₄	1.770,7887			1.770,7887
H ₂ O dalam H ₃ PO ₄	312,4921	2.955,3329		442,6972
BE	442,6972			3.267,8251
Total	49.973,4888		49.973,4888	

4) Tangki Pencuci-01

Tabel 5.6 Neraca Massa Tangki Pencuci-01

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Reaktor	Utilitas	
C ₃ H ₅ (COOR) ₃	885,3943		885,3943
CH ₃ OH	5.111,8994		5.111,8994
NaOH	426,2599		426,2599
CH ₃ COOR	43.588,9656		43.588,9656
C ₃ H ₈ O ₃	4.706,7897		4.706,7897
NaCOOH	119,9922		119,9922
H ₂ O	606,4347	10.461,3518	11.067,7865
Total		65.907,0876	65.907,0876

5) Dekanter-01

Tabel 5.7 Neraca Massa Dekanter-01

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Evaporator	Prodak samping
C ₃ H ₅ (COOR) ₃	885,3943	602,9535	282,4408
CH ₃ OH	5.111,8994	4.600,7095	511,1899
NaOH	426,2599		426,2599
CH ₃ COOR	43.588,9656	43.588,9656	
C ₃ H ₈ O ₃	4.706,7897		4.706,7897
NaCOOH	119,9922		119,9922
H ₂ O	11.067,7865	110,6779	10.957,1086
Total	65.907,0876	65.907,0876	

6) Evaporator-01

Tabel 5.8 Neraca Massa Evaporator-01

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Recycle	Produk
C ₃ H ₅ (COOR) ₃	602,9535		602,9535
CH ₃ OH	4.600,7095	4.600,7095	
CH ₃ COOR	43.588,9656		43.588,9656
H ₂ O	110,6779	110,6779	
Total	48.903,3065		48.903,3065

BAB VI
NERACA PANAS

6.1 Reaktor-01

Data kapasitas panas bahan

Komponen	A	B	C	D
C ₃ H ₅ (COOR) ₃	278,686	2,5434	-5,4355E-03	4,9240E-06
RCOOH	86,29	3,5237	-7,3217E-03	6,1001E-06
CH ₃ OH	40,152	0,3105	-1,0291E-03	1,4598E-06
NaOH	87,639	-4,8368E-04	-4,5423E-06	1,1863E-09
H ₂ O	92,053	-3,9953E-02	-2,1103E-04	5,3469E-07
CH ₃ COOR	270,763	2,3436	-5,4898E-03	5,4072E-06
C ₃ H ₈ O ₃	90,105	0,8601	-1,9745E-03	1,8068E-06
NaCOOH	0,5293			

Dengan $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$

Dimana C_p dalam J/gmol.K dan T dalam K.

Data panas pembentukan bahan, ΔH_f° pada suhu 25°C

Komponen	ΔH_f (kJoule/mol)
C ₃ H ₅ (COOR) ₃	-910,900
RCOOH	-730,297
CH ₃ OH	-239,100
NaOH	-425,600
H ₂ O	-242,185
CH ₃ COOR	-401,110
C ₃ H ₈ O ₃	-584,865
NaCOOH	-158,312

Persamaan neraca panas pada reaktor :

Rate of input – rate of output + rate of generation = rate of accumulation

Pada keadaan *steady*, tidak ada akumulasi, sehingga persamaan diatas dapatdituliskan menjadi :

$$Q_{in} - Q_{out} + Q_R + Q = 0$$

Dimana :

Q_{in} = panas yang dimiliki umpan masuk reaktor

Q_{out} = panas yang dimiliki oleh produk keluar reaktor

Q_R = panas reaksi

Q = panas yang ditransfer ke lingkungan

Hasil perhitungan neraca massa di R-01 sebagai berikut:

Menghitung panas masuk (Q_{in})

- $C_3H_5(COOR)_3$

$$T_{in} = 70^\circ C = 343 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^\circ C = 298 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa masuk} &= 44.269,7170 \text{ kg/jam} \times \frac{1 \text{ kg}}{848 \text{ kmol}} \\ &= 52.204.8549 \text{ mol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{in} &= m \int_{T_{ref}}^{T_{in}} C_p dT \\ &= m \int_{T_{ref}}^{T_{in}} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT \\ &= m \left(AT + \frac{B}{2} T^2 + \frac{C}{3} T^3 + \frac{D}{4} T^4 \right) \Big|_{T_{ref}}^{T_{in}} \\ &= 52.204.8549 \text{ mol/jam} (278,686 (343 - 298) + \frac{2,5434}{2} (343^2 - 298^2) + \\ &\quad \frac{-5,435 \cdot 10^{-3}}{3} (343^3 - 298^3) + \frac{4,924 \cdot 10^{-6}}{3} (343^4 - 298^4)) \\ &= 1.638.576.631,0520 \text{ J/jam} \times \frac{0,00023901 \text{ kcal}}{1 \text{ J}} \\ &= 391.636,2006 \text{ kcal/jam} \end{aligned}$$

- RCOOH

$$T_{in} = 70^\circ C = 343 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^\circ C = 298 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa masuk} &= 110,9517 \text{ kg/jam} \times \frac{1 \text{ kg}}{270 \text{ kmol}} \\ &= 0,4109 \text{ kmol/jam} \times \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ kmol}} \end{aligned}$$

$$= 410.9321 \text{ mol/jam}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{in}} &= m \int_{T_{\text{ref}}}^{T_{\text{in}}} C_p dT \\ &= m \int_{T_{\text{ref}}}^{T_{\text{in}}} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT \\ &= m \left(AT + \frac{B}{2} T^2 + \frac{C}{3} T^3 + \frac{D}{4} T^4 \right) \Big|_{T_{\text{ref}}}^{T_{\text{in}}} \\ &= 410.9321 \text{ mol/jam} \times (86,29 (343 - 298) + \frac{3,5237}{2} (343^2 - 298^2) + \\ &\quad \frac{-7,321 \cdot 10^{-3}}{3} (343^3 - 298^3) + \frac{6,1001 \cdot 10^{-6}}{4} (343^4 - 298^4)) \\ &= 12.281.050,7321 \text{ J/jam} \times \frac{0,00023901 \text{ kcal}}{1 \text{ j}} \\ &= 2.935,2939 \text{ kcal/jam} \end{aligned}$$

- CH³OH

$$T_{\text{in}} = 70^\circ\text{C} = 343 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa masuk} &= 10.023,3321 \text{ kg/jam} \times \frac{1 \text{ kg}}{32 \text{ kmol}} \\ &= 313,2291 \text{ kmol/jam} \times \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ kmol}} \\ &= 313.229,1294 \text{ mol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{in}} &= m \int_{T_{\text{ref}}}^{T_{\text{in}}} C_p dT \\ &= m \int_{T_{\text{ref}}}^{T_{\text{in}}} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT \\ &= m \left(AT + \frac{B}{2} T^2 + \frac{C}{3} T^3 + \frac{D}{4} T^4 \right) \Big|_{T_{\text{ref}}}^{T_{\text{in}}} \\ &= 313.229,1294 \text{ mol/jam} \times (40,152 (343 - 298) + \frac{0,3105}{2} \\ &\quad (343^2 - 298^2) + \frac{-1,0291 \cdot 10^{-3}}{3} (343^3 - 298^3) + \frac{1,4598 \cdot 10^{-6}}{4} \\ &\quad (343^4 - 298^4)) \\ &= 1.156.767.194 \text{ J/jam} \times \frac{0,00023901 \text{ kcal}}{1 \text{ j}} \\ &= 276,478,9272 \text{ kcal/jam} \end{aligned}$$

- NaOH

$$T_{\text{in}} = 70^\circ\text{C} = 343 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa keluar} &= 442,6972 \text{ kg/jam} \times \frac{1 \text{ kg}}{40 \text{ kmol}} \\ &= 11,0674 \text{ kmol/jam} \times \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ kmol}} \\ &= 11.067,492 \text{ mol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{in} &= m \int_{T_{ref}}^{T_{in}} C_p dT \\ &= m \int_{T_{ref}}^{T_{in}} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT \\ &= m \left(AT + \frac{B}{2} T^2 + \frac{C}{3} T^3 + \frac{D}{4} T^4 \right) \Big|_{T_{ref}}^{T_{in}} \\ &= 11.067,492 \text{ mol/jam} \times (87,639 (343-298) + \frac{-4,836 \cdot 10^{-4}}{2} (343^2 - 298^2) \\ &\quad + \frac{-4,5423 \cdot 10^{-6}}{3} (343^3 - 298^3) + \frac{1,1863 \cdot 10^{-9}}{4} (343^4 - 298^4)) \\ &= 43.356.813,3935 \text{ J/jam} \times \frac{0,00023901 \text{ kcal}}{1 \text{ J}} \\ &= 10,362.7120 \text{ kcal/jam} \end{aligned}$$

- H₂O

$$T_{in} = 70^{\circ}\text{C} = 343 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa masuk} &= 599,0379 \text{ kg/jam} \times \frac{1 \text{ kg}}{18 \text{ kmol}} \\ &= 33,2799 \text{ kmol/jam} \times \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ kmol}} \\ &= 33.279,8854 \text{ mol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{in} &= m \int_{T_{ref}}^{T_{in}} C_p dT \\ &= m \int_{T_{ref}}^{T_{in}} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT \\ &= m \left(AT + \frac{B}{2} T^2 + \frac{C}{3} T^3 + \frac{D}{4} T^4 \right) \Big|_{T_{ref}}^{T_{in}} \\ &= 33.279,8854 \text{ mol/jam} \times (92,053 (343 - 298) + \frac{-3,995 \cdot 10^{-2}}{2} (343^2 - 298^2) \\ &\quad + \frac{-2,1103 \cdot 10^{-4}}{3} (343^3 - 298^3) + \frac{5,3469 \cdot 10^{-7}}{4} (343^4 - 298^4)) \\ &= 112.656.769,3331 \text{ J/jam} \times \frac{0,00023901 \text{ kcal}}{1 \text{ J}} \\ &= 26.926,0944 \text{ kcal/jam} \end{aligned}$$

Maka, jumlah panas masuk total (Q.in total)

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{in total}} &= Q_{\text{in C}_3\text{H}_5(\text{COOR})_3} + Q_{\text{in RCOOH}} + Q_{\text{in CH}_3\text{OH}} + Q_{\text{in NaOH}} + \\
 &\quad Q_{\text{in H}_2\text{O}} \\
 &= (391.636,2006 + 2.935,2939 + 276,478,9272 + 10,362.7120 + \\
 &\quad 26.926,0944) \text{ kcal/jam} \\
 &= 708.339,2282 \text{ kcal/jam}
 \end{aligned}$$

Menghitung panas reaksi (Qr)

$$\begin{aligned}
 \Delta H_r &= (\sum \delta_i \Delta h_{fi}) \text{ produk} - (\sum \delta_i \Delta h_{fi}) \text{ reaktan} \\
 &= (3\Delta H_f \text{ CH}_3\text{COOR} + \Delta H_f \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3) - (\Delta H_f \text{ C}_3\text{H}_5(\text{COOR})_3 + 3\Delta H_f \\
 &\quad \text{CH}_3\text{OH}) \\
 &= (3(-401,110) + (-584,865)) - ((-910,900) + 3(-239,100)) \\
 &= -159,9954 \text{ kJ/mol} \times \frac{0,23901 \text{ kcal}}{1 \text{ J}} \times \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ kmol}} \\
 &= -38.240,5123 \text{ kcal/kmol}
 \end{aligned}$$

$\text{C}_3\text{H}_5(\text{COOR})_3$ bereaksi (m) = 35,0730 kmol/jam, Maka;

$$\begin{aligned}
 Q_r &= m \times (-\Delta H_r) \\
 &= 34,5945 \text{ kmol/jam} \times (-(-38.240,5123 \text{ kcal/kmol})) \\
 &= 1.322.911,8566 \text{ kcal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_r &= (\sum \delta_i \Delta h_{fi}) \text{ produk} - (\sum \delta_i \Delta h_{fi}) \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta H_f \text{ NaCOOR} + \Delta H_f \text{ H}_2\text{O}) - (\Delta H_f \text{ RCOOR} + \Delta H_f \text{ NaOH}) \\
 &= ((-158,312) + (-242,185)) - ((-730,297) + (-425,600)) \\
 &= 755,4002 \text{ kJ/mol} \times \frac{0,23901 \text{ kcal}}{1 \text{ J}} \times \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ kmol}} \\
 &= 180.548,1937 \text{ kcal/kmol}
 \end{aligned}$$

RCOOH bereaksi (m) = 0,4166 kgmol/jam

$$\begin{aligned}
 Q_r &= m \times (-\Delta H_r) \\
 &= 0,4109 \text{ kmol/jam} \times (- (180.548,1937 \text{ kcal/kmol})) \\
 &= -74.193,0514 \text{ kcal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_r \text{ total} &= 1.322.911,8566 \text{ kcal/jam} + (-74.193,0514 \text{ kcal/jam}) \\
 &= 1.248.718,8051 \text{ kcal/jam}
 \end{aligned}$$

Menghitung panas keluar (Q.out)

- $C_3H_5(COOR)_3$

$$T.in = 70^\circ C = 343 K$$

$$T.ref = 25^\circ C = 298 K$$

$$\begin{aligned} \text{Massa keluar} &= 14.933,5709 \text{ kg/jam} \times \frac{1 \text{ kg}}{848 \text{ kmol}} \\ &= 17,6103 \text{ kmol/jam} \times \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ kmol}} \\ &= 17.610,3430 \text{ mol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q.in &= m \int_{T.ref}^{T.in} C_p dT \\ &= m \int_{T.ref}^{T.in} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT \\ &= m \times (AT + \frac{B}{2} T^2 + \frac{C}{3} T^3 + \frac{D}{4} T^4) \Big|_{T.ref}^{T.in} \\ &= 17.610,3430 \text{ mol/jam} \times (278,686 (343 - 298) + \frac{2,5434}{2} (343^2 - 298^2) \\ &\quad + \frac{-5,435 \cdot 10^{-3}}{3} (343^3 - 298^3) + \frac{4,924 \cdot 10^{-6}}{4} (343^4 - 298^4)) \\ &= 552.743.545,4011 \text{ J/jam} \times \frac{0,00023901 \text{ kcal}}{1 \text{ J}} \\ &= 132.111,2348 \text{ kcal/jam} \end{aligned}$$

- RCOOH

$$T.in = 70^\circ C = 343 K$$

$$T.ref = 25^\circ C = 298 K$$

$$\begin{aligned} \text{Massa keluar} &= 0 \text{ kg/jam} \times \frac{1 \text{ kg}}{270 \text{ kmol}} \\ &= 0 \text{ kmol/jam} \times \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ kmol}} \\ &= 0 \text{ mol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q.in &= m \int_{T.ref}^{T.in} C_p dT \\ &= m \int_{T.ref}^{T.in} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT \\ &= m \times (AT + \frac{B}{2} T^2 + \frac{C}{3} T^3 + \frac{D}{4} T^4) \Big|_{T.ref}^{T.in} \\ &= 0 \text{ mol/jam} \times ((86,29 (343 - 298) + \frac{3,5237}{2} (343^2 - 298^2) + \frac{-7,321 \cdot 10^{-3}}{3} \end{aligned}$$

$$(343^3 - 298^3) + \frac{6,1001 \cdot 10^{-6}}{4} (343^4 - 298^4)$$

$$= 0 \text{ J/jam} \times \frac{0,00023901 \text{ kcal}}{1 \text{ J}}$$

$$= 0 \text{ kcal/jam}$$

- CH₃OH

$$T_{\text{in}} = 70^\circ\text{C} = 343 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$\text{Massa keluar} = 6.702,2590 \text{ kg/jam} \times \frac{1 \text{ kg}}{32 \text{ kmol}}$$

$$= 209,4456 \text{ kmol/jam} \times \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ kmol}}$$

$$= 209.445,5938 \text{ mol/jam}$$

$$Q_{\text{in}} = m \int_{T_{\text{ref}}}^{T_{\text{in}}} C_p dT$$

$$= m \int_{T_{\text{ref}}}^{T_{\text{in}}} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT$$

$$= m \times (AT + \frac{B}{2} T^2 + \frac{C}{3} T^3 + \frac{D}{4} T^4) \int_{T_{\text{ref}}}^{T_{\text{in}}}$$

$$= 209.445,5938 \text{ mol/jam} \times 40,152 (343 - 298) + \frac{0,3105}{2} (343^2 - 298^2)$$

$$+ \frac{-1,0291 \cdot 10^{-3}}{3} (343^3 - 298^3) + \frac{1,4598 \cdot 10^{-6}}{4} (343^4 - 298^4)$$

$$= 773.490.615,3734 \text{ J/jam} \times \frac{0,00023901 \text{ kcal}}{1 \text{ J}}$$

$$= 184.871,9920 \text{ kcal/jam}$$

- NaOH

$$T_{\text{in}} = 70^\circ\text{C} = 343 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$\text{Massa keluar} = 426,2599 \text{ kg/jam} \times \frac{1 \text{ kg}}{40 \text{ kmol}}$$

$$= 10,6565 \text{ kmol/jam} \times \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ kmol}}$$

$$= 10.656,4971 \text{ mol/jam}$$

$$Q_{\text{in}} = m \int_{T_{\text{ref}}}^{T_{\text{in}}} C_p dT$$

$$= m \int_{T_{\text{ref}}}^{T_{\text{in}}} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT$$

$$= m \times (AT + \frac{B}{2} T^2 + \frac{C}{3} T^3 + \frac{D}{4} T^4) \int_{T_{\text{ref}}}^{T_{\text{in}}}$$

$$\begin{aligned}
&= 10.656,4971 \text{ mol/jam} \times 87,639 (343 - 298) + \frac{-4,836.10^{-4}}{2} (343^2 - 298^2) + \\
&\quad \frac{-4,5423.10^{-6}}{3} (343^3 - 298^3) + \frac{1,1863.10^{-9}}{4} (3434 - 2984) \\
&= 41.746.980,9089 \text{ J/jam} \times \frac{0,00023901 \text{ kcal}}{1 \text{ J}} \\
&= 9.977,9459 \text{ kcal/jam}
\end{aligned}$$

- H₂O

$$T.in = 70^\circ\text{C} = 343 \text{ K}$$

$$T.ref = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}
\text{Massa keluar} &= 606,4347 \text{ kg/jam} \times \frac{1 \text{ kg}}{18 \text{ kmol}} \\
&= 33,6908 \text{ kmol/jam} \times \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ kmol}} \\
&= 33.690,8175 \text{ mol/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q.in &= m \int_{T.ref}^{T.in} C_p dT \\
&= m \int_{T.ref}^{T.in} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT \\
&= m \times (AT + \frac{B}{2} T^2 + \frac{C}{3} T^3 + \frac{D}{4} T^4) \Big|_{T.ref}^{T.in} \\
&= 33.690,8175 \text{ mol/jam} \times ((92,053 (343 - 298) + \frac{-3,995.10^{-2}}{2} (343^2 - 298^2) \\
&\quad + \frac{-2,1103.10^{-4}}{3} (343^3 - 298^3) + \frac{5,3469.10^{-7}}{4} (343^4 - 298^4)) \\
&= 114.047.828,3498 \text{ J/jam} \times \frac{0,00023901 \text{ kcal}}{1 \text{ J}} \\
&= 27.258,5715 \text{ kcal/jam}
\end{aligned}$$

- CH₃COOR

$$T.in = 70^\circ\text{C} = 343 \text{ K}$$

$$T.ref = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}
\text{Massa keluar} &= 29.474,5241 \text{ kg/jam} \times \frac{1 \text{ kg}}{18 \text{ kmol}} \\
&= 103,7835 \text{ kmol/jam} \times \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ kmol}} \\
&= 103.783,5356 \text{ mol/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q.in &= m \int_{T.ref}^{T.in} C_p dT \\
&= m \int_{T.ref}^{T.in} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= m \times \left(AT + \frac{B}{2} T^2 + \frac{C}{3} T^3 + \frac{D}{4} T^4 \right) \int_{T_{ref}}^{T.in} \\
&= 103.783,5356 \text{ mol/jam} \times \left((270,763 (343 - 298) + \frac{2,3436}{2} (343^2 - 298^2) \right. \\
&\quad \left. + \frac{-5,4898.10^{-3}}{3} (343^3 - 298^3) + \frac{5,4072.10^{-6}}{4} (343^4 - 298^4) \right) \\
&= 2.970.000.260,4936 \text{ J/jam} \times \frac{0,00023901 \text{ kcal}}{1 \text{ J}} \\
&= 709.859,7623 \text{ kcal/jam}
\end{aligned}$$

- $C_3H_8O_3$

$$T.in = 70^\circ C = 343 \text{ K}$$

$$T.ref = 25^\circ C = 298 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}
\text{Massa keluar} &= 3.182,6951 \text{ kg/jam} \times \frac{1 \text{ kg}}{18 \text{ kmol}} \\
&= 34,5945 \text{ kmol/jam} \times \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ kmol}} \\
&= 34.594,5119 \text{ mol/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q.in &= m \int_{T.ref}^{T.in} C_p dT \\
&= m \int_{T.ref}^{T.in} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT \\
&= m \times \left(AT + \frac{B}{2} T^2 + \frac{C}{3} T^3 + \frac{D}{4} T^4 \right) \int_{T.ref}^{T.in} \\
&= 34.594,5119 \text{ mol/jam} \times \left((90,105 (343 - 298) + \frac{0,8601}{2} (343^2 - 298^2) \right. \\
&\quad \left. + \frac{-1,9745.10^{-3}}{3} (343^3 - 298^3) + \frac{1,8068.10^{-6}}{4} (343^4 - 298^4) \right) \\
&= 346.189.874,2756 \text{ J/jam} \times \frac{0,00023901 \text{ kcal}}{1 \text{ J}} \\
&= 82.742,8419 \text{ kcal/jam}
\end{aligned}$$

- $NaCOOH$

$$T.in = 70^\circ C = 343 \text{ K}$$

$$T.ref = 25^\circ C = 298 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}
\text{Massa keluar} &= 119,9922 \text{ kg/jam} \times \frac{1 \text{ kg}}{292 \text{ kmol}} \\
&= 0,4109 \text{ kmol/jam} \times \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ kmol}} \\
&= 410,9321 \text{ mol/jam}
\end{aligned}$$

$$Q.in = m \int_{T.ref}^{T.in} C_p dT$$

$$\begin{aligned}
&= m \int_{T.ref}^{T.in} (A + BT + CT^2 + DT^3) dT \\
&= m \times \left(AT + \frac{B}{2} T^2 + \frac{C}{3} T^3 + \frac{D}{4} T^4 \right) \int_{T.ref}^{T.in} \\
&= 410,9321 \text{ mol/jam} \times (0,5293 (343 - 298)) \\
&= 9.787,7866 \text{ J/jam} \times \frac{0,00023901 \text{ kcal}}{1 \text{ J}} \\
&= 2,3394 \text{ kcal/jam}
\end{aligned}$$

Maka, jumlah panas keluar total (Q.out total)

$$\begin{aligned}
Q.out \text{ total} &= Q.out \text{ C}_3\text{H}_5(\text{COOR})_3 + Q.out \text{ RCOOH} + Q.out \text{ CH}_3\text{OH} + \\
&\quad Q.out \text{ NaOH} + Q.out \text{ H}_2\text{O} + Q.out \text{ CH}_3\text{COOR} + Q.out \\
&\quad \text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 + Q.out \text{ NaCOOH} \\
&= (132.111,2348 + 0 + 184.871,9920 + 9.977,9459 + 27.258,5715 \\
&\quad + 709.859,7623 + 82.742,8419 + 2,3394) \text{ kcal/jam} \\
&= 1.146.824,6876 \text{ kcal/jam}
\end{aligned}$$

Neraca panas di R-01

$$Q.in - Q.out + Q_r + Q = 0$$

$$Q = Q.out - Q_r - Q.in$$

$$= (1.146.824,6876 - 1.248.718,8051 - 708.339,2282) \text{ kcal/jam}$$

$$= -810.233,3456 \text{ kcal/jam}$$

Q bernilai negatif menunjukkan panas yang dilepas dari reaktor (sistem).

$$Q \text{ pendingin} = |Q| - Q_{loss}$$

$$= (810.233,3456 - 2.553,7134) \text{ kcal/jam}$$

$$= 807.679,6323 \text{ kcal/jam}$$

Tabel 6.1 Neraca panas pada Reaktor 01

Komponen	Masuk (kcal/jam)	Keluar (kcal/jam)
C ₃ H ₅ (COOR) ₃	391.636,2006	132.111,2348
CH ₃ OH	276.478,9272	184.871,9920
RCOOH	2.935,2939	-
NaOH	10.362,7120	9.977,9459
CH ₃ COOR		709.859,7623

C ₃ H ₈ O ₃		82.742,8419
NaCOOH		2,3394
H ₂ O	26.926,0944	27.258,5715
Panas Reaksi (Q.r)	1.248.718,8051	
Panas Hilang (Q.loss)	-	2.553,7134
Q Pendingin	-	807.679,6323
Total	1.957.058,0333	1.957.058,0333

6.2 Mixer-01

Tabel 6.2 Neraca panas pada Mixer-01

Komponen	Masuk (kcal/jam)		Keluar (kcal/jam)
	<i>Fresh feed</i>	<i>Recycle</i>	
CH ₃ OH	32.544,1424	151.438,8764	173.437,0108
H ₂ O	4.887,9265	5.902,3357	17.070,3705
NaOH	2.304,2141	-	6.570,1137
Total	197.077,4951		197.077,4951

6.3 Mixer-02

Tabel 6.3 Neraca panas pada Mixer-02

Komponen	Masuk (kcal/jam)	Keluar (kcal/jam)
H ₃ PO ₄	30,3348	198,1769
H ₂ O	3.130,6680	20.388,6506
Bleaching Earth	4.704,8015	30.022,1841
C ₃ H ₅ (COOR) ₃	615.339,2479	573.227,3409
RCOOH	9.181,3067	8.550,0064
Total	632.386,3589	632.386,3589

6.4 Tangki Pencuci-01

Tabel 6.4 Neraca panas pada Tangki Pencuci-01

Komponen	Masuk (kcal/jam)	Keluar (kcal/jam)
C ₃ H ₅ (COOR) ₃	7,832.3963	6,202.3651
CH ₃ OH	140,998.3534	110,830.6500
H ₂ O	132,058.9492	403,341.9422
CH ₃ COOR	1,049,745.8109	832,465.4886
C ₃ H ₈ O ₃	122,360.7200	97,218.7102
NaCOOH	0.0520	1.8884
NaOH	9,977.5284	8,060.4614
Panas Hilang (Q.loss)		4,852.3042
Total	1,462,973.8102	1,462,973.8102

6.5 Evaporator-01

Tabel 6.5 Neraca panas pada *Evaporator-01*

Komponen	Masuk (kcal/jam)	Keluar(kcal/jam)
C ₃ H ₅ (COOR) ₃	4.284,5400	9.398,8052
CH ₃ COOR	843.412,1437	1.848.793,6573
CH ₃ OH	101.731,5912	1.238.611,8243
H ₂ O	4.012,0246	64.596,0404
Panas dari steam	2.207.960,0277	-
Total	3.161.400,3272	3.161.400,3272

6.6 Heater-01

Tabel 6.6 Neraca panas pada *Heater-01*

Komponen	Masuk (kcal/jam)	Keluar (kcal/jam)
CH ₃ OH	173.437,0108	276.478,9272
NaOH	6.570,1137	10.362,7120
H ₂ O	17.070,3705	26.905,2080

Beban panas pendingin	116.669,3521	
Total	313.746,8472	313.746,8472

6.7 Heater-02

Tabel 6.7 Neraca panas pada *Heater-02*

Komponen	Masuk (kcal/jam)	Keluar (kcal/jam)
$C_3H_5(COOR)_3$	85.754,8467	573.227,3409
RCOOH	1.282,8864	8.632,5694
Beban panas pemanas	494.822,1773	
Total	581.859,9103	581.859,9103

6.8 Cooler-01

Tabel 6.8 Neraca panas pada *Cooler-01*

Komponen	Masuk (kcal/jam)	Keluar (kcal/jam)
$C_3H_5(COOR)_3$	573.227,3409	391.636,2006
RCOOH	4.305,4670	2.935,2939
Beban panas pemanas		182.961,3134
Total	577.532,8079	577.532,8079

6.9 Cooler-02

Tabel 6.9 Neraca panas pada *Cooler-02*

Komponen	Masuk (kcal/jam)	Keluar (kcal/jam)
$C_3H_5(COOR)_3$	6.351,4647	2.938,8781
CH ₃ COOH	1.361.666,5976	628.663,2784
Beban panas pemanas		736.415,9059
Total	1.368.018,0624	1.368.018,0624

BAB VII SPESIFIKASI ALAT

7.1 Spesifikasi Alat Proses

7.1.1 Reaktor-01 (R-01)

Fungsi : Mereaksikan Trigliserida ($C_3H_5(COOR)_3$) 99,75% sebanyak 44.269,7170 kg/jam dengan Metanol (CH_3OH) 99% sebanyak 10.023,3321 kg/jam menggunakan katalisator Natrium Hidroksida ($NaOH$) 48% sebanyak 442,6972 kg/jam membentuk biodiesel (CH_3COOR) sebanyak 29.474,5241 kg/jam

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Proses : Isotermal

Kondisi operasi

Temperatur : 70°C

Tekanan : 1,5 atm

Konversi : 66,27%

Spesifikasi

Diameter dalam : 63,4219 inch = 1,6014 m

Diameter luar : 66 inch = 1,6109 m

Tinggi shell : 196,8750 inch = 5,0006 m

Tinggi head : 13,3515 inch = 0,3391 m

Tinggi reaktor : 223,5781 inch = 5,6789 m

Volume reaktor : 9,669 m³

Bentuk head : Torispherical dished head

Bahan dinding : Stainless steel SA-167 tipe 316

Tebal shell : 3/16 inch

Tebal head : 1/4 inch

Pengaduk

Diameter impeller : 21,8750 inch

Kecepatan : 196,7843 rpm

Power motor : 15 hp

Pendingin (coil)

Media Pendingin : Air
Panjang : 398,5928 ft
Jumlah lilitan : 9 set
Tebal : 5,7500 inch
Bahan isolasi : Asbestos
Tebal isolasi : 5,7802 cm
Jumlah : 1 buah
Harga : \$ 107.355,08

7.1.2 Mixer-01 (M-01)

Fungsi : Mencampur metanol (CH_3OH) 99% dari T-04 sebanyak 5.442,6227 kg/jam dengan natrium hidroksida (NaOH) 48% dari T-03 sebanyak 442,6972 kg/jam dan hasil recycle metanol dari evaporator sebanyak 4.600,7095 kg/jam

Jenis : Tangki berpengaduk

Kondisi operasi

Temperatur : 53,5205°C

Tekanan : 1,5 atm

Spesifikasi

Diameter dalam : 54,9601 inch = 1,3946 m

Diameter luar : 60 inch = 1,524 m

Tinggi shell : 199,2498 inch = 3,0290 m

Tinggi head : 12,3265 inch = 0,3130 m

Tinggi tangki : 143,9028 inch = 3,6551 m

Volume tangki : 6,0446 m³

Bentuk head : Torispherical dished head

Bahan dinding : Stainless steel SA-167 grade-11

Tebal shell : 3/16 inch

Tebal head : 1/4 inch

Pengaduk

Diameter impeller : 19,8750 inch

Kecepatan : 162 rpm
Power motor : 5 hp
Jumlah : 1 buah
Harga : \$ 19.689,99

7.1.3 Mixer-02 (M-02)

Fungsi : Mencampur trigliserida ($\text{CH}_3(\text{COOR})_3$) 99,75% dari T-01 sebanyak 44.269,7170 kg/jam dengan asam fosfat (H_3PO_4) 85% dari T-02 sebanyak 1.770,7887 kg/jam

Jenis : Tangki berpengaduk

Kondisi operasi :

Temperatur : 92,3299°C

Tekanan : 1,5 atm

Spesifikasi :

Diameter dalam : 85,3012 inch = 2,1666 m

Diameter luar : 90 inch = 2,2860 m

Tinggi shell : 179,2496 inch = 4,5530 m

Tinggi head : 17,4518 inch = 0,4433 m

Tinggi tangki : 214,1532 inch = 5,4395 m

Volume tangki : 20,5291 m³

Bentuk head : Torispherical dished head

Bahan dinding : Stainless steel SA-167 grade-11

Tebal shell : 3/16 inch

Tebal head : 1/4 inch

Pengaduk :

Diameter impeller : 29,8750 inch

Kecepatan : 120 rpm

Power motor : 15 hp

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 42.880,07

7.1.4 Filter-01 (F-01)

Fungsi : Memisahkan cake sebanyak 5.592,8201 kg/jam dan filtrat sebanyak 44.380,6686 kg/jam

Jenis : Plate and Frame

Spesifikasi alat :

Ukuran filter : $40 \times 40 \text{ in} = 1.016 \text{ m} \times 1.016 \text{ m}$

Waktu filtrasi : 59,0060 menit

Tebal frame : 12 in = 0,3048 m

Bahan : Stainless steal

Jumlah : 3 buah

Harga : \$ 319.513,70

7.1.5 Tangki Pencuci-01 (TP-01)

Fungsi : Melarutkan gliserol ($\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$), sabun-Na (NaCOOH), dan natrium hidroksida (Naoh) yang terkandung dalam biodiesel dengan menggunakan air.

Jenis : Tangki Berpengaduk

Kondisi operasi

Temperatur : $61,3410^\circ\text{C}$

Tekanan : 1,5 atm

Spesifikasi

Diameter dalam : 120,6398 in = 3,0642 m

Diameter luar : 123 in = 3,1242 m

Tinggi shell : 244,9995 in = 6,2230 m

Tinggi head : 24,9879 in = 0,6347 m

Tinggi TP : 24,5810 ft = 7,4924 m

Volume TP : 52,4192 m³

Bentuk head : Torispherical dished head

Bahan dinding : Stainless steel, SA-167 tipe 316

Tebal shell : 1/4 in

Tebal head : 1/4 in

Pengaduk

Diameter impeller : 3,4028 ft = 1,0372 m
Kecepatan : 93 rpm
Power motor : 40 Hp
Jumlah : 1 buah
Harga : \$ 80.456,94

7.1.6 Dekanter-01 (D-01)

Fungsi : Memisahkan cairan yang keluar dari tangki pencuci (TP) sebanyak 65.907,0876 kg/jam menjadi fase ringan (trigliserida, biodiesel, metanol dan air) sebanyak 48.903,3065 kg/jam dan fase berat (trigliserida, natrium hidroksida, gliserol, metanol dan air) sebanyak 17.003,7811 kg/jam.

Jenis : Tangki silinder Horizontal Kondisi operasi :
Suhu : 61,3410°C
Tekanan : 1,5 atm
Spesifikasi
Bahan : Stainless steel SA 167 type 316
Volume : 115,7901 m³
Panjang : 24,4703 m
Diameter dalam : 215,5 inch = 5,4737 m
Diameter luar : 216 inch = 5,4863 m
Tebal shell : 1/4 inch
Jenis head : Torispherical dished head
Tebal head : 3/16 inch
Jumlah : 1 buah
Harga : \$ 240.028,77

7.1.7 Evaporator-01 (E-01)

Fungsi : Untuk menguapkan metanol dan air sebanyak 4.711,3873 kg/jam yang terkandung dalam biodiesel
Jenis alat : Calandria/Short Vertical-Tube
Kondisi operasi

Suhu : 78,401°C
Tekanan : 1,5 atm
Jenis pemanas : Saturated steam
Suhu : 240°F
Tekanan : 25 psia
Enthalpy : 952.2 *Btu*

lb

Kebutuhan steam : 4.801,21 kg/jam

Luas transfer panas: 247,9423 ft² = 23,0345 m²

Dimensi alat

Bahan : Stainless steel SA 167 type 316
Tinggi : 2,0760 m
Volume : 1,65 m³

Shell

Diameter dalam : 39,6250 in = 1,0065 m
Diameter luar : 40 in = 1,016 m
Tebal : 3 in

16

Head

Jenis : Torispherical dishead
Tebal : 3 in

16

Tube

Susunan : Triangular pitch
Jumlah : 688 buah
Diameter dalam : 2,469 in = 0,0627 m
Diameter luar : 2,5 in = 0,0635 m
Panjang : 6 in = 0,152 m
Jumlah : 1 buah
Harga : \$ 269.147,01

7.1.8 Heater-01 (HE-01)

Fungsi : Memanaskan bahan yang keluar dari M-01 sebanyak 11.064,6026 kg/jam untuk diumpankan ke dalam R-01 dari suhu 53,5225°C menjadi 70°C

Jenis : Double pipe heat exchanger

Spesifikasi fluida pemanas :

Fluida : Saturated steam

Suhu : 240°F

Tekanan : 14,1230 psi

Enthalpy : 952,2 Btu/lb

Spesifikasi alat :

Annulus : Fluida panas (steam)

Diameter annulus: ID = 3,0680 inch = 0,0779 m

: OD = 3,5000 inch = 0,889 m

Inner pipe : Fluida dingin (produk)

Diameter inner pipe: ID = 2,4690 inch = 0,0627 m

: OD = 2,8800 inch = 0,0731 m

Panjang pipa hairpin: 20 ft = 6,096 m

Jumlah harpin : 1 buah

Bahan : Stainless steel SA 167 type 316

Harga : \$ 1.798,81

7.1.9 Heater-02 (HE-02)

Fungsi : Memanaskan crude palm oil keluar tangki penyimpanan 04 (T-04) sebanyak 44.269,7170 kg/jam dari suhu 35°C menjadi 95°C sebelum diumpankan menuju mixer-02 (M-02)

Jenis alat : Shell and tube heat exchanger

Pemanas : saturated steam

Jenis aliran : Counter current

Aliran fluida

Shell : Steam

Tube : Fluida proses Dimensi

Shell

Diameter dalam : 15,25 in = 0,3873 m

Jumlah passes : 1

Baffle space : 12 in = 0,3048 m

Tube

Diameter dalam : 0,4820 in = 0,0122 m

Diameter luar : 0,75 in = 0,0190 m

Jumlah passes : 2

Jumlah tube : 115 buah

Susunan tube : triangular pitch

Pitch : 1 in

Panjang : 20 ft = 6,096 m

Bahan konstruksi : Stainless steel SA 167 type 316

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 92.638,74

7.1.10 Cooler-01 (CL-01)

Fungsi : Mendinginkan bahan yang keluar dari filter sebanyak 44.380,6686 kg/jam untuk diumpankan ke dalam R-01 dari suhu 90,33°C menjadi 70°C

Jenis : Double pipe heat exchanger

Spesifikasi fluida pendingin :

Fluida : air

Suhu masuk : 35°C

Suhu keluar : 55°C

Jenis aliran : Counter current

Spesifikasi alat :

Annulus : Fluida panas (produk)

Panjang : 20 ft = 6,096 m
Bahan konstruksi : Stainless steel SA 167 type 316
Jumlah : 1 buah
Harga : \$ 1.911,24

7.1.12 Condenser-01 (CD-01)

Fungsi : Mengembunkan aliran uap hasil atas evaporator yaitu metanol dan air sebanyak 4.711,3873 kg/jam sebelum ditampung Akumulator (ACC)

Jenis : Shell and Tube

Spesifikasi fluida pendingin :

Fluida : air

Suhu masuk : 30°C

Suhu keluar : 50°C

Jenis aliran : Counter current

Shell side :

Inside diameter shell : 29 inch = 0,7366 m

Baffle : 12 inch = 0,3048 m

Pass 2

Tube side :

Out side diameter: 0,75 inch = 0,0190 m

Inside diameter : 0,4820 inch = 0,0122

Panjang tube : 20 ft = 6,096 m

Jumlah tube, Nt : 295 tube

BWG 10

Pitch : 1 inch triangular pitch

Pass 2

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 92.638,74

7.1.13 Accumulator-01 (ACC-01)

Fungsi : Menampung sementara hasil atas evaporator yang keluar dari Kondenser (CD) sebanyak 4.771,3873 kg/jam

Jenis : Tangki silinder Horizontal

Kondisi operasi :

Suhu : 78,3965°C

Tekanan : 1,5 atm

Spesifikasi :

Bahan : Stainless steel SA 167 type 316

Volume : 0,2140 m³

Panjang : 1,1746 m

Diameter dalam : 15,4146 inch = 0,3915 m

Diameter luar : 54 inch = 0,1143 m

Tebal : 3/16 inch

Jenis head : Torispherical dished head

Tebal head : 3/16 inch

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 3.319,47

7.1.14 Tangki Penyimpanan Metanol-01 (TP-01)

Fungsi : Menyimpan bahan baku larutan methanol CH₃OH (99%) sebanyak 3.931.310,2346 kg/jam untuk kebutuhan proses selama 30 hari.

Jenis : Tangki silinder vertikal, flat bottom with conical roof

Kondisi penyimpanan :

Tekanan : 1 atm

Suhu : 35°C

Waktu penyimpanan : 30 hari

Spesifikasi alat :

Volume : 176.871,8361 ft³

Diameter : 80 ft = 24,3840 m
 Tinggi : 42 ft = 12,8016 m
 (terdiri dari 7 course dengan tinggi masing masing course ft)
 Tebal shell :

Tinggi (ft)	Tebal <i>shell</i> terhitung, ts (in)	Tebal <i>shell</i> standar, ts (in)
0 – 6	0,5464	9/16
6 – 12	0,4847	1/2
12 – 18	0,4231	7/16
18 – 24	0,3614	3/8
24 – 30	0,2997	5/16
30 – 36	0,2381	1/4
36 – 42	0,1764	3/16

Bahan dinding : Stainless steel SA-283 Grade C
 Jenis sambungan : Double welded butt joint strip
 Jenis head : Self supporting conical roof
 Tebal head : 1,5 inch = 0,0381 m
 Jumlah : 1 buah
 Harga : \$ 561.852.89/buah

7.1.15 Tangki Penyimpanan Natrium Hidroksida -02 (TP-02)

Fungsi : Menyimpan bahan baku larutan Natrium Hidroksida NaOH (48%) sebanyak 643.004,7519 kg/jam untuk kebutuhan proses selama 30 hari.
 Jenis : Tangki silinder vertikal, flat bottom with conical roof
 Kondisi penyimpanan :
 Tekanan : 1 atm
 Suhu : 35°C
 Waktu penyimpanan : 30 hari
 Spesifikasi alat :

Volume : 15.772,0732 ft³
 Diameter : 35 ft = 10,6680 m
 Tinggi : 18 ft = 5,4864 m

(terdiri dari 3 course dengan tinggi masing masing course 6 ft)

Tebal shell:

Tinggi (ft)	Tebal <i>shell</i> terhitung, ts (in)	Tebal <i>shell</i> standar, ts (in)
0 – 6	0,2646	1/4
6 – 12	0,2153	1/4
12 – 18	0,1660	3/16

Bahan dinding : Stainless steel SA-283 Grade C

Jenis sambungan : Double welded butt joint strip

Jenis head : Self supporting conical roof

Tebal head : 0,75 inch = 0,0190 m

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 187.815,57/buah

7.1.16 Tangki Penyimpanan Asam Fosfat -03 (TP-03)

Fungsi : Menyimpan bahan baku larutan asam fosfat H₃PO₄ (85%) sebanyak 1.499.962,1745 kg/jam untuk kebutuhan proses selama 30 hari.

Jenis : Tangki silinder vertikal, flat bottom with conical roof

Kondisi penyimpanan :

Tekanan : 1 atm

Suhu : 35°C

Waktu penyimpanan : 30 hari

Spesifikasi alat :

Volume : 33.491,8836 ft³

Diameter : 45 ft = 13,7160 m

Tinggi : 24 ft = 7,3152 m

(terdiri dari 2 course dengan tinggi masing masing course 6 ft)

Tebal shell :

Tinggi (ft)	Tebal <i>shell</i> terhitung, ts (in)	Tebal <i>shell</i> standar, ts (in)
0 – 6	0,1831	3/16
6 – 12	0,2531	5/16
12 – 18	0,3230	3/8
18 – 24	0,3929	7/16

Bahan dinding : Stainless steel SA-283 Grade C

Jenis sambungan : Double welded butt joint strip

Jenis head : Self supporting conical roof

Tebal head : 0,6250 inch = 0,0158 m

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 22.018,07/buah

7.1.17 Tangki Penyimpanan Crude Palm Oil-04 (TP-04)

Fungsi : Menyimpan bahan baku larutan Crude Palm Oil C₃H₅(COOH)₃ (99%) sebanyak 3.599.374,2275 kg/jam untuk kebutuhan proses selama 10 hari.

Jenis : Tangki silinder vertikal, flat bottom with conical roof

Kondisi penyimpanan :

Tekanan : 1 atm

Suhu : 35°C

Waktu penyimpanan : 10 hari

Spesifikasi alat :

Volume : 142.576,0963 ft³

Diameter : 80 ft = 24,3840 m

Tinggi : 36 ft = 10,9728 m

(terdiri dari 6 course dengan tinggi masing masing course 6 ft)

Tebal shell :

Tinggi (ft)	Tebal <i>shell</i> terhitung, ts (in)	Tebal <i>shell</i> standar, ts (in)
0 – 6	0,5290	9/16
6 – 12	0,4598	½
12 – 18	0,3905	7/16
18 – 24	0,3212	3/8

24 – 30	0,2520	5/16
30 – 36	0,1827	3/16

Bahan dinding : Stainless steel SA-283 Grade C
 Jenis sambungan : Double welded butt joint strip
 Jenis head : Self supporting conical roof
 Tebal head : 1,5 inch = 0,0381 m
 Jumlah : 3 buah
 Harga : \$ 512.231,28/buah

7.1.18 Silo-01 (S-01)

Fungsi : Menyimpan bahan baku bleaching earth sebanyak 442,6971 kg/jam selama 30 hari.
 Tipe : Silinder tegak (vertical cylinder) dengan dasar conical bottom.
 Jumlah : 1 buah
 Volume : 4.259,7318 ft³ = 100,5185 m³

Kondisi penyimpanan :
 T = 30°C
 P = 1 atm

Bahan konstruksi : stainless steel SA 283 grade C
 Diameter : 3,6657 m
 Tinggi shell (H1) : 9,1059 m
 Tinggi bottom (H2) : 1,0731 m
 Tebal shell : 1/4 in
 Tebal head : 1/3 in
 Harga : \$ 66.701,49

7.1.19 Bucket Elevator (BE-01)

Fungsi : Membawa bleaching earth dari mobil tangki menuju silo (S-01) sebanyak 442,6971 kg/jam.
 Tipe : Belt conveyor dengan feed hopper dan discharge chute.
 Jumlah : 1 buah
 Bahan konstruksi : stainless steel SA 283 grade C
 Panjang : 6 in = 0,1524 m
 Lebar : 4 in = 0,1016 m
 Kedalaman : 4,25 in = 0,1079 m
 Jarak bucket : 12 in = 0,3048 m
 Kapasitas maksimum : 14 ton/h

Kecepatan bucket : 225 fpm
 Tinggi bucket elevator : 50 ft = 15,24 m
 Daya motor : 1 HP
 Harga : \$ 19.134,57

7.1.20 Bucket Elevator (BE-02)

Fungsi : Membawa bleaching earth dari belt conveyor menuju mixer (M-01) sebanyak 442,6971 kg/jam.
 Tipe : Belt conveyor dengan feed hopper dan discharge chute.
 Jumlah : 1 buah
 Bahan konstruksi : stainless steel SA 283 grade C
 Panjang : 6 in = 0,1524 m
 Lebar : 4 in = 0,1016 m
 Kedalaman : 4,25 in = 0,1079 m
 Jarak bucket : 12 in = 0,3048 m
 Kapasitas maksimum : 14 ton/h
 Kecepatan bucket : 225 fpm
 Tinggi bucket elevator : 25 ft = 7,26 m
 Daya motor : 1 HP
 Harga : \$ 19.134,57

7.1.21 Hopper

Fungsi : Menampung bahan baku bleaching earth padat untuk masuk ke mixer (M-01) sebanyak 442,6971 kg/jam.
 Tipe : Conical
 Jumlah : 1 buah
 Volume : 1,4101 ft³
 Kondisi penyimpanan: T : 35 °C
 P : 1 atm
 Bahan konstruksi : stainless steel SA 283 grade C
 Diameter : 0,9394 ft = 0,2863 m
 Tinggi : 2,3485 ft = 0,7158 m
 Harga : \$ 14.418,30

7.1.22 Belt Conveyor

Fungsi : Membawa bleaching earth dari bucket elevator (BE-01 menuju bucket elevator (BE-02) sebanyak 442,6971 kg/jam.
 Tipe : Belt conveyor dengan feed hopper dan discharge chute.

Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: stainless steel SA 283 grade C
Panjang	: 16,4042 ft = 5 m
Lebar	: 1,1667 ft = 0,3556 m
Sudut elevasi	: 20°
Kapasitas maksimum	: 90 ft ³ /jam
Kecepatan belt	: 200 fpm
Daya motor	: 0,5 HP
Harga	: \$ 1.289,44

BAB VIII

UTILITAS

Suatu pabrik memerlukan sarana penunjang untuk kelancaran proses produksi. sarana dan prasarana harus dirancang dengan baik, sehingga dapat menjamin kelangsungan operasi suatu pabrik. Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi di dalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Utilitas ini meliputi: penyediaan air, penyediaan steam, penyediaan listrik, penyediaan bahan bakar, dan penyediaan udara tekan.

8.1 Belt Conveyor Unit Penyediaan Air

Pemenuhan kebutuhan air pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau, maupun air laut. Pada perancangan pabrik biodiesel ini yang digunakan adalah air yang berasal dari sungai. Penggunaan air sungai sebagai sumber air mempertimbangkan hal-hal sebagai berikut :

1. Biaya lebih rendah dibanding biaya dari sumber lainnya
2. Jumlah air sungai lebih banyak dibanding air sumur
3. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Kebutuhan air di pabrik ini dipenuhi dari sungai Kapuas. Adapun tahap pengolahan air dari sungai dapat dilakukan melalui beberapa tahap, yaitu: tahap penjernihan air, proses pelunakan air, dan penghilangan gas.

8.2 Belt Conveyor Unit Penyediaan Air

Pengolahan air sungai dapat dilakukan sesuai dengan spesifikasi air yang diperlukan. Pengolahan air dilakukan melalui beberapa tahap diantaranya:

1. Tahap penjernihan air

Tahan penjernihan air dilakukan melalui beberapa tahap antara lain pemisahan kotoran air sungai, flokulasi, dan penyaringan.

- a. Pemisahan kotoran air sungai

Air dari sungai di saring untuk menghindari adanya kotoran - kotoran yang besar yang terbawa ke dalam bak pengendap.

b. Flokulasi

Air sungai yang ada dibak dipenampung, dialirkan menuju clarifier untuk mengendapkan kotoran yang terikut di dalam air sungai. Pada clarifier ini terjadi penambahan koagulan yang berfungsi untuk membentuk flok-flok yang kemudian membentuk partikel yang lebih besar. Pada tahap ini juga dilakukan pengadukan untuk mencampur air dengan bahan koagulan ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$) dan larutan natrium karbonat (Na_2CO_3) yang bertujuan untuk menurunkan kesadahan air dengan pengadukan lambat agar flok-flok yang terbentuk dapat mengendap.

c. Penyaringan

Air dari clarifier dimasukkan ke dalam bak saringan pasir (sand filter) yang tersusun atas campuran pasir dan kerikil kuarsa dari yang halus sampai yang kasar dan disusun secara berlapis-lapis. Media berpori ini berfungsi untuk menahan atau menyaring partikel-partikel padat yang lolos atau terbawa bersama air dari clarifier. Setelah tahap filtrasi di sand filter, air jernih ditampung didalam bak penampung

8.3 Air minum, perkantoran dan sanitasi

Air di dalam bak penampung air bersih dialirkan menggunakan pompa kedalam bak keperluan umum. Pada bak ditambahkan desinfektan untuk membunuh bakteri yang ada dalam air. Desinfektan yang digunakan yaitu klor dalam bentuk kaporit.

8.4 Air Umpan Boiler

Air yang akan digunakan sebagai umpan boiler harus dihilangkan kesadahannya dan memenuhi syarat batas kadar padatan, total alkali, dan total padatan yang dapat terendapkan. Batasan air umpan boiler menurut ABMA (American Boiler Manufacturer Association standard) untuk boiler dengan tekanan operasi antara 0 – 300 psig adalah:

Total solid : 3.500 ppm

Total alkali : 700 ppm

Suspended solid : 300 ppm

Untuk mencapai kondisi tersebut, maka air umpan boiler harus mengalami eksternal dan internal treatment. Eksternal treatment merupakan perlakuan terhadap air sebelum masuk ke unit pembangkit uap, yaitu proses penyediaan demineralisasi. Sedangkan internal treatment yaitu perlakuan yang dilakukan pada unit pembangkit uap (boiler) yang meliputi pencegahan terjadinya kerak, korosi dan foaming. Adanya kesadahan pada air akan menyebabkan terbentuknya kerak dan mengurangi kecepatan transfer panas pada boiler, sehingga mengurangi efisiensi pemakaian panas.

8.5 Air Pendingin

Air pendingin yang akan digunakan harus dihilangkan kesadahannya dan memenuhi syarat batas kadar padatan >100ppm, dan total padatan yang terendapkan <10ppm.

Air pendingin setelah digunakan pada peralatan proses akan mengalami kenaikan suhu. Untuk menghemat pemakaian air, air pendingin dari peralatan proses didinginkan dalam cooling tower dan dicampur dengan air make-up.

Cooling tower merupakan suatu menara yang terdiri dari kerangka beton, didalam menara terdapat isian yang terbuat dari kayu. Air yang diturunkan suhunya dipercikan melalui puncak cooling tower sedangkan udara pendingin dihembuskan melalui dasar cooling tower dengan menggunakan fan. Kontak antara udara dengan air pendingin menyebabkan sebagian air akan menguap dan suhu dari air akan turun. Pada umumnya jenis cooling tower yang digunakan adalah induced draft cooling tower karena lebih mudah pengoperasiannya dan tidak mudah menimbulkan kerak maupun lumut.

BAB IX

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

9.1 Lokasi pabrik

Penempatan lokasi pabrik yang akan didirikan merupakan aspek penting yang akan mempengaruhi faktor kelancaran dan keberhasilan proses produksi. Dibutuhkan pertimbangan lebih terhadap faktor-faktor tertentu dalam memilih lokasi suatu pabrik. Sebuah pabrik idealnya memiliki lokasi yang memberikan biaya produksi dan distribusi minimum. Selain itu kemungkinan adanya ekspansi pabrik serta lingkungan yang kondusif juga harus dipertimbangkan agar operasi pabrik dapat berjalan lancar. Akan tetapi, faktor-faktor seperti tempat tinggal pekerja dan komunitas sekitarnya juga merupakan hal yang penting untuk diperhatikan. Secara garis besar, Pabrik biodiesel ini direncanakan akan berdiri di Kecamatan Meliau, Kabupaten Sanggau, Provinsi Kalimantan Barat dengan mempertimbangkan area yang dekat dengan bahan baku, transportasi, tenaga kerja, penyediaan utilitas, pembuangan limbah, perizinan yang mudah, geografis yang baik serta harga tanah terjangkau, sehingga pabrik dapat beroperasi dengan biaya murah, pemasaran yang mudah, waktu efisien, keuntungan yang melimpah serta mudah dalam mengembangkan pabrik tersebut.

9.2 Tata letak Pabrik

Tata letak pabrik atau tata letak fasilitas dapat didefinisikan sebagai tata cara pengaturan fasilitas-fasilitas pabrik yang berguna untuk menunjang kelancaran proses produk. Pengaturan tersebut akan berguna untuk luas area penempatan mesin atau fasilitas penunjang produk lainnya, kelancaran gerak perpindahan material, penyimpanan material baik yang bersifat temporer maupun permanen, personel pekerja dan sebagainya (Wignjosoebroto, 2009).

1. *Plant Lay Out*

Dalam menentukan tata letak pabrik terdapat beberapa faktor yang perlu diperhatikan yaitu:

- a. Keselamatan kerja.
- b. Pendistribusian utilitas yang ekonomis dan tepat.
- c. Penggunaan ruang yang efektif.
- d. Peralatan proses dan peralatan lain yang menyimpan bahan berbahaya supaya tidak membatasi ruang gerak.
- e. Persiapan kemungkinan perluasan pabrik.

2. *Equipment Lay Out*

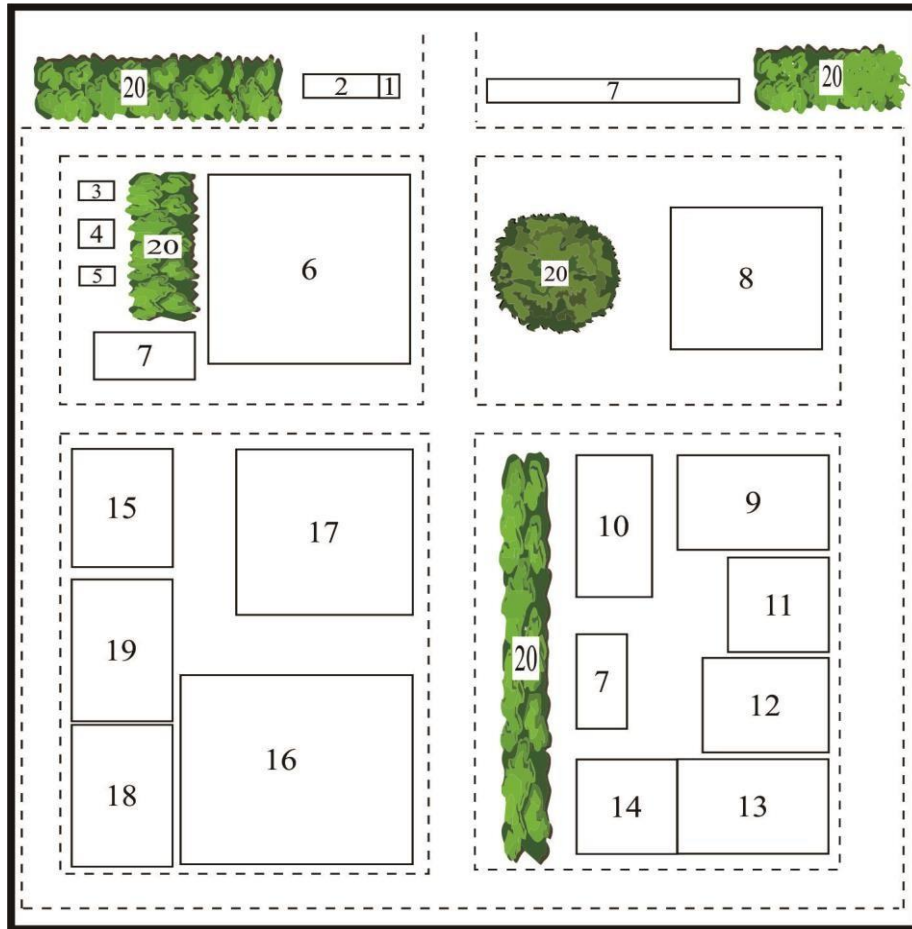
Perencanaan tata ruang peralatan mempunyai dampak yang sangat besar dalam kelangsungan proses produksi, sehingga perlu memperhatikan beberapa hal sebagai berikut, yaitu :

- a. Kemudahan dalam operasi dan proses yang menyesuaikan kemudahan dalam pemeliharaan alat dan kontrol hasil produksi.
- b. Peletakan posisi peralatan yang harus sesuai dengan aliran proses sehingga memudahkan dalam kontrol dan pengawasannya.
- c. Penyusunan peralatan pabrik yang sedemikian rupa supaya memudahkan dalam penanggulangan bahaya apabila terjadi kecelakaan kerja, kebakaran, maupun yang lainnya.
- d. Pertimbangan penempatan peralatan pabrik apabila terjadi kemungkinan penambahan unit baru sehingga tidak menimbulkan kesulitan dimasa mendatang.
- e. Penempatan unit utilitas dan tenaga kerja yang diletakkan terpisah daridaerah proses produksi sehingga operasi dapat berjalan dengan aman.

Tabel 9.1 Perincian luas tanah bangunan pabrik

No.	Lokasi	Luas (m²)
1.	Pos Penjagaan	24,00
2.	Kantor Keamanan	75,00
3.	Kantin	28,00
4.	Koperasi	42,00
5.	Poliklinik	28,00
6.	Kantor Pusat	1.600,00
7.	Area Parkir	3.600,00
8.	Sarana Olahraga dan Ibadah	900,00
9.	Kantor Teknik dan Produksi	600,00
10.	Laboratorium dan Pengendalian Mutu	450,00
11.	Gudang Bahan Kimia	400,00
12.	Bengkel	500,00
13.	Gudang Alat	600,00
14.	Pemadam Kebakaran	400,00
15.	Area Penyimpanan Bahan	500,00
16.	Area Proses	1.950,00
17.	Area Perluasan	2.100,00
18.	Area Utilitas	600,00
19.	Pengolahan Air	600,00
20.	Taman dan Jalan	20.088,00
Total		35.100,00

Berdasarkan perhitungan kebutuhan lahan di atas serta penyesuaian area tanah yang tersedia maka pabrik direncanakan akan dibangun di atas tanah seluas 35.100,00 m².

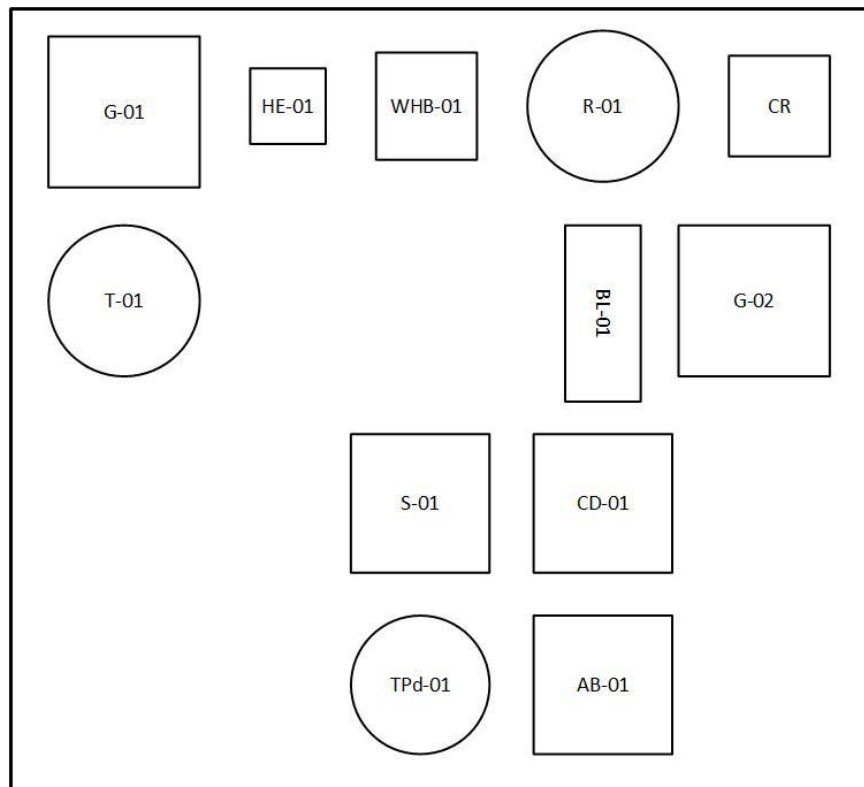


Skala 1 : 1500

Gambar 9.1 Tata letak pabrik

Keterangan:

- | | |
|----------------------------------------|----------------------------|
| 1. Pos Penjagaan | 11. Gudang Bahan Kimia |
| 2. Kantor Keamanan | 12. Bengkel |
| 3. Kantin | 13. Gudang Alat |
| 4. Koperasi | 14. Pemadam Kebakaran |
| 5. Poliklinik | 15. Area Penyimpanan Bahan |
| 6. Kantor Pusat | 16. Area Proses |
| 7. Area Parkir | 17. Area Perluasan |
| 8. Sarana Olahraga dan Ibadah | 18. Area Utilitas |
| 9. Kantor Teknik dan Produksi | 19. Pengolahan Air |
| 10. Laboratorium dan Pengendalian Mutu | 20. Taman |



Gambar 9.1 Tata Letak Alat Proses (Skala 1:1000)

Keterangan:

No	Simbol	Keterangan	No	Simbol	Keterangan
1	G-01	Gudang natrium nitrat	7	G-02	Gudang asam bisulfat
2	T-01	Tangki asam sulfat	8	BL-01	Blower
3	HE-01	Heat exchanger	9	CD-01	Condensor
4	WHB-01	Waste heat boiler	10	S-01	Separator
5	R-01	Reaktor	11	TPd-01	Tangki produk
6	CR	Crystallizer	12	AB-01	Absorber

9.3 Tata letak proses

Tata letak alat proses yang dirancang dengan baik akan memberikan keuntungan dalam operasinya yang mana operasi yang dijalankan dapat berjalan secara efisien dan biaya konstruksi minimum. Selain itu tata letak yang baik akan memiliki hubungan dengan perencanaan pendirian pabrik dengan tujuan yaitu:

1. Proses produksi berjalan lancar dan efisien

2. Karyawan bekerja secara aman, dan nyaman

Hal-hal yang perlu dipertimbangkan dalam penyusunan tata letak proses pada pabrik:

1. Aliran bahan baku

Aliran bahan baku dan produk yang tepat dapat memberikan keuntungan, yang besar dalam segi ekonomi, serta kelancaran dan keamanan pada produksi dapat tercapai.

2. Aliran udara

Aliran udara perlu diperhatikan terutama arah hembusan udara untuk menghindari terjadinya stagnasi udara di suatu tempat yang akan mengakibatkan terjadinya akumulasi bahan kimia berbahaya dan mengganggu keselamatan serta kenyamanan pekerja.

3. Cahaya

Cahaya sebagai media penerangan sangat diperhatikan guna menghindari terjadinya kecelakaan kerja. Penerangan ditempatkan pada bagian tempat yang minim pencahayaan.

4. Operasi

Operasi diperlukan sebagai penunjang pabrik, maka peralatan yang memerlukan perhatian operator seperti valve dan peralatan instrumentasi diletakkan dekat dengan ruang kontrol.

5. Lalu lintas manusia dan alat berat

Agar dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah ketika terjadi gangguan, maka jarak antara alat dan lebar jalan diatur seoptimal mungkin agar keamanan karyawan dalam bekerja terjamin.

6. Jarak alat proses

Jarak alat proses pada pabrik perlu diperhatikan seperti alat-alat yang memiliki tekanan dan suhu yang tinggi harus di beri jarak dengan alat lainnya agar apabila terjadi ledakan pada alat tersebut tidak mengganggu pada alat lain.

7. Kemudahan pemeliharaan

Peralatan didalam pabrik diberi ruang gerak supaya memudahkan dalam perbaikan, perawatan, dan pergantian alat tersebut sehingga alat dapat berumur lebih lama dan berfungsi sebagaimana semestinya.

8. Keamanan

Untuk menghindari kejadian yang tidak diinginkan seperti terjebak di dalam pabrik ketika terjadi kecelakaan kerja atau kebakaran, maka alat-alat proses disusun dengan baik agar kendaraan atau pemadam kebakaran dapat menjangkau lokasi dengan mudah.

9. Pertimbangan ekonomi

Menempatkan peralatan produksi dengan baik akan memberikan dampak yang baik seperti meminimaliskan biaya operasi dan dapat menjamin kelancaran dan keamanan saat pabrik beroperasi.

BAB X

ORGANISASI PERUSAHAAN

10.1 Tugas Pokok Organisasi Perusahaan

Tugas pokok organisasi perusahaan adalah melakukan pengawasan dalam lingkungan organisasi terhadap pelaksanaan tugas semua unsur yang terlibat, agar berjalan sesuai rencana peraturan yang berlaku, baik tugas yang bersifat rutin maupun tugas pembangunan (proyek).

10.2 Struktur Organisasi

Organisasi merupakan suatu tempat bagi orang-orang yang memiliki visi yang sama untuk mencapai tujuan yang diharapkan. Struktur organisasi merupakan gambaran sistematis yang terkait tentang pembagian tugas dan tanggung jawab serta hubungan antara bagian-bagian yang ada dalam perusahaan.

Pabrik asam nitrat direncanakan akan didirikan dalam bentuk perseroan terbatas (PT) yang didirikan lebih dari satu orang yang bersama-sama mempunyai komitmen mendirikan perseroan dengan memasukkan modalnya dalam bentuk saham dan aktenotaris yang berbadan hukum (Gatot supramono,1996).

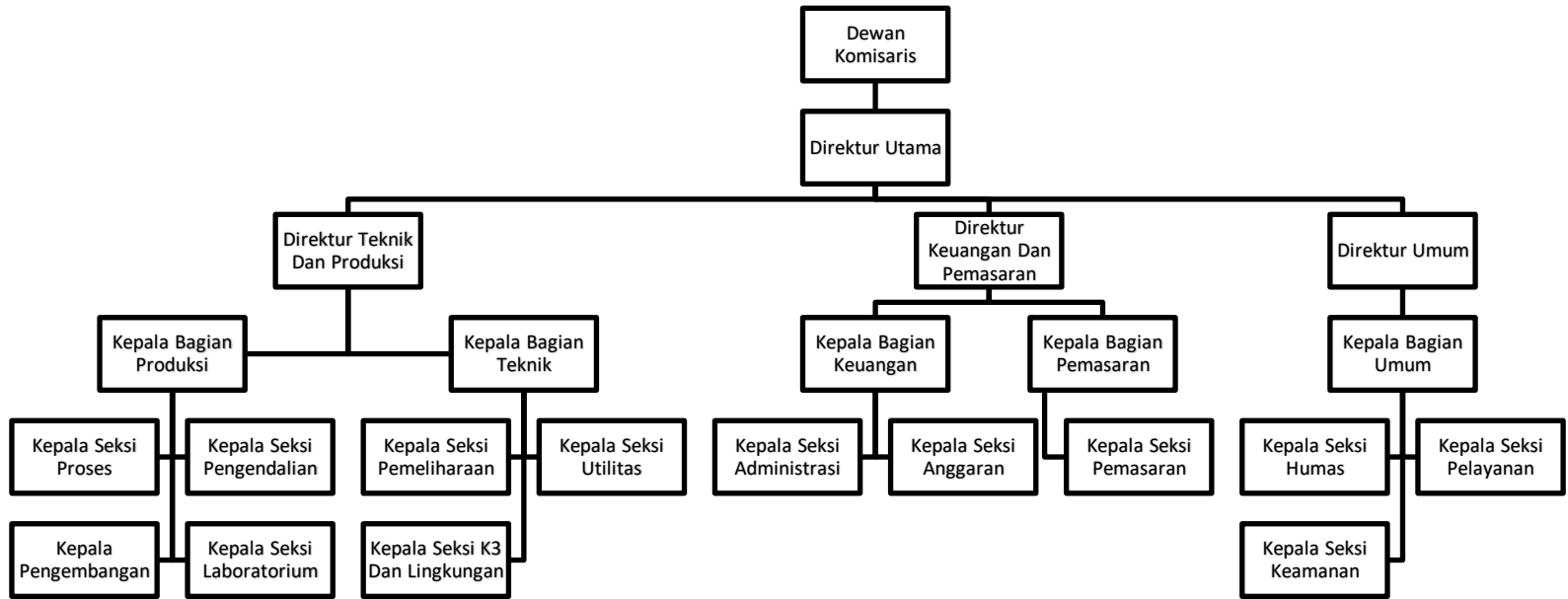
Alasan memilih bentuk perusahaan terbatas (PT) ini didasarkan beberapa hal, antara lain:

1. Mudah dalam mendapatkan modal.
2. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain.
3. Terpisahnya harta perusahaan dan harta pribadi.
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin.
5. Modal dapat diperjual belikan.
6. Keuntungan dapat dibagi rata.
7. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama.

Tingkatan kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

1. Pemegang Saham
2. Dewan Komisaris
3. Direktur Utama
4. Direktur Bidang
5. Kepala Bagian
6. Kepala Seksi
7. Kepala Shift
8. Karyawan dan Operator

Setiap tingkatan dan kepemimpinan mempunyai wewenang dan tanggung jawab masing-masing. Rapat umum pemegang saham merupakan letak kekuasaan tertinggi. Sedangkan wewenang dan tanggung jawab tertinggi adalah dewan komisari



Gambar 10. 1 Struktur Organisasi Perusahaan

10.3 Tugas Dan Wewenang

A. Pemegang saham

Pemegang saham adalah orang-orang yang berjanji menyediakan modal untuk mendirikan perseroan terbatas (PT). Didalam PT, pengelolaan perusahaan dilimpahkan kepada mereka yang dianggap mampu mengelola tersebut. Orang yang mengelola biasanya disebut direktur utama. Seorang Direktur Utama diangkat untuk menjalankan kegiatan perusahaan dan mengembangkannya sesuai dengan visi dan misi perusahaan. Direktur utama tidak menjalankan bisnis sendiri, tetapi didukung oleh anggotanya.

Dalam pengelolaan perusahaan pemegang saham tidak turun langsung/bekerja karena sesuatu yang berhubungan dengan perusahaan semuanya telah diserahkan kepada direktur utama, akan tetapi pemegang saham masih tetap memiliki wewenang dan hak yang diberikan dalam bentuk rapat usaha pemilik saham (RUPS) yang dari hasil itu diberikan kepada komisaris dan direktur utama untuk di tindak lanjuti.

Hak dan wewenang pemegang saham ialah:

1. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris.
2. Mengangkat dan memberhentikan direktur
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha dan neraca perhitungan untung rugi dari perusahaan.

B. Dewan komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari dari pemegang saham sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab kepada pemegang saham.

Hak dan wewenang dewan komisaris ialah:

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

C. **Direktur utama**

Direktur utama berada di bawah dewan komisaris dan membawahi direktur umum, direktur teknik dan produksi, direktur keuangan dan pemasaran.

Adapun hak dan wewenang direktur utama adalah:

1. Melaksanakan aturan perusahaan dan mempertanggung jawabkan pekerjaannya kepada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.
2. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan menjaga kelangsungan hubungan yang baik antara pemegang saham, manajemen, konsumen dan karyawan.

Direktur utama membawahi:

1. **Direktur teknik dan produksi**

Direktur teknik dan produksi mempunyai wewenang untuk membuat kebijakan teknik operasi serta memantau kesinambungan operasional pabrik. Dalam pelaksanaan tugasnya direktur teknik dan produksi membawahi bagian teknik dan produksi, bagian utilitas dan pemeliharaan, dan bagian pusat penelitian dan pengembangan (litbang).

2. **Direktur Keuangan dan Pemasaran**

Direktur Keuangan dan Pemasaran mempunyai wewenang untuk melaksanakan anggaran dan pendapatan perusahaan serta melakukan pengawasan terhadap keuangan perusahaan. Direktur Keuangan dan Pemasaran dalam melaksanakan tugasnya membawahi bagian keuangan dan bagian pemasaran.

3. **Direktur umum**

Direktur umum memiliki hak dan wewenang untuk menjalankan tata laksana seluruh unsur dalam organisasi. Direktur umum membawahi dua bagian yaitu bagian personalia dan bagian kesejahteraan umum.

D. Kepala bagian

Tugas kepala bagian yaitu mengatur, mengkoordinir, dan mengawal pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis wewenang yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian bertanggung jawab kepada masing-masing direktur bagiannya.

Kepala bagian terdiri dari :

1. Kepala Bagian Teknik

Kepala bagian teknik bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi. Kepala bagian teknik membawahi seksi pemeliharaan, kepala seksi utilitas, dan kepala seksi K3 dan lingkungan.

Adapun tugas kepala bagian teknik yaitu:

1. Bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi dalam bidang peralatan, proses dan utilitas.
2. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

2. Kepala bagian produksi

Kepala bagian produksi bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi serta mengkoordinir kepala-kepala seksi dibawahnya. Kepala bagian produksi mengepalai kepala seksi proses, kepala seksi pengendalian, kepala seksi laboratorium, dan kepala seksi pengembangan dan penelitian. Adapun tugas kepala bagian produksi adalah bertanggung jawab atas operasi pabrik diunit proses dan unit utilitas juga menjaga kelangsungan proses produksinya.

3. Kepala bagian keuangan

Kepala bagian keuangan bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan pemasaran dalam mengelola seluruh keuangan perusahaan. Adapun tugas kepala bagian keuangan adalah mengkoordinir dan membawahi kepala-kepala seksi administrasi dan anggaran, mengawasi dan merekap semua aliran keuangan perusahaan dan bertanggung jawab untuk pembukuan perusahaan.

4. Kepala bagian pemasaran

Kepala bagian pemasaran bertanggung jawab pada direktur keuangan dan pemasaran yang berkaitan dengan pemasaran hasil produksi. Adapun tugas kepala bagian pemasaran adalah memantau, memimpin, dan merekap kegiatan pemasaran produk dari pabrik hingga sampai ke tangan konsumen.

5. Kepala bagian umum

Kepala bagian umum bertanggung jawab pada direktur umum dalam bidang hubungan masyarakat dan pelayanan umum. Kepala bagian umum membawahi kepala seksi hubungan masyarakat, kepala seksi keamanan dan kepala seksi pelayanan umum. Adapun tugas kepala bagian umum yaitu melayani kepentingan hubungan antara masyarakat dan perusahaan, dan memberikan pelayanan kepada semua unsur didalam organisasi perusahaan pada bidang kesejahteraan, kesehatan serta keselamatan kerja bagi seluruh karyawan.

E. Kepala seksi

Tugas dan wewenang kepala seksi adalah sebagai berikut:

1. Bertanggung jawab kepada atasan atau kepala bagian masing-masing atas kelancaran kerja dalam mencapai misi yang telah ditentukan.
2. Membawahi beberapa kepala shift.
3. Bertanggung jawab atas kualitas dan kuantitas barang dan peralatan kerja.
4. Membuat suasana kerja yang baik dan menjamin keselamatan kerja karyawan.

Kepala seksi terdiri dari:

- a. Kepala seksi pemeliharaan
- b. Kepala seksi utilitas
- c. Kepala seksi k3 dan lingkungan
- d. Kepala seksi proses
- e. Kepala seksi pengendalian
- f. Kepala seksi penelitian dan pengembangan

- g. Kepala seksi laboratorium
- h. Kepala seksi keuangan
- i. Kepala seksi pemasaran
- j. Kepala seksi hubungan masyarakat
- k. Kepala seksi pelayanan umum
- l. Kepala seksi keamanan

F. Kepala *Shift*

Tugas dan wewenang kepala *shift* ialah:

1. Bertanggung jawab kepada kepala seksi dalam pemantauan langsung.
2. Memastikan kesiapan bahan dan serah terima antar kepala shift.
3. Mengatur pembagian kerja bawahan berdasarkan rencana kerja atasan sesuai prosedur.
4. Membangun kerjasama shift yang solid.

G. Operator dan karyawan

Operator/karyawan adalah tenaga pelaksana yang ditugaskan langsung untuk melaksanakan pekerjaan di lapangan sesuai dengan spesialisasi dan keahliannya. Semua pekerjaan lapangan adalah tugas dan tanggung jawab operator.

10.4 Tenaga Kerja

Sumber tenaga kerja dapat diperoleh dari berbagai tingkat Pendidikan dimulai dari SMA hingga pada tingkat sarjana yang ditempatkan sesuai dengankualifikasi dan keahliannya. Pada jenjang kepegawaian dapat diperoleh berdasarkan Pendidikan formal. Terdapat beberapa persyaratan lain untuk beberapa jabatan penting dalam perusahaan, diantara persyaratan tersebut yaitu seperti pengalaman kerja, kepribadian, pendidikan khusus, serta beberapa persyaratan yang lainnya. Daftar gaji pegawai yang didapatkan disesuaikan dengan jabatan yang dipegang. Hal itu dapat dilihat dari tabel dibawah ini.

Tabel 10.1. Daftar Gaji Pegawai yang Disesuaikan dengan Jabatan

No.	Jabatan	Jumlah	Golongan
1.	Direktur Utama	1	S2
2.	Direktur Teknik dan Produksi	1	S2
3.	Direktur Keuangan dan Umum	1	S2
4.	Staf Ahli	1	S1
5.	Kepala Bagian	6	S1
6.	Kepala Seksi	13	S1
7.	Karyawan Proses	40	D3-S1
8.	Karyawan Administrasi	3	D3
9.	Karyawan Keamanan	5	SMA/SMK
10.	Karyawan Humas	3	D3
11.	Karyawan Pemasaran	4	D3
12.	Karyawan Pembelian	4	D3
13.	Karyawan Kas/Anggaran	3	D3
14.	Karyawan Personalia	3	D3
15.	Karyawan Pengendalian	5	D3-S1
16.	Karyawan Pemeliharaan	7	SMA/SMK
17.	Karyawan Laboratorium	4	S1
18.	Karyawan Utilitas	9	D3-S1
19.	Karyawan K3	6	D3-S1
20.	Karyawan Litbang	3	D3
21.	Operator	23	SMA/SMK
22.	Sekretaris	5	S1
23.	Medis	2	S1
24.	Paramedis	3	S1
25.	Sopir	6	SMA/SMK
26.	<i>Cleaning Service</i>	5	SMA/SMK
	Total	166	

Jadi, jumlah tenaga kerja = 166

Jam kerja karyawan

a. Pegawai staf/kantor

Jam kerja : 08.00 – 16.00

Istirahat : 12.00 – 13.00

Hari Sabtu : 08.00 – 12.00

Hari minggu dan hari besar nasional libur.

b. Karyawan shift

Satu hari dibagi 3 shift :

Shift I : 07.00 – 15.00

Shift II : 15.00 – 23.00

Shift III : 23.00 – 07.00

Shift IV : Libur

Hari minggu dan hari besar nasional tidak libur.

c. Pengaturan jadwal kerja grup

Tabel 10.2. Pengajuan jadwal Kerja Grup

Shift	Hari							
	1	2	3	4	5	6	7	8
I	A	A	D	D	C	C	B	B
II	B	B	A	A	D	D	C	C
III	C	C	B	B	A	A	D	D
Libur	D	D	C	C	B	B	A	A

Keterangan :

A = Grup Kerja

I B = Grup Kerja

II C = Grup Kerja

IIID = Grup Kerja IV

Jadwal untuk tanggal selanjutnya berulang ke susunan awal.

BAB XI

ANALISIS EKONOMI

Analisis ekonomi digunakan untuk memastikan kelayakan pabrik atau proyek. Parameter berikut diperiksa dalam analisis ekonomi desain pabrik biodiesel menggunakan crude palm oil dan metanol antara lain:

1. Laju pengembalian modal (Return of Investment) adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun yang didasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan.
2. Waktu pengembalian modal (Pay Out Time) adalah jangka waktu yang dibutuhkan untuk pengembalian investasi (modal tetap) berdasarkan keuntungan setiap tahun setelah ditambah depresiasi.
3. Titik impas (Break Even Point) adalah titik impas dari suatu produksi dimana pabrik dikatakan tidak mendapatkan keuntungan atau kerugian.
4. Batas Produksi (Shut Down Point) adalah titik atau suatu kondisi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
5. Perkiraan keuntungan yang diperoleh tiap tahun berdasarkan jumlah investasi tidak kembali tiap tahun selama umur ekonomis pabrik (Discounted Cash Flow).

11.1 Harga Peralatan

Harga alat setiap waktu akan selalu berubah, tergantung dari perubahan kondisi ekonomi. Untuk memperkirakan harga suatu peralatan digunakan metode yang mengkonversikan harga suatu peralatan pada beberapa waktu sebelumnya sehingga diperoleh harga yang ekuivalen pada saat sekarang. Indeks harga diperkirakan dengan persamaan (hal. 15, Aries and Newton, 1955).

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

Dimana,

E_x = harga alat pada tahun

E_y = harga alat pada tahun

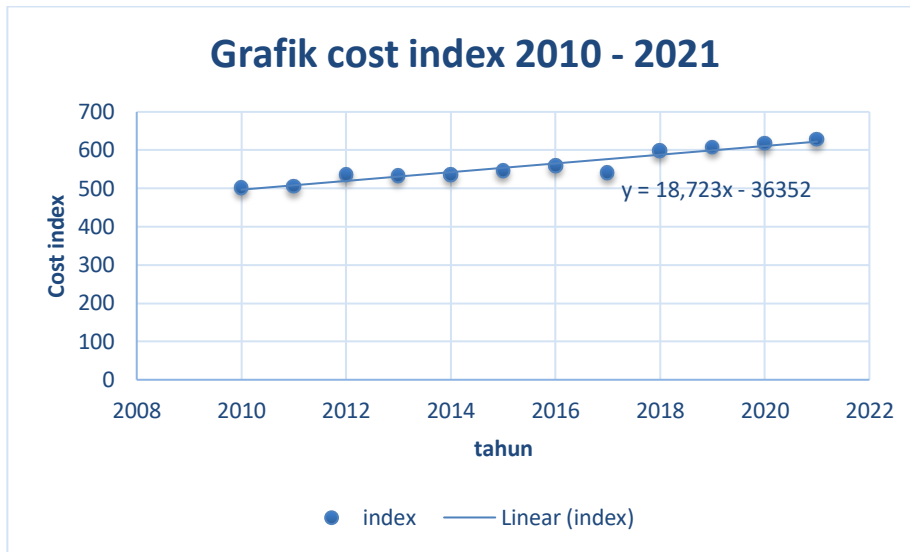
N_x = indeks harga pada tahun

N_y = indeks harga pada tahun y

Tabel 11. 1 Harga Chemical Engineering Plant Cost Index

Tabel CEP Index	
Tahun	Index
2010	501,9
2011	506,8
2012	535,7
2013	533,5
2014	535,67
2015	546,1
2016	559,8
2017	541,7
2018	597,94
2019	608,27
2020	618,6
2021	628,93

(Sumber: *Chemical Engineering* vol. Dan www.che.com)



Gambar 11.1 Grafik hubungan tahun vs indeks harga alat

$y = 18,723x - 36352$ dengan, $y =$ indeks harga, dan $x =$ tahun

11.2 Dasar Perhitungan

Basis perhitungan:

Kapasitas produksi : 350.000 ton/tahun

Masa produksi : 330 hari

Rencana pendirian : 2027

Kurs mata uang :

Tabel 11. 2 Kurs Mata Uang Tahun 2017-2022

Tahun	Kurs dolar
2017	13.480
2018	14.409
2019	14.416
2020	13.866
2021	14.185
2022	14.267
Rata-rata	14.103

Dari daftar indeks harga tahun 2000 – 20010 diperoleh regresi linier,

$y = 18,723x - 36352$ dengan, y = indeks harga, dan x = tahun

Indeks harga tahun 2002 = 1.131,4460

Indeks harga tahun 2014 = 1.356,1220

Indeks harga tahun 2023 = 1.524,6290

Nilai Dollar terhadap rupiah = Rp 14.267,00 (www.bi.go.id)

11.3 Capita Investment

Capita investment adalah besarnya pengeluaran yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas produktif dan untuk menjalankannya. Capital investment meliputi:

1. *Fixed capital investment*

Fixed capital investment adalah investasi untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembuatannya pada sebuah plant (pabrik) baru.

2. *Working capital*

Working capital adalah investasi yang diperlukan untuk menjalankan usaha (modal) secara normal dari suatu pabrik selama selang waktu tertentu.

11.4 Manufacturing cost

Manufacturing cost merupakan jumlah dari direct, indorect, dan fixed manufacturing cost, yang berkaitan dengan produk. Manufacturing cost terdiri dari:

a. *Direct manufacturing cost*

Direct manufacturing cost adalah pengeluaran yang berhubungan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect manufacturing cost*

Indirect manufacturing cost adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung dan bukan langsung dari operasi pabrik. Kesulitan ini ada pada menentukan batas antara direct dan indirect.

c. *Fixed manufacturing cost*

Fixed manufacturing cost adalah harga yang berkaitan dengan fixed capital dan pengeluaran yang bersangkutan yang mana harganya tetap, tidak bergantung waktu maupun tingkat produksi.

11.5 General expense

General expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran yang berhubungan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk manufacturing cost.

11.6 Analisis Kelayakan

Agar dapat mengetahui keuntungan yang didapat tergolong besar atau tidak, sehingga bisa dikategorikan apakah pabrik tersebut layak atau tidak, maka dilakukan suatu analisis/evaluasi kelayakan.

11.6.1 *Percent Profit On Sales*

$$\text{Percent profit on sales (POS)} = \frac{\text{profit}}{\text{harga jual produk}} \times 100\%$$

11.6.2 *Percent Return On Investment*

Return on investment adalah level keuntungan yang dapat diperoleh dari level investasi yang telah dikeluarkan, (*Aries & Newton, hal. 193*).

$$\text{Return on investment (ROI)} = \frac{\text{Profit Per Year}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100\%$$

11.6.3 *Pay out time*

Pay out time adalah jumlah tahun yang telah berselang, sebelum diperoleh penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang dibutuhkan untuk kembalinya *capital investment* dengan *profit* sebelum dikurangi *depresiasi*.

$$\text{Pay out time (POT)} = \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Profit per year} + \text{depreciation per year}}$$

11.6.4 *Break event point*

Break event point yaitu titik impas yang menunjukkan pada level berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP ini

dapat menentukan level harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga juga unit penjualan yang harus dijangkau supaya memperoleh keuntungan.

$$\text{Break Event Point (BEP)} = \frac{\text{Fa} + 0,3 \text{ Ra}}{\text{Sa} - \text{Va} - 0,7 \text{ Ra}} \times 100\%$$

Dimana:

Fa : *fixed manufacturing cost*

Ra : *regulated cost*

Va : *variabel cost*

Sa : *product sales*

11.6.5 Shut down point (SDP)

Shut down point adalah titik atau saat penentuan suatu kegiatan produksi dihentikan. Penyebabnya yaitu variabel cost yang terlalu tinggi, atau juga bisa karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya kegiatan produksi.

$$\text{Shut down point (SDP)} = \frac{0,3 \text{ Ra}}{\text{Sa} - \text{Va} - 0,7 \text{ Ra}} \times 100\%$$

11.6.6 Discount cash flow (DFC)

Discount cash flow adalah penentuan rate of return yang ekuivalen dengan interest rate maximum (after taxes). Agar dapat meminjam uang dari bank untuk membiayai proyek pada masa servisnya, maka interest rate maximum yang diperoleh dari DFC harus lebih besar dari interest bank. Untuk memperoleh interest rate maximum digunakan cara trial and error berdasarkan rumus berikut.

$$\begin{aligned} ((FC + WC) \times (1 + i)^n) &= (1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + (1 + i)^{n-3} + (1 + i)^{n-4} \\ &+ (1 + i)^{n-5} + (1 + i)^{n-6} + (1 + i)^{n-7} + (1 + i)^{n-8} + (1 + i)^{n-9} + (1 + i)^{n-10} \\ &+ 1) * C + WC + S \end{aligned}$$

Dimana:

n : *Plant Age*

FC : *Fixed Capital*

WC : *Working Capital*

C : Cash Flow

SV : Salvage Value

11.7 Hasil Perhitungan

Tabel 11.3 Harga alat pada tahun 2010, 2021, dan 2027

No.	Nama Alat	Kapasitas(gallon)	Harga Satuan(\$), 2010,2021	Harga Satuan (\$), 2027
1.	Tangki (T-05)	1,353,660.0000	380,133.16	512,231.28
2.	Tangki (T-04)	7,140.0000	16,339.88	22,018.07
3.	Tangki (T-03)	95,340.0000	116,061.01	156,392.78
4.	Tangki (T-02)	634,620.0000	241,289.40	325,138.65
5.	Tangki (T-01)	1,015,140.0000	319,849.41	430,998.65
6.	Mixer-02	13,313.9004	71,241.73	95,998.57
7.	Mixer-01	3,550.6010	32,235.35	43,437.29
8.	Reaktor (R)	2,590.9929	79,669.53	107,355.08
9.	Filter (F)		284,200.00	319,513.70
10.	Tangki Pencuci (TP)	9,919.0457	59,708.09	80,456.94
11.	Dekanter (D)	123,903.8304	213.500	240,028.77
12.	Kondenser (CD)		82.400	92,638.74
13.	Akumulator (ACC)	173.1652	2,631.47	3,545.91
14.	Evaporator (E)		239,400.00	269,147.01
15.	Heater (H-02)		82,400.00	92,636.74
16.	Heater (H-01)		1.600	1,798.81
17.	Cooler (C-01)		82,400.00	92,638.74
18.	Cooler (C-02)		1.700	1,911.24
19.	Silo (S)		49,500.00	66,701.49
20.	Hopper	27.6323	10,700	14,418.30
21.	Bucket Elevator-01		14,200.00	18,899.59
22.	Bucket Elevator-02		14,200.00	18,899.59
23.	Belt Conveyor		956.91	1,273.61
24.	Pompa (P-01)		1.117,12	1,505.32
25.	Pompa (P-02)		1.117,12	1,505.32
26.	Pompa (P-03)		1.117,12	1,505.32

27.	Pompa (P-04)		1.117,12	1,505.32
28.	Pompa (P-05)		976.71	1,316.12
29.	Pompa (P-06)		236.04	318.06
30.	Pompa (P-07)		847.32	1,141.77
31.	Pompa (P-08)		68.83	92.76
32.	Pompa (P-09)		299.00	402.90
33.	Pompa (P-10)		56.96	76.75
34.	Pompa (P-11)		73.63	99.21
35.	Pompa (P-12)		999.97	1,347.46
36.	Pompa (P-13)		432.21	582.41
37.	Pompa (P-14)		1,128.57	1,520.75
38.	Pompa (P-18)		375.81	506.41
39.	Pompa (P-19)		1,179.26	1,589.05

Tabel 11.4 Jumlah dan harga alat proses pada tahun 2027

No.	Nama Alat	Jumlah (unit)	Harga Total (\$),2023
1.	Tangki (T-05)	3	1,536,693.85
2.	Tangki (T-04)	1	22,018.07
3.	Tangki (T-03)	1	156,392.78
4.	Tangki (T-02)	1	325,138.65
5.	Tangki (T-01)	4	1,723,994.58
6.	Mixer-02	1	95,998.57
7.	Mixer-01	1	43,437.29
8.	Reaktor (R)	1	107,355.08
9.	Filter (F)	1	319,513.70
10.	Tangki Pencuci (TP)	1	80,456.94
11.	Dekanter (D)	1	240,028.77
12.	Kondenser (CD)	1	92,638.74
13.	Akumulator (ACC)	1	3,545.91
14.	Evaporator (E)	1	269,147.01
15.	Heater (H-01)	1	92,638.74
16.	Heater (H-02)	1	1,798.81

17.	Cooler (C-01)	1	92,638.74
18.	Cooler (C-02)	1	1,911.24
19.	Hopper	1	14,418.30
20.	Silo (S)	1	66,701.49
21.	Bucket Elevator-02	1	19,134.57
22.	Bucket Elevator-01	1	19,134.57
23.	Belt Conveyor	1	1,289.44
24.	Pompa (P-01)	2	3,010.64
25.	Pompa (P-02)	2	3,010.64
26.	Pompa (P-03)	2	3,010.64
27.	Pompa (P-04)	2	3,010.64
28.	Pompa (P-05)	2	2,632.24
29.	Pompa (P-06)	2	636.12
30.	Pompa (P-07)	2	2,283.54
31.	Pompa (P-08)	2	185.51
32.	Pompa (P-09)	2	805.80
33.	Pompa (P-10)	2	153.50
34.	Pompa (P-11)	2	198.42
35.	Pompa (P-12)	2	2,694.92
36.	Pompa (P-13)	2	1,164.82
37.	Pompa (P-14)	2	3,041.51
38.	Pompa (P-15)	2	1,012.81
42.	Pompa (P-16)	2	3,178.11
43.	Pompa (P-17)	2	1,353.39
44.	Pompa (P-18)	2	2,943.96
45.	Pompa (P-19)	2	756.98
46.	Pompa (P-20)	2	2,264.44
	TOTAL		6,333,451.26

11.8 Biaya Pembelian Alat (Purchase Equipment Cost, PEC)

Biaya pembelian alat (PEC)	= \$	6.330.505,73	
Biaya alat sampai pelabuhan = 25% × PEC	= \$	1.582.626,43	
Biaya pembongkaran + biaya penyimpanan + biaya transport sampai ditempat = 2% × PEC	= \$	126.610,11	+
Biaya alat sampai di tempat (DEC)	= \$	8.039.742,28	

Perhitungan buruh atau pekerja didasarkan sebagai berikut:

1. Jumlah buruh asing dibanding buruh Indonesia = 5 : 95
2. Upah buruh asing = \$5 /man hours
3. Upah buruh Indonesia = Rp 20.000 = \$ 1.40
4. Perbandingan man hours Asing : man hours Indonesia = 1 : 3
5. Perbandingan man hours didasarkan pada buruh asing.

11.9 Biaya Pemasangan Alat (Equipment Installation Cost)

Berdasarkan Tabel 16, hal 77, Aries and Newton, 1955, diperoleh:

Material	= 11% × PEC	= \$	696.355,63
Labour	= 32% × PEC	= \$	2.025.761,83
Man hours	= labour/upah buruh asing	= \$	477.184,99
Tenaga asing	= (0,05) (\$ 477.184,99) (\$ 5) (1)	= \$	119.296,25
Tenaga lokal	= (0,95) (\$ 477.184,99) (\$ 1,40) (3)	= \$	1.906.465,59
Biaya pemasangan alat total = material + tenaga asing + tenaga lokal			
		= \$	696.355,63+ \$ 119.296,25+ \$ 1.906.465,59
		= \$	2.722.117,46

11.10 Biaya Pemipaan (Piping Cost)

Berdasarkan Tabel 16, hal 77, Aries and Newton, 1955, diperoleh:

Material	= 49% × PEC	= \$	3.101.947,81
Labour	= 37% × PEC	= \$	2.342.287,12
Man hours = labour/upah buruh asing		= \$	551.745,15
Tenaga asing = (0,05) (\$ 551.745,15) (\$ 5) (1)		= \$	137.936,29
Tenaga lokal = (0,95) (\$ 551.745,15) (\$ 1,40) (3)		= \$	2.204.350,83

$$\begin{aligned}
\text{Biaya pemipaan total} &= \text{material} + \text{tenaga asing} + \text{tenaga lokal} \\
&= \$ 3.101.947,81 + \$ 137.936,29 + \$ 2.204.350,83 \\
&= \$ 5.444.234,93
\end{aligned}$$

11.11 Biaya Instrumentasi (Instrumentation Cost)

Berdasarkan Tabel 19, hal 97, Aries and Newton, 1955, diperoleh:

$$\text{Material} = 12\% \times \text{PEC} = \$ 759.660,69$$

$$\text{Labour} = 3\% \times \text{PEC} = \$ 189.915,17$$

$$\text{Man hours} = \text{labour/upah buruh asing} = \$ 44.736,09$$

$$\text{Tenaga asing} = (0,05) (\$ 44.736,09) (\$ 5) (1) = \$ 11.184,02$$

$$\text{Tenaga lokal} = (0,95) (\$ 44.736,09) (\$ 1,40) (3) = \$ 178.731,15$$

$$\begin{aligned}
\text{Biaya instrumentasi total} &= \text{material} + \text{tenaga asing} + \text{tenaga lokal} \\
&= \$ 759.660,69 + \$ 11.184,02 + \$ 178.731,15 \\
&= \$ 949.575,86
\end{aligned}$$

11.12 Biaya Isolasi (Insulation Cost)

Berdasarkan Tabel 21, hal 98, Aries and Newton, 1955, diperoleh:

$$\text{Material} = 3\% \times \text{PEC} = \$ 189.915,17$$

$$\text{Labour} = 5\% \times \text{PEC} = \$ 316.525,29$$

$$\text{Man hours} = \text{labour/upah buruh asing} = \$ 74.560,15$$

$$\text{Tenaga asing} = (0,05) (\$ 74.560,15) (\$ 5) (1) = \$ 18.640,04$$

$$\text{Tenaga lokal} = (0,95) (\$ 74.560,15) (\$ 1,40) (3) = \$ 297.885,25$$

$$\begin{aligned}
\text{Biaya isolasi total} &= \text{material} + \text{tenaga asing} + \text{tenaga lokal} \\
&= \$ 189.915,17 + \$ 18.640,04 + \$ 297.885,25 \\
&= \$ 506.440,46
\end{aligned}$$

11.13 Biaya Listrik (Electrical Cost)

Berdasarkan Tabel 22, hal 102, Aries and Newton, 1955, diperoleh:

$$\text{Material} = 11\% \times \text{PEC} = \$ 696.355,63$$

$$\text{Labour} = 4\% \times \text{PEC} = \$ 253.220,23$$

<i>Man hours</i> = labour/upah buruh asing	= \$	59,648.12
Tenaga asing = (0,05) (\$ 59,648.12) (\$ 5) (1)	= \$	14,912.03
Tenaga lokal = (0,95) (\$ 59,648.12) (\$ 1,40) (3)	= \$	238,308.20
Biaya listrik total = material + tenaga asing + tenaga lokal		
= \$ 696,355.63 + \$ 14,912.03 + \$ 238,308.20		
= \$ 949,575.86		

11.14 Biaya Listrik (Electrical Cost)

Berdasarkan Tabel 16, hal 77, Aries and Newton, 1955, diperoleh:

<i>Utility cost</i>	= \$	593,361.17
Harga alat di negara pembuat (PEC-UT)	= \$	580,469.10
Biaya alat sampai pelabuhan = 25% × (PEC-UT)	= \$	145,117.28
Biaya pembongkaran + biaya penyimpanan + biaya transport sampai ditempat = 2% × PEC	= \$	11,609.38 +
Biaya alat sampai di tempat (DEC)	= \$	737,195.76
Biaya alat yang dibuat di dalam negeri= Rp 183,931,161.78 = \$		12,892.07
Material = 11% × PEC	= \$	65,269.73
<i>Labour</i> = 32% × PEC	= \$	189,875.57
<i>Man hours</i> = labour/upah buruh asing	= \$	44,726.77
Tenaga asing = (0,05) (\$ 44,726.77) (\$ 5) (1)	= \$	11,181.69
Tenaga lokal = (0,95) (\$ 44,726.77) (\$ 1,40) (3)	= \$	178,693.88
Biaya pemasangan alat utilitas total		
= material + tenaga asing + tenaga lokal		
= \$ 65,269.73+ \$ 11,181.69+ \$ 178,693.88 = \$ 255,145.30		
Biaya utilitas total (Utility Total Cost)		
= DEC + harga alat yang dibuat di Indonesia + biaya pemasangan alat		
= \$ 737,195.76 + \$ 12,892.07 + \$ 255,145.30		
= \$ 1,005,233.13		

Biaya Bangunan (Building Cost)

Biaya bangunan dalam dilihat pada Tabel 11.5 sebagai berikut:

Tabel 11.5 Harga bangunan

No.	Jenis Bangunan	Luas (m ²)	Harga, /m ²	Harga Total
1.	Pos Penjagaan	24,00	Rp 3.000.000,00	Rp 72.000.000,00
2.	Kantor Keamanan	90,00	Rp 3.000.000,00	Rp 270.000.000,00
3.	Kantin	28,00	Rp 3.000.000,00	Rp 84.000.000,00
4.	Koperasi	42,00	Rp 3.000.000,00	Rp 126.000.000,00
5.	Poliklinik	28,00	Rp 3.500.000,00	Rp 98.000.000,00
6.	Kantor Pusat	1.600,00	Rp 3.600.000,00	Rp 5.760.000.000,00
7.	Area Parkir	3.600,00	Rp 3.000.000,00	Rp 10.800.000.000,00
8.	Sarana Olahraga dan Ibadah	900,00	Rp 3.500.000,00	Rp 3.150.000.000,00
9.	Kantor Teknik dan Produksi	600,00	Rp 3.500.000,00	Rp 2.100.000.000,00
10.	Laboratorium dan Pengendalian Mutu	450,00	Rp 3.500.000,00	Rp 1.575.000.000,00
11.	Gudang Bahan Kimia	400,00	Rp 3.000.000,00	Rp 1.200.000.000,00
12.	Bengkel	500,00	Rp 3.500.000,00	Rp 1.750.000.000,00
13.	Gudang Alat	600,00	Rp 3.000.000,00	Rp 1.800.000.000,00

Direncanakan untuk membuat pagar di sekeliling pabrik

$$\text{Panjang pagar} = (195 \text{ m} + 180 \text{ m}) \times 2 = 750 \text{ m}$$

$$\text{Harga pembuatan pagar} = \text{Rp } 200.000/\text{m}$$

$$\begin{aligned} \text{Biaya pemagaran} &= 750 \text{ m} \times \text{Rp } 200.000/\text{m} \\ &= \text{Rp } 150.000.000,00 \end{aligned}$$

$$\text{Biaya total bangunan} = \text{Rp } 119.875.400.000,00 + \text{Rp } 150.000.000,00$$

$$= \text{Rp } 120,025,400,000.00$$

$$= \$ 8,412,798.77$$

11.15 Harga Tanah Dan Perbaikan (Land and Yard Improvement)

Luas tanah yang diperlukan = 35.100 m²

Harga tanah = Rp 2.000.000,00/m²

Biaya tanah = 35.100 m² × Rp 2.000.000,00/m²

$$= \text{Rp } 70.200.000.000,00$$

Biaya perbaikan tanah (hal 175, 4th, Peters and Timmerhaus, 1990)

Biaya perbaikan tanah = 10% × biaya tanah

$$= 10 \% \times \text{Rp } 70.200.000.000,00$$

$$= \text{Rp } 7.020.000.000$$

Biaya total tanah (land cost) = harga tanah + biaya perbaikan

$$= \text{Rp } 70.200.000.000,00 + \text{Rp } 7.020.000.000$$

$$= \text{Rp } 77.220.000.000$$

$$= \$ 5.412.490,36$$

11.16 Rincian Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)

Rincian perhitungan modal tetap V meliputi *Physical Plant Cost*, *Engineering and Construction* dan *Contingency Cost*.

11.17 Physical Plant Cost (PPC)

Berdasarkan perhitungan *Physical Plant Cost*, maka dapat dibuat rincian biaya seperti yang terlihat pada tabel berikut:

Tabel 11.6 Tabel rincian *Physical Plant Cost* (PPC)

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)
1.	Harga peralatan	8,043,483.11
2.	Biaya pemasangan alat	2,723,384.04
3.	Biaya pemipaan	5,446,768.09
4.	Biaya instrumentasi	950,017.69
5.	Biaya isolasi	506,676.10
6.	Biaya listrik	950,017.69

7.	Biaya utilitas	986,087.42
8.	Biaya bangunan	8,412,798.77
9.	Biaya tanah dan perbaikan	5,412,490.36
Total		33,431,723.26

11.18 Engineering and Construction (EC)

Untuk PPC lebih dari \$ 5.000.000,00 maka EC sebesar 20% PPC (Tabel 4, hal 4, Aries and Newton, 1955) diperoleh:

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya untuk EC} &= 20\% \times \text{PPC} \\
 &= 20\% \times \$ 33,431,723.26 \\
 &= \$ 6,686,344.65 \\
 \text{Direct Plant Cost (DPC)} &= \text{PPC} + \text{EC} \\
 &= \$ 33,431,723.26 + \$ 6,686,344.65 \\
 &= \$ 40,118,067.91
 \end{aligned}$$

11.19 Contractors Fee (CF)

Harga contractor fee sebesar 4 – 10% dari DPC (hal 4, Aries and Newton, 1955) diperoleh:

$$\begin{aligned}
 \text{CF} &= 5\% \times \text{DPC} \\
 &= 5\% \times \$ 40,118,067.91 \\
 &= \$ 2,005,903.40
 \end{aligned}$$

Maka, jumlah total Fixed Capital Investment adalah

$$\begin{aligned}
 \text{Total Fixed Capital Investment} &= \text{DPC} + \text{CF} + \text{C} \\
 &= \$ 40,118,067.91 + \$ 2,005,903.40 \\
 &+ \$ 6,017,710.19 \\
 &= \$ 48,141,681.50
 \end{aligned}$$

11.20 Contingency Cost (C) / Biaya tak terduga

Dipilih contingency tingkat "average" = 15% (Tabel 5, hal 4, Aries and Newton, 1955) diperoleh:

$$C = 15\% \times \text{DPC}$$

$$= 15\% \times \$ 40,118,067.91$$

$$= \$ 6,017,710.19$$

Maka, jumlah total Fixed Capital Investment adalah

$$\text{Total Fixed Capital Investment} = \text{DPC} + \text{CF} + \text{C}$$

$$= \$ 40,118,067.91 + \$ 2,005,903.40$$

$$+ \$ 6,017,710.19$$

$$= \$ 48,141,681.50$$

11.21 Biaya Produksi (Manufacturing Cost, MC)

Perusahaan mengambil kebijaksanaan jam kerja sebagai berikut: Pabrik

beroperasi selama 1 tahun = 330 hari

Pabrik beroperasi selama 1 hari = 24 jam

11.22 Biaya Produksi (Manufacturing Cost, MC)

Direct manufacturing cost meliputi raw materail, labor cost, supervision maintenance, plant supplies, royalties and patents dan utility.

1. Harga bahan baku (raw material)

a. Crude Palm Oil (C₃H₅(COOR)₃ 99,5%

$$\text{Kebutuhan} = 45,106.4976 \text{ kg/jam}$$

$$= 357,243.4608 \text{ ton/tahun}$$

$$\text{Harga} = \$ 495,00/\text{ton} (\text{www.alibaba.com})$$

$$\text{Biaya per tahun} = \$ 176,835,513.08/\text{tahun}$$

$$= \text{Rp } 2,522,912,265,090.54/\text{tahun}$$

b. Asam Fosfat (H₃PO₄) 85%

$$\text{Kebutuhan} = 21.1210 \text{ kg/jam}$$

$$= 167.2782 \text{ ton/tahun}$$

$$\text{Harga} = \$ 840,00/\text{ton} (\text{www.alibaba.com})$$

$$\text{Biaya per tahun} = \$ 140,513.67/\text{tahun}$$

$$= \text{Rp } 2,004,708,533.55/\text{tahun}$$

c. Natrium hidroksida (NaOH) 48%

$$\text{Kebutuhan} = 888.9851 \text{ kg/jam}$$

$$= 7,040.7622 \text{ ton/tahun}$$

$$\begin{aligned} \text{Harga} &= \$ 450,00/\text{ton} \text{ (www.alibaba.com)} \\ \text{Biaya per tahun} &= \$ 3,168,342.98/\text{tahun} \\ &= \text{Rp } 45,202,749,342.60/\text{tahun} \end{aligned}$$

d. Metanol (CH₃OH) 99%

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan} &= 5,553.1639 \text{ kg/jam} \\ &= 43,981.0581 \text{ ton/tahun} \\ \text{Harga} &= \$ 800,00/\text{ton} \text{ (www.alibaba.com)} \\ \text{Biaya per tahun} &= \$ 35,184,846.45/\text{tahun} \\ &= \text{Rp } 501,982,204,337.13/\text{tahun} \end{aligned}$$

e. Bleaching Earth (BE) 99%

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan} &= 448.8209 \text{ kg/jam} \\ &= 3,554.6613 \text{ ton/tahun} \\ \text{Harga} &= \$ 30,00/\text{ton} \text{ (www.alibaba.com)} \\ \text{Biaya per tahun} &= \$ 106,639.84/\text{tahun} \\ &= \text{Rp } 1,521,430,583.50/\text{tahun} \end{aligned}$$

Harga bahan baku total adalah

$$\begin{aligned} &= \$ 176,835,513.08 + \$ 140,513.67 + \$ 3,168,342.98 + \$ 35,184,846.45 + \\ &\quad \$ 106,639.84 \\ &= \$ 215,435,856.02/\text{tahun} \\ &= \text{Rp } 3,073,623,357,887.33/\text{tahun} \end{aligned}$$

Biaya pengangkutan dari pelabuhan sampai lokasi pabrik sebesar 2% biaya bahan.

$$\begin{aligned} \text{Biaya pengangkutan} &= 2\% \times \$ 215,435,856.02/\text{tahun} \\ &= \$ 4,308,717.12/\text{tahun} \\ &= \text{Rp } 61,472,467,157.75/\text{tahun} \end{aligned}$$

Biaya bahan baku sampai lokasi pabrik:

$$\begin{aligned} &= \text{harga bahan baku total} + \text{biaya pengangkutan} \\ &= \$ 215,435,856.02 + \$ 4,308,717.12 \end{aligned}$$

= \$ 219,744,573.14/tahun

= Rp 3,135,095,825,045.08/tahun

2. Harga produk (product) / Sales

Biodiesel (CH₃COOH) 99%

Produksi = 350,000.0000 ton/tahun

Harga = \$ 1.000,00/ton (www.alibaba.com)

= \$ 350,000,000.00/tahun

= Rp 4,993,450,000,000.00/tahun

3. Tenaga kerja (labour cost)

Labour merupakan tenaga kerja yang berhubungan langsung dengan proses

produksi. Rincian jumlah gaji dapat dilihat pada Tabel 11.7

Tabel 11.7 Biaya tenaga kerja

No	Karyawan	Gaji/bulan (Rp)	Kualifikasi
1	Presiden Direktur	38.000.000,00	S1 Pengalaman 10 tahun
2	Direktur	22.000.000,00	S1 Pengalaman
3	Wakil Direktur	20.000.000,00	S1 Pengalaman
4	Kepala Departemen	11.400.000,00	S1 Pengalaman
5	Wakil Kep. Dept.	10.500.000,00	S1 Pengalaman
6	Kepala <i>Shift</i>	5.700.000,00	S1 Pengalaman
7	Staff Departemen	4.000.000,00	Pengalaman/ Fresh S1/D3
8	Sekretaris	4.000.000,00	Pengalaman/FreshSMA/Sedrajat
9	Operator	4.500.000,00	SMA/Sedrajat
10	Dokter	4.500.000,00	S1 Pengalaman
11	Karyawan <i>shift</i>	4.000.000,00	S1/D3 Pengalaman/Fresh
12	Karyawan non <i>shift</i>	4.000.000,00	SLTA/Sederajat
13	Supir	3.800.000,00	SLTA/Sederajat
	Total	136.400.000.00	

Total labour cost (upah pegawai) = Rp 14.826.000.000,00/tahun

= \$ 1,039,181.33/tahun

4. Supervision (pengawasan)

Supervision 10 – 25% labour cost (hal 163, Aries and Newton, 1955)

Diambil 10% dari labour cost = $10\% \times \$ 1,039,181.33/\text{tahun}$

$$= \$ 103,918.13/\text{tahun}$$

5. Maintenance (perawatan)

Jenis: average, 6 – 7% (Tabel 38, hal. 164, Aries and Newton, 1955).

Diambil 6% dari FCI = $6\% \times \$ 45,062,148.59$

$$= \$ 2,703,728.92$$

6. Plant supplies

Plant supplies 15% maintenance cost (hal 168, Aries and Newton, 1955)

Plant supplies = $15\% \times \$ 2,703,728.92$

$$= \$ 405,559.34$$

7. Royalty and patents

Royalty and patents 1 – 5% sales price (hal 168, Aries and Newton, 1955)

Diambil 1% dari Sa = $1\% \times \$ 350,000,000.00$

$$= \$ 3,500,000.00$$

1. Utilitas

a. NaCl

Kebutuhan = 3,836.0695 kg/hari

$$= 1,265,902.9240 \text{ kg/tahun}$$

Harga = Rp 1.500,00/kg (www.alibaba.com)

Biaya per tahun = Rp 1,898,854,385.96 /tahun

$$= \$ 133,094.16/\text{tahun}$$

b. NaOH

Kebutuhan = 3,836.0695 kg/hari

$$= 1,265,902.9240 \text{ kg/tahun}$$

Harga = Rp 1.700,00/kg (www.alibaba.com)

Biaya per tahun = Rp 2,152,034,970.75 /tahun

$$= \$ 150,840.05 /\text{tahun}$$

c. Tawas ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$)

Kebutuhan = 26.5200 kg/hari

$$= 8,751.6000 \text{ kg/tahun}$$

$$\text{Harga} = \text{Rp } 1.500,00/\text{kg} \text{ (www.alibaba.com)}$$

$$\text{Biaya per tahun} = \text{Rp } 13,127,400.00 \text{ /tahun}$$

$$= \$ 920.12 \text{ /tahun}$$

d. Na_2CO_3

$$\text{Kebutuhan} = 390.0000 \text{ kg/hari}$$

$$= 128,700.0000 \text{ kg/tahun}$$

$$\text{Harga} = \text{Rp } 1.700,00/\text{kg} \text{ (www.alibaba.com)}$$

$$\text{Biaya per tahun} = \text{Rp } 218,790,000.00 \text{ /tahun}$$

$$= \$ 15,335.39 \text{ /tahun}$$

e. Kaporit

$$\text{Kebutuhan} = 49,7824 \text{ kg/hari}$$

$$= 16.428,1755 \text{ kg/tahun}$$

$$\text{Harga} = \text{Rp } 3.300,00/\text{kg} \text{ (www.alibaba.com)}$$

$$\text{Biaya per tahun} = \text{Rp } 54,212,979.15/\text{tahun}$$

$$= \$ 3,799.89/\text{tahun}$$

f. N_2H_4

$$\text{Kebutuhan} = 43.5889 \text{ kg/hari}$$

$$= 14,384.3473 \text{ kg/tahun}$$

$$\text{Harga} = \text{Rp } 1.900,00/\text{kg} \text{ (www.alibaba.com)}$$

$$\text{Biaya per tahun} = \text{Rp } 27,330,259.86/\text{tahun}$$

$$= \$ 1,915.63 \text{ /tahun}$$

g. Bahan bakar generator (residual fuel oil)

$$\text{Kebutuhan} = 8,593.1294 \text{ L/tahun}$$

$$= 2,270.0642 \text{ gallon/tahun}$$

$$\text{Harga} = \$ 1,50/\text{gallon} \text{ (www.pertamina.com)}$$

$$\text{Biaya per tahun} = \$ 3,405.10 \text{ /tahun}$$

$$= \text{Rp } 48,580,508.23 \text{ /tahun}$$

h. Bahan bakar boiler (residual fuel oil)

$$\text{Kebutuhan} = 4,527,686.5568 \text{ L/tahun}$$

= 1,196,088.0131 gallon/tahun

Harga = \$ 1,50/gallon (www.pertamina.com)

Biaya per tahun = \$ 1,794,132.02 /tahun

= Rp 25,596,881,523.97/tahun

i. Listrik

Kebutuhan = 327.1318 kW

= 2,590,883.8560 kW/tahun

Harga = Rp 1.300,00/kWh

Biaya per tahun = Rp 3,279,435,588.00/tahun

= \$ 236,079.70 /tahun

Perincian kebutuhan utilitas:

NaCl	= \$	133,094.16 /tahun	
NaOH	= \$	150,840.05 /tahun	
Tawas ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$)	= \$	920.12 /tahun	
Na_2CO_3	= \$	15,335.39/tahun	
Kaporit	= \$	3,799.89/tahun	
N_2H_4	= \$	1,915.63 /tahun	
Bahan bakar generator	= \$	3,405.10/tahun	
Bahan bakar <i>boiler</i>	= \$	1,794,132.02 /tahun	
Listrik	= \$	236,079.70 /tahun	+
Total	= \$	2,339,522.05/tahun	

Berdasarkan rincian perhitungan di atas, maka dibuat tabel Direct Manufacturing Cost (DMC) sebagai berikut:

Tabel 11.8 Direct Manufacturing Cost (DMC)

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)
1.	<i>Raw material</i>	219.744.573,14
2.	<i>Labor cost</i>	1.039.181,33
3.	<i>Supervision</i>	103.918,13
4.	<i>Maintenance</i>	2,888,500.89
5.	<i>Plant supplies</i>	433,275.13
6.	<i>Royalties and Patents</i>	3.500.000,00

7.	Utilitas	2,339,522.05
Total		230,050,012.55

11.23 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

1. Payroll Overhead

Payroll overhead 15 – 20% labour cost (hal 173, Aries and Newton, 1955)

Dipilih 15% labour cost = 15% × \$ 1,039,181.33

= \$ 155,877.20

2. Laboratory

Laboratory 10 – 20% labour cost (hal 174, Aries and Newton, 1955)

Dipilih 10% labour cost = 10% × \$ 1,039,181.33

= \$ 103,918.13

3. Plant Overhead

Plant overhead 50 – 100% labour cost (hal 174, Aries and Newton, 1955)

Dipilih 50% labour cost = 50% × \$ 1,039,181.33

= \$ 519,590.66

4. Packaging and Shipping

Packaging and shipping 13% sales price (hal 177, Aries and Newton, 1955)

13% sales price = 13% × \$ 350,000,000.00

= \$ 45,500,000.00

Berdasarkan rincian perhitungan di atas, maka dibuat tabel Indirect Manufacturing Cost (IMC) sebagai berikut:

Tabel 11.9 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)
1.	<i>Payroll overhead</i>	155,877.20
2.	<i>Laboratory</i>	103,918.13
3.	<i>Plant overhead</i>	519,590.66
4.	<i>Packaging and shipping</i>	45,500,000.00
Total		46,279,386.00

11.24 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

1. Depreciation

Depreciation 8 – 10% FCI (hal 180, Aries and Newton, 1955)

Dipilih 8% FCI = $8\% \times \$ 48,156,781.11$

= \$ 3,852,542.49

2. Property Taxes

Property taxes 1 – 2% FCI (hal 181, Aries and Newton, 1955)

Dipilih 1% FCI = $1\% \times \$ 48,156,781.11$

= \$ 481,567.81

3. Insurance

Insurance 1% FCI (hal 182, Aries and Newton, 1955)

1% FCI = $1\% \times \$ 48,156,781.11$

= \$ 481,567.81

Berdasarkan rincian perhitungan di atas, maka dibuat tabel Fixed Manufacturing Cost (FMC) sebagai berikut:

Tabel 11.10 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)
1.	<i>Depreciation</i>	3,852,542.49
2.	<i>Property taxes</i>	481,416.81
3.	<i>Insurances</i>	481,416.81
Total		4,815,678.11

Total Manufacturing Cost

= FMC + IMC + DMC

= \$ 4,815,678.11 + \$ 46,279,386.00 + \$ 230,050,012.55

= \$ 281,145,076.65

11.25 Modal Kerja (Working Capital)

1. Raw Material Inventory (RMI)

Persediaan bahan baku selama 10 hari operasi

= $\frac{10}{330} \times \$ 219,744,537.14$

$$= \$ 6,658,926.46$$

2. In Process Inventory (IPI)

Persediaan bahan baku untuk 24 jam proses produksi dengan harga 50% dari Total

Manufacturing Cost.

$$= \frac{1}{330} \times 50\% \times \$ 281,145,076.65$$

$$= \$ 425,977.39$$

2. Product Inventory (PI)

Persediaan produk selama satu bulan produksi dengan harga manufacturing cost.

$$= \frac{1}{12} \times \$ 281,145,076.65$$

$$= \$ 23,428,756.39$$

3. Extended Credit (EC)

Persediaan uang untuk menutup penjualan produk yang belum dibayar, dianggap sama dengan penjualan 1 bulan produk.

$$= \frac{1}{12} \times \$ 350,000,000.00$$

$$= \$ 29,166,666.67$$

5. Available Cash (AC)

Sejumlah uang kontan yang tersedia di pabrik yang sewaktu-waktu bisa diambil (untuk membayar gaji, pembelian barang, dan lain lain) sebesar 1 bulan dari manufacturing cost

$$\frac{1}{12} \times \$ 281,178,737.16$$

$$= \$ 23,428,756.39$$

Berdasarkan rincian perhitungan di atas, maka dibuat tabel Working Capital (WC) sebagai berikut

Tabel 11.12 Working Capital (WC)

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)
1.	<i>Raw material inventory</i>	6,658,926.46
2.	<i>In process inventory</i>	425,977.39
3.	<i>Product inventory</i>	23,428,756.39
4.	<i>Extended credit</i>	29,166,666.67
5.	<i>Available cash</i>	23,428,756.39
Total		83,109,083.29

Total Capital Investment

$$= WC + FCI$$

$$= \$ 83,109,083.29 + \$ 48,156,781.11$$

$$= \$ 131,265,864.40$$

11.26 Return On Investment (ROI)

Return on investment merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didasarkan atas kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan. Ditetapkan resiko pabrik sebagai low risk 11% sebelum pajak (Aries and Newton, 1955).

$$\% ROI = \frac{\text{Annual Profit}}{\text{Ficed Capital Investment}} \times 100\%$$

1. ROI sebelum pajak

$$\begin{aligned} \text{Prb} &= \frac{\text{Annual Profit}}{\text{Ficed Capital Investment}} \times 100\% \\ &= \frac{\$ 21,481,960.54}{\$ 48,156,781.11} \times 100\% \\ &= 45\% \end{aligned}$$

2. ROI sesudah pajak

$$\begin{aligned} \text{Pra} &= \frac{\text{Annual Profit}}{\text{Ficed Capital Investment}} \times 100\% \\ &= \frac{\$ 12,889,176.32}{\$ 48,156,781.11} \times 100\% \\ &= 26,77\% \end{aligned}$$

11.27 Pay out time

Merupakan waktu minimum yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang diinvestasikan atas dasar keuntungan setiap tahun setelah ditambah depresiasi. Dengan kriteria *low risk* maka nilai maksimum POT sebesar 5 tahun sebelum pajak (Aries and Newton, 1955).

$$POT = \frac{if}{Pr + 0.1 If}$$

Keterangan, POT = *pay out time*, tahun

If = *fixed capital investment*

Pr = *annual profit*

1. POT sebelum pajak

$$\begin{aligned} POTb &= \frac{If}{Pr+0,1 If} \\ &= \frac{\$ 48,156,781.11}{\$ 21,481,960.54 + 0,1 \times \$ 48,156,781.11} \\ &= 1,8312 \text{ tahun} \end{aligned}$$

2. POT sesudah pajak

$$\begin{aligned} POTa &= \frac{If}{Pr+0,1 If} \\ &= \frac{\$ 48,156,781.11}{\$ 12,889,176.32 + 0,1 \times \$ 48,156,781.11} \\ &= 2,7200 \text{ tahun} \end{aligned}$$

11.28 Break event point

Break event point adalah titik impas suatu batas produksi, apabila pengoperasian pabrik di bawah kapasitas akan mengakibatkan kerugian dan pengoperasian pabrik di atas kapasitas akan mendapatkan keuntungan. Nilai BEP berkisar 40 – 60% untuk pabrik dengan resiko rendah (Aries and Newton, 1955).

$$\text{BEP} = \frac{\text{Fa} + 0,3 \text{ Ra}}{\text{Sa} - \text{Va} - 0,7 \text{ Ra}} \times 10\%$$

Keterangan,

Fa = *annual fixed manufacturing cost* pada produksi maksimum

Ra = *annual regulated expenses* pada produksi maksimum

Sa = *annual sales value* pada produksi maksimum

Va = *annual variabel expenses* pada produksi maksimum

Fa = *depreciation + property taxes + insurances*

$$= \$ 3,851,334.52 + \$ 481,416.81 + \$ 481,416.81$$

$$= \$ 4,815,678.11$$

Ra = *labour cost + plant overhead + supervision + laboratory*

+ *maintenance + general expenses + plant supplies*

$$= \$ 1.039.181,33 + \$ 519.590,66 + \$ 103.918,13 +$$

$$\$ 103.918,13 + \$ 2.868.500,89 + \$ 47.373.311,93 + \$ 433.275,13$$

$$= \$ 52,462,388.96$$

Sa = *annual sales value*

$$= \$ 350,000,000.00$$

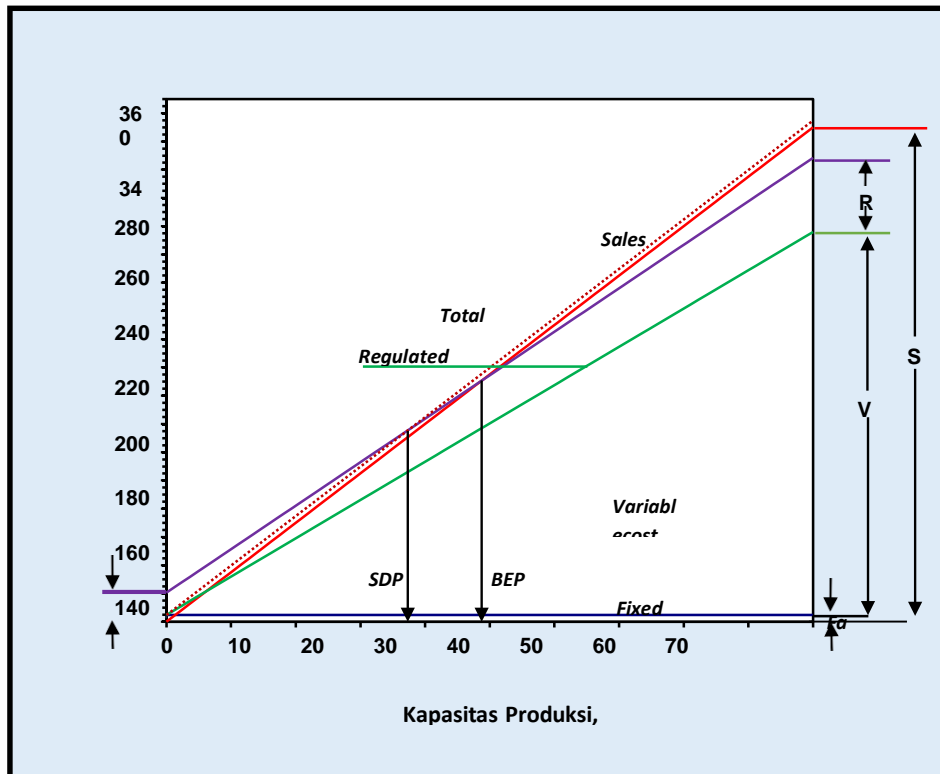
Va = *raw material + packing and shipping + royalties + utilitas*

$$= \$ 219,744,573.14 + \$ 45,500,000.00 + \$ 2,375,734.39 + \$ 3,500,000.00$$

$$= \$ 271,084,095.19$$

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

$$\begin{aligned}
 & \$ 44,815,678.11 + 0,3 \times \$ 52,462,388.96 \\
 = & \frac{\quad}{\$ 350,000,000.00 - \$ 271,084,095.19 - 0,7 \times \$ 52,462,388.96} \times 100\% \\
 = & 48,72\%
 \end{aligned}$$



Gambar 11.2 Grafik evaluasi ekonomi

Keterangan:

Fa = *annual fixed manufacturing cost* pada produksi maksimum (*depreciation, property taxes, dan insurances*)

Ra = *annual regulated expenses* pada produksi maksimum (*labour cost, plant overhead, supervision, laboratory, maintenance, general expenses, dan plant supplies*)

Sa = *annual sales value* pada produksi maksimum

Va = *annual variabel expenses* pada produksi maksimum (*raw material, packaging and shipping, royalties, dan utilitas*)

BEP = perpotongan antara garis *sales* dengan *total cost* yang menunjukkan tingkat produksi dengan nilai *sales* sama dengan *total cost*

SDP = kondisi besarnya Fa sama dengan selisih antara *total cost* dengan *sale*

BAB XII

KESIMPULAN

Prarancangan pabrik biodiesel dari crude palm oil dan metanol dengan kapasitas produksi 350.000 ton/tahun, direncanakan didirikan di Kecamatan Meliau, Kabupaten Sanggau, Kalimantan Barat. Dengan luas area 35.100 m². Hasil dari perhitungan dan evaluasi ekonomi, dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. Ketersediaan bahan baku berupa CPO yang mudah diperoleh serta bisa menghasilkan produk biodiesel yang ramah lingkungan.
2. Produk utama yang dihasilkan yaitu biodieseldengan kemurnian 98% dengan produk sampingnya berupa oksigen.
3. Proses yang digunakan yaitu proses Transesterifikasi.
4. Bila dilihat Pay Out Time (POT) sebelum pajak sebesar 1,8312 tahun dan setelah pajak sebesar 2,7200 tahun. Diketahui POT maksimal untuk pabrik dengan resiko rendah (low risk) sebelum pajak adalah 5 tahun (Aries & Newton, 1955).
5. Dilihat dari tekanan operasinya yang dibawah 50 atm daengan suhu operasi yang rendah serta sifat kimia dan fisis bahan yang tidak berbahaya serta tidak beracun, maka pabrik ini termasuk pabrik beresiko rendah dan layak untuk di dirikan.

DAFTAR PUSTAKA

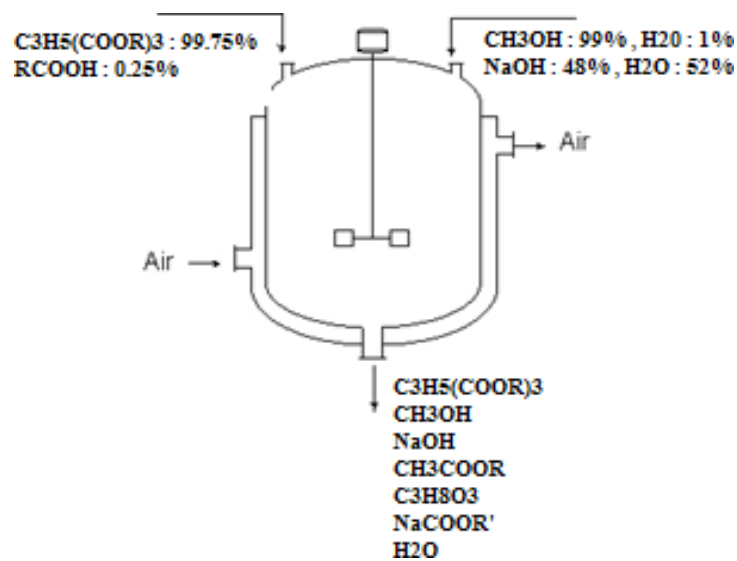
- Abimanyu,A dan Muhammad,A.(2022).*Pra Rancangan Pabrik Biodiesel Dari Minyak Kelapa Sawit Dan Metanol Dengan Kapasitas 100.000 Ton/Tahun*. (skripsi). Sekolah Pascasarjana, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta
- Adi, Agus C, dkk.(2020).*Handbook of Energy & Economic Statistics of Indonesia. Jurnal Ministry of Energi and Resources Republic of Indonesia*.
- Azwaruddin, Dzikri.(2020).*Pra Rancangan Pabrik Biodiesel Dari Palm Oil Mill Effluent (Pome) Menggunakan Katalis Asam Sulfat Pada Reaksi Esterifikasi Dan Natrium Hidroksida Pada Reaksi Transesterifikasi Dengan Kapasitas 20.000 Ton/Tahun*. (Skripsi). Sekolah Pascasarjana, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.
- Budiman, Arief, dkk., 2021. *Biodiesel Bahan Baku, Proses, dan Teknologi*, Yogyakarta: Gadjah Mada University Press.
- Devita,Liza.(2015). Biodiesel Sebagai Bioenergi Alternatif Dan Prospektif. *Jurnal Agrica Ekstensia. Vol. 9 No. 23-26*
- Ekawati,Safitr, dkk. (2020). Analisa Ekonomi Prarancangan Pabrik Kimia Pembuatan Biodiesel Dari Minyak Biji Randu (Ceiba Pentandra) Menggunakan Katalis Heterogen Cao Dengan Kapasitas 22.000 Ton/Tahun. *Jurnal Teknologi Separasi*
- Niawanti.(2020). Review Perkembangan Metode Produksi Dan Teknologi Pemurnian Dalam Pembuatan Biodiesel. *jurnal chemurgy*.
- Setiawan, Bayu P.(2016). *Pra Rancangan Pabrik Biodieseldari Cpo Parit Kapasitas 60.000 Ton/Tahun*. (Skripsi). Sekolah Pascasarjana, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.
- Subyanita, Yurisch.(2012). *Pra Rancangan Pabrik Biodiesel Dari Cpo Waste Dan Metanol Dengan Kapasitas 40.000 Ton/Tahun*. (skripsi). Sekolah Pascasarjana, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.
- Tera, Marta Y.(2016). *Pra Rancangan Pabrik Biodiesel Dari Biji Mahoni Dengan Proses Esterifikasi – Transesterifikasi Dengan Kapasitas 54.453 Ton/Tahun*. (Skripsi). Sekolah Pascasarjana, Universitas Tribhuwana Tungadewi, Malang.

PERANCANGAN REAKTOR

Jenis : RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk)

Fungsi : Mereaksikan Crude Palm Oil ($C_3H_5(COOR)_3$) dengan Metanol (CH_3OH)

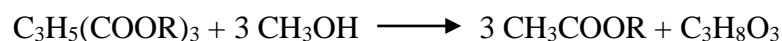
Menggunakan katalis basa Natrium Hidroksida ($NaOH$) menjadi Metil Ester (CH_3COOR) dan Gliserol ($C_3H_8O_3$) .



Kondisi Operasi :

Tekanan (P)	= 1,5 atm = 22,05 psi
Suhu (T)	= 70°C = 343 K
Sifat	= Isotermal
Konversi (total)	= 98% (US patent no US 8,378,132 B2)
Perbandingan Reaktan	= 1 : 6 (CA patent no CA 2,724,970 A1)
Katalis	= NaOH (1% dari BPO, C.A patent 2,724,970 A1)

Persamaan reaksi :



Berdasarkan perhitungan pada neraca massa, diperoleh hasil sebagai berikut :

Tabel 1. Neraca Massa di Reaktor

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	dari Filter	dari Mixer 1	
Trigliserida	44.269,7170		885,3943
CH3OH		10.023,3321	5.111,8994
H2O		599,0379	606,4347
CH3COOR			43.588,9656
C3H8O3			4.706,7897
NaOH		442,6972	426,2599
FFA	110,9517		0,0000
NaCOOR'			119,9922
Total	55.445,7359		55.445,7359

- Menentukan Kecepatan Volumetrik (Fv)

Tabel 2. Kecepatan Volumetrik

Komponen	Massa (kg/jam)	Densitas, ρ (kg/m ³)	Fv = $\frac{m}{\rho}$ (m ³ /jam)
C3H5(COOR)3	44.269,7170	859,8512	51,4853
FFA	110,9517	847,5610	0,1309
CH3OH	10.023,3321	743,9423	13,4733
NaOH	442,6972	1.891,8869	0,2340
H2O	599,0379	985,3666	0,6079
Total	55.445,7359		65,9314

Kecepatan volumetric larutan, (Fv) = 65,9314 m³/jam

- Konsentrasi Bleaching Palm Oil (C₃H₅(COOR)₃)

$$C_{A0} = \frac{M}{BM \times FV}$$

$$= \frac{52,2049 \text{ kgmol/jam}}{848 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} \times 65,9314 \text{ m}^3/\text{jam}}$$

$$= 0,7918 \text{ kgmol/m}^3$$

- Konsentrasi Metanol (CH₃OH)

$$C_{B0} = \frac{M}{BM \times Fv}$$

$$= \frac{313,2291 \text{ kgmol/jam}}{32 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} \times 65,9314 \text{ m}^3/\text{jam}}$$

$$= 4,7508 \text{ kgmol/m}^3$$

1. Penentuan Konstanta Kecepatan Reaksi

Persamaan reaksi



Berdasarkan asumsi, persamaan kecepatan reaksi dapat dinyatakan

sebagai berikut $(-r_A) = k \cdot C_A \cdot C_B$

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

$$C_B = C_{B0} - 3C_{A0} \cdot X_A$$

Neraca massa pada reactor yang ke-i untuk komponen A :

Rate of input – rate of output – rate of reaction = rate of accumulation

$$\begin{aligned} Fv \cdot C_{Ai-1} - Fv \cdot C_{Ai} - (-r_A) \cdot V &= 0 \\ Fv \cdot (C_{Ai-1} - C_{Ai}) &= (-r_A) \cdot V \\ \frac{V}{Fv} &= \frac{(C_{Ai-1} - C_{Ai})}{(-r_A)} ; \theta = \frac{V}{Fv} \\ \theta &= \frac{(C_{Ai-1} - C_{Ai})}{(-r_A)} \end{aligned}$$

dimana θ adalah waktu tinggal dalam reaktor.

$$\text{Jika, } C_{Ai-1} = C_{A0}(1 - X_{Ai-1})$$

$$C_{Ai} = C_{A0}(1 - X_{Ai})$$

Maka :

$$C_{A0}(1 - X_{Ai-1}) - C_{A0}(1 - X_{Ai}) = (-r_A) \cdot \theta$$

$$C_{A0}(X_{Ai} - X_{Ai-1}) = (-r_A) \cdot \theta$$

$$(-r_A) = \frac{C_{A0}(X_{Ai} - X_{Ai-1})}{\theta}$$

$$\text{Untuk } i = 1 : (-r_A) = \frac{C_{A0}(X_{A1}-X_{A0})}{\theta}$$

Persamaan kecepatan reaksi :

$$(-r_A) = k \cdot C_A \cdot C_B$$

$$\text{Dengan : } C_A = C_{A0} (1-X_A)$$

$$C_B = C_{B0} - 3C_{A0} X_A$$

Maka :

$$(-r_A) = k C_{A0} (1-X_A) (C_{B0} - 3C_{A0} \cdot X_A)$$

Persamaan (2) disubstitusikan ke persamaan (3), sehingga :

$$K = \frac{(X_{A1}-X_{A0})}{\theta (1-X_{A1})(C_{B0}-3C_{A0} \cdot X_{A1})}$$

Sehingga dapat dituliskan persamaan untuk menghitung waktu tinggal dalam reaktor:

$$\theta = \frac{(X_{Ai} - X_{Ai-1})}{k(1 - X_{Ai})(C_{B0} - 3C_{A0} \cdot X_{Ai})}$$

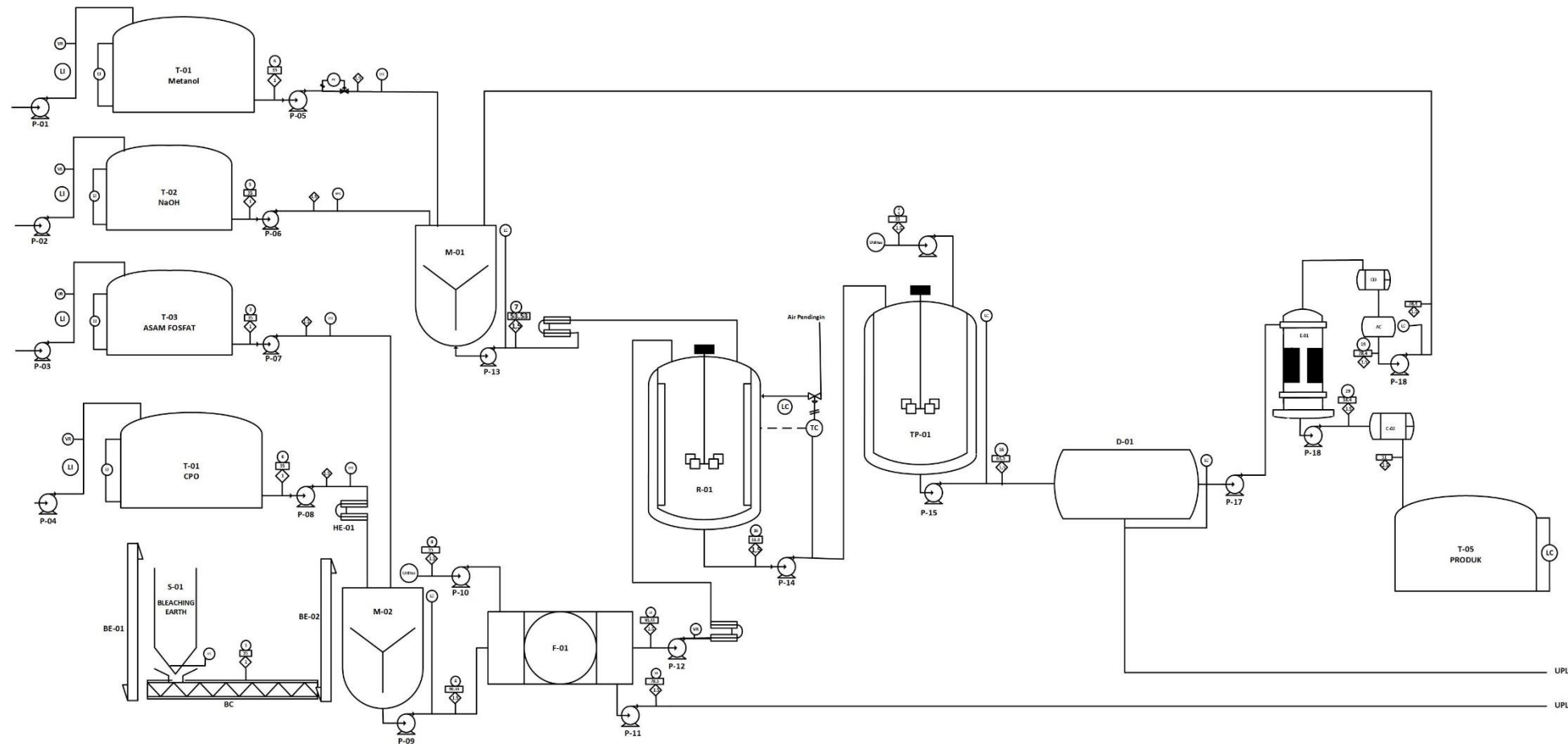
Berdasarkan data dari U.S. Patent 9,090,845 B2 diperoleh waktu tinggal (θ) = 4 jam dan konversi (X_A) = 0,98 maka nilai konstanta kecepatan reaksi (k) dapat dihitung dengan persamaan (4) seperti berikut:

$$K = \frac{(X_A - X_{A0})}{\theta (1 - X_A)(C_{B0} - 3C_{A0} X_A)}$$

$$K = \frac{(0,98-0)}{(4)(1-0,98)[4,7508-3(0,7918)(0,98)]}$$

$$K = 5,0559 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA BIODIESEL DARI CPO DAN METANOL
KAPASITAS 350.000 TON/TAHUN**



Nomer	Komponen	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 11	Arus 12	Arus 13	Arus 14	Arus 15	Arus 16	Arus 17
1	$C_3H_5(COOR)_3$		44.269,7170		44.269,7170						44.269,7170	14.9335709		885,3943	282.4408	602.9535		602.9535
2	RCOOH		222,4609		22,4609					111,5092	110.9517							
3	H_3PO_4			1.770,7887	1.770,7887					1.770,7887								
4	NaOH					442.6972		442.6972				426.2590		426.3599	426.3599			
5	CH_3OH						5.422,6227	10.023,3321				6.702,2590		5,111.8994	511.1899	4,600.7093	4,600.7093	
6	CH_3OH			312.492	312.4921	450,3650	37,5304	598,5733	2.955,3329	3.267,8251		606,4347	10.461,3518	11,067.7865	10,957.1086	110.6779	110.6779	
7	CH_3COOR													29.474,5241		43,588.9656		43,588.9656
8	Bleaching Earth	442,6972			442,6972					442,6972								
9	$C_3H_5O_3$											3.182,6951		4.706,7897	4.706,7897			
10	NaCOOH											119.9922		119.9922	11.992			

	JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS NAHDLATUL ULAMA AL GHAZALI CILACAP
	PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM PABRIK BIODIESEL DARI CPO DAN METANOL KAPASITAS 350.000 TON PER TAHUN
Dikerjakan oleh: Fikar Rohman (17242011004)	
Dosen pembimbing: 1. Siti khuzaimah S.T., M.Pd 2. Ichya Musyafizur Ziqri S.Pd., M.si.	

KODE	KETERANGAN
T-01	Tanki Metanol
T-02	Tanki Naoh
T-03	Tanki Asam Fosfat
T-04	Tanki CPo
M	Mixer
S-01	Silo
F	Filter
R-01	Reaktor
TP	Tangki Pencuci

KODE	KETERANGAN
CD-01	Condensor
P	Pompa
HE-01	Heat exchanger
H	Hopper
BL-01	Blower
LC	Level Control

SIMBOL	KETERANGAN
	Flow controller
	Temperature controller
	Level controller
	Stream ID

SIMBOL	KETERANGAN
	Temperature °C
	Control valve
	Electric connection
	Piping